

**SIMULACION Y EVALUACION OPERACIONAL DE UN SISTEMA DE  
TRATAMIENTO DE GAS NATURAL CON DIFERENTES MEZCLAS DE  
HIDROCARBUROS INDUSTRIALES**

DIRECTOR DE PROYECTO  
Ing. Químico Crisóstomo Barajas

Co-Director  
Ing. Jorge Forero

Ana Maria Espinel Martinez  
Julián Eduardo Santander Uribe

Tesis de grado

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO QUIMICAS  
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA  
Bucaramanga, Octubre de 2005

1. TITULO: SIMULACION Y EVALUACION OPERACIONAL DE UN SISTEMA DE TRATAMIENTO DE GAS NATURAL CON DIFERENTES MEZCLAS DE HIDROCARBUROS INDUSTRIALES\*

2. AUTORES: Ana Maria Espinel Martínez, Julián Eduardo Santander Uribe\*\*.

3. PALABRAS CLAVES: absorbedor, aceite absorbente, hidrocarburos, pureza, red energética.

#### 4. RESUMEN

En el presente trabajo, con el fin de mejorar la productividad de la planta de la superintendencia de provincia, se simuló la planta de tratamiento de gas natural y se estudiaron los siguientes factores: temperatura de entrada del gas al absorbedor, temperatura del aceite a la entrada del absorbedor, peso molecular del aceite absorbente, y red de enfriamiento. Estos factores afectan directamente los productos, el consumo energético de la planta y la pureza del gas obtenido.

Se observó que la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor tiene una influencia nula sobre el proceso, además se determinó que el aceite utilizado debe ser una mezcla de hidrocarburos con un peso molecular dentro de un rango de 140 a 150 kg/kmol. Se modificaron las corrientes de la red energética con el fin de disminuir la temperatura de entrada del gas al absorbedor, ya que se determinó que esta es la variable determinante y más importante dentro del proceso.

Finalmente se propuso un diagrama de flujo alternativo en el cual se acoplaron los resultados obtenidos anteriormente. En el diseño de planta propuesto se obtuvo un ahorro energético del 20% con respecto a la planta original y un incremento considerable en la cantidad de los productos obtenidos. De igual forma se deja planteado un esquema de una planta criogénica, para un posible estudio futuro.

## 1. TITLE

SIMULATION AND OPERATIONAL EVALUATION OF A NATURAL GAS TREATING SYSTEM WITH DIFFERENT MIXTURES OF INDUSTRIAL HIDROCARBONS\*.

## 2. AUTHORS

Ana Maria Espinel Martínez, Julián Eduardo Santander Uribe\*\*.

3. Key words: Absorber, absorbing oil, hydrocarbons, purity, energy network.

## 4. ABSTRACT

In the present work, in order to improve the productivity of the “Superintendencia de Provincia” gas plant, a plant for natural gas treating was simulated, and the following factors were studied: Inlet temperature of gas to the absorber, inlet temperature of oil to the absorber, molecular weight of the absorbent oil, and cooling network. These factors directly affect the products, the plants energy utilization and the purity of the obtained gas.

It was observed that the oil inlet temperature into the absorber has an unsound influence over the process. It was also determined that the absorbent oil used should be a mixture of hydrocarbons with a molecular weight between 140 and 150 kg/kmol. The energy network currents were modified in order to lower the inlet temperature of gas into the absorber, which was found to be the most important and determining variable within the process.

Finally, an alternative plant design flow sheet incorporating the previously obtained results was proposed. In the proposed plant design a 20% energy saving in comparison to the original plant was obtained along with a considerable increment in the plant productivity. In the same way a cryogenic plant design was suggested for possible future studies.

## TABLA DE CONTENIDO

	Pag
1. INTRODUCCION	1
2. MARCO TEORICO	3
2.1 Generalidades del gas natural	3
2.2 Procesamiento del gas natural	7
2.3 Efecto de las impurezas encontrada en el gas natural	9
2.4 Especificaciones y condiciones estándar	10
2.5 Operaciones para el tratamiento del gas natural	10
2.5.1 Deshidratación del gas natural	11
2.5.1.1 Deshidratación por absorción	11
2.5.1.2 Deshidratación por absorción	13
2.5.1.3 Deshidratación con membranas semipermeables	14
2.5.2 Separación	14
2.5.2.1 Separación por absorción	15
2.5.2.2 Proceso de refrigeración	15
2.5.2.3 Proceso criogénico	17
2.5.3 Fraccionamiento	17
3. DESARROLLO EXPERIMENTAL	19
3.1 Diagrama de flujo experimental	19
3.2 Consulta del esquema de producción	20
3.3 División de la planta	20
3.4 Recuperación del agua en el gas de pozo y recuperación del glicol	21
3.4.1 Especificación de diseño de los diferentes equipos	21
3.4.2 Diseño de la sección de deshidratación de gas de pozo y Regeneración del glicol	22
3.4.2.1 Esquema de la sección de deshidratación de gas de pozo y regeneración del glicol	22

3.4.2.2 Esquema de la sección de deshidratación de gas pozo y regeneración del glicol con economizador	23
3.4.3 Secuencia de pruebas	23
3.5 Absorción y fraccionamiento	24
3.5.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos	24
3.5.2 Esquema de la sección de absorción y fraccionamiento	27
3.5.3 Secuencia de pruebas	
3.6 Integración energética	30
4. RESULTADOS Y ANALISIS	31
4.1 Deshidratación del gas natural	31
4.2 Absorción y fraccionamiento	33
4.2.1 Análisis del peso molecular del aceite absorbente	33
4.2.1.1 Análisis del peso molecular de aceite absorbente sin recirculación	34
4.2.1.2 Análisis del peso molecular de aceite absorbente con recirculación	38
4.2.2 Análisis del efecto de la temperatura del gas de pozo a la laentrada del absorbedor	40
4.2.3 Análisis del efecto de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor	42
4.3 Integración energética y cambios sugeridos	44
5. CONCLUSIONES	49
6. RECOMENDACIONES	50
7. BIBLIOGRAFIA	51
8. ANEXOS	

## LISTA DE TABLAS

	Pag.
Tabla 2.1 Composiciones molares típicas del gas seco y gas húmedo	4
Tabla 2.2 Poder calorífico de los componentes del gas natural	5
Tabla 2.3 Constantes físicas de los principales compuestos del gas natural	6
Tabla 2.4 Efecto de las impurezas encontradas en el gas natural	9
Tabla 2.5 Propiedades físicas de diferentes glicoles	12
Tabla 2.6 Fraccionamiento de gas natural de acuerdo al equipo Empleado	18
Tabla 4.1 Composición molar del gas de ventas	47

## LISTA DE GRAFICAS

	Pag.
Gráfica 1. Energía en el regenerador del glicol vs. Presión	32
Gráfica 2. Temperatura en el rehervidor vs. Presión	33
Gráfica 3. Aceites principales vs. Flujo molar de productos	34
Gráfica 4. Consumo energético vs. Peso molecular del aceite Absorbente	35
Gráfica 5. Porcentaje de C6+ (pesados ) en el tope del absorbedor vs. Aceites principales	35
Gráfica 6. Reposición de aceites vs. Peso molecular de aceites Principales	35
Gráfica 7. Rango de aceites vs. Flujo molar de productos	37
Gráfica 8. consumo energético vs. Rango de peso molecular del aceite	37
Gráfica 9. Porcentaje de C6+ (pesados) en el tope del absorbedor vs. Rango del peso molecular del aceite	38
Gráfica 10. Número de ciclos vs. Peso molecular de aceites principales	39
Gráfica 11. Número de ciclos vs. Rango de pesos moleculares del aceite	39
Gráfica 12. Flujo molar de productos vs. Temperatura de entrada de gas al absorbedor	40
Gráfica 13. consumo energético vs. Temperatura de entrada del gas al absorbedor	41
Gráfica 14. Porcentaje de c6+ en el gas de ventas vs. Temperatura del gas de entrada al absorbedor	42
Gráfica 15. Temperatura del aceite absorbente vs. Productos	42
Gráfica 16. Temperatura de aceite vs. Cantidad de gas absorbido	43

Gráfica 17. Diferencia entre el consumo energético actual y el consumo del modelo propuesto	46
Gráfica 18. Producción final de ambos modelos	48

## **LISTA DE ANEXOS**

ANEXO A. Tablas de datos de respuesta de la sección de deshidratación del gas y recuperación del glicol

ANEXO B. Tablas de datos de respuesta de la sección de absorción y fraccionamiento.

ANEXO C. Diagrama de flujo de la simulación de la planta de la superintendencia de provincia sobre Hysis 3.1. Plano original

ANEXO D. Diagrama de flujo de la simulación de la planta de la superintendencia de provincia sobre Hysis 3.1. Diseño propuesto

ANEXO E. Diseño propuesto para el tratamiento del gas de la planta de provincia utilizando un proceso criogénico.

## 1. INTRODUCCION

En la actualidad algunas de las plantas de procesamiento de hidrocarburos presentan problemas debido a la falta de actualización tanto en aspectos técnicos como en aspectos de diseño. Una alternativa económicamente viable para mejorar la producción de las mismas, es la manipulación de las diferentes condiciones a las cuales se encuentran operando dichas plantas, evitando los altos costos presentes en un proceso de re-ingeniería.

En este caso en particular se busca la optimización de la planta de tratamiento de gas natural de la superintendencia de Provincia, manejando tanto las condiciones de algunas corrientes como la estructura de la red energética. Se examinan las variables determinantes en el proceso y los posibles cambios realizables para mejorar la producción en general. Con el fin de evitar una fuerte inversión a la planta se busca redefinir la funcionalidad de los equipos ya existentes.

Revisando el manual de la planta de gas y comparando con los datos reales de operación, se encontró que la planta está operando en condiciones diferentes a las de diseño. Por este motivo se simulo la planta sobre "Hysis Plant design 3.1" donde se realizaron pruebas con diferentes aceites extractores y a varias temperaturas de absorción, buscando una nueva y mejor condición de trabajo.

Para facilitar el estudio de la planta esta se dividió en tres secciones importantes: deshidratación, absorción y fraccionamiento. En la sección de deshidratación se realiza limpieza y remoción de agua presente en el gas de pozo. Durante la absorción el gas es puesto en contacto con un aceite absorbedor, en el que se obtiene el gas para ventas (metano) y un aceite rico

en hidrocarburos pesados. Esta es la etapa más importante del proceso ya que determina tanto la pureza del gas para ventas y la cantidad de hidrocarburos pesados a fraccionar en la etapa siguiente (productos). Por esta razón se estudio la influencia de las temperaturas de entrada de las diferentes corrientes al absorbedor y el peso molecular del aceite absorbente (pureza). Por último se lleva a cabo el fraccionamiento donde aparte de limpiar el aceite de los compuestos retenidos durante la absorción se obtienen los productos deseados.

Finalmente se pudo determinar que una disminución en la temperatura de entrada del gas al absorbedor conlleva a ahorros significativos de energía en la etapa de fraccionamiento y un aumento en la obtención de productos.

De igual forma haciendo una mejor distribución de los equipos de operación de la planta se logra llegar a ahorros de energía de casi el 20% y un aumento de los productos de aproximadamente un 10%.

## 2. MARCO TEORICO

En este capítulo se presenta una breve reseña sobre el gas natural, su procesamiento, importancia, características, entre otros.

Anteriormente el gas natural que aparecía en los yacimientos se quemaba como un residuo más, ya que, a pesar de su enorme poder calorífico, no se podía aprovechar por los problemas que plantea su almacenamiento y transporte. No puede ser licuado simplemente bajo presión porque su temperatura crítica, 190 K, es muy baja y, por tanto, debe ser enfriado hasta temperaturas inferiores a ella antes de licuarse. Una vez licuado debe ser almacenado en contenedores muy bien aislados, y su transporte se realiza por tuberías fabricadas con materiales y soldaduras especiales para resistir grandes presiones.

En la actualidad el gas natural se utiliza como combustible doméstico e industrial, además por su gran poder calorífico, porque su combustión es regulable y produce escasa contaminación. También se emplea como materia prima en la industria petroquímica en la obtención de amoníaco, metanol, etileno, butadieno y propeno.

### 2.1 Generalidades del gas natural

El Gas natural se define como el gas que se obtiene de reservas subterráneas naturales, ya sea como gas libre o gas asociado con crudo. Por lo general contiene grandes cantidades de metano  $\text{CH}_4$  junto con otras cantidades menos representativas de hidrocarburos más pesados.

Composición química del gas natural: Como ya se mencionó antes, el gas natural puede contener otros hidrocarburos más pesados tales como etano,

propano y butano en concentraciones considerables e hidrocarburos de C<sub>5</sub>+ en concentraciones menores. El metano y el etano se procesan como gas natural. Los hidrocarburos de C<sub>3</sub> y C<sub>4</sub> corresponden a la fracción de GLP (gas licuado del petróleo) y la fracción más pesada C<sub>5</sub>+ se llama gasolina natural. Por lo general es imposible identificar todos los componentes presentes en la fracción pesada del gas, por esto se agrupan de acuerdo a su número de átomos de carbono representada como C<sub>m</sub>+ donde m representa un número desde 5 hasta 20 dependiendo de la reserva de gas.

La tabla 2.1 muestra las composiciones típicas que se encuentran tanto en el gas seco como en el gas húmedo.

*Tabla 2.1 Composiciones molares típicas de gas seco y gas húmedo.*

<b>COMPONENTE</b>	<i>COMPOSICIÓN MOLAR</i>	
	<b>GAS SECO</b>	<b>GAS HÚMEDO</b>
Metano	0,7 - 0,98	0,5 - 0,92
Etano	0,01 - 0,1	0,05 - 0,15
Propano	Trazas - 0,05	0,02 - 0,14
Butano	Trazas - 0,02	0,01 - 0,10
Pentano	Trazas - 0,01	Trazas - 0,05
Hexano	Trazas - 0,005	Trazas - 0,03
Heptano+	0 - trazas	Trazas - 0,15
nitrogeno	Trazas - 0,15	Trazas - 0,10
Dioxido de carbono	Trazas - 0,01	Trazas - 0,04
Helio	0 - 0,05	0
H <sub>2</sub> S	0 - trazas	0 - 0,06

\* Trazas se refiere a menos de 0.001 molar.

Propiedades del gas natural: comercialmente las transacciones de gas natural generalmente se hacen basadas en su contenido energético, este contenido energético se obtiene multiplicando el volumen de gas por su poder calorífico bruto. El poder calorífico de un combustible se define como la cantidad de calor liberado en una combustión completa por una cantidad unitaria de combustible bajo condiciones de Temperatura y una atmósfera de presión. Las diferentes referencias de temperatura son 0, 15 y 25 °C.

Durante la combustión de gas natural hay formación de agua. El poder calorífico neto (NHV) se obtiene ya que el agua producida durante la combustión se produce como vapor. Por otro lado el poder calorífico bruto (GHV) considera el calor de condensación del agua.

La tabla 2.2 muestra el poder calorífico de los diferentes hidrocarburos que componen el gas natural.

*Tabla 2.2 Poder calorífico de los componentes del gas natural.*

<b>COMPONENTES</b>	<b>GHV (KJ/NM<sup>3</sup>)</b>	<b>NHV (KJ/NM<sup>3</sup>)</b>
Metano	39,936	35,904
Etano	70,498	64,404
Propano	101,364	93,146
n-butano	134,415	123,910
Iso-butano	153,851	123,356
n-pentano	172,189	159,045
n-hexano	210,226	194,445
benceno	162,219	155,582
Tolueno	207,717	198,242

También hay que considerar las propiedades a la hora de procesar el gas natural, estas se listan a continuación:

*Tabla 2.3 Constantes físicas de los principales componentes de gas natural*

<b>COMPUESTO</b>	<b>PM (KG/KMOL)</b>	<b>T<sub>PF</sub> (K)</b>	<b>T<sub>EB</sub> (K)</b>	<b>V<sub>E</sub> (M<sup>3</sup>/KMOL)</b>
Hidrogeno	2,016	13,95	20,39	0,028604
Helio	4,003	1,76	4,22	0,032275
Nitrógeno	28,014	63,15	77,35	0,034678
Oxigeno	31,999	54,36	90,17	0,028020
Agua	18,015	273,15	373,15	0,018069
CO	28,010	68,15	81,70	0,035456
CO2	44,010	216,58	194,67	0,037278
H2S	34,082	187,68	12,80	0,036142
Metano	16,043	90,67	11,66	0,037832
Etano	30,070	90,35	184,55	0,055203
Propano	44,097	85,46	231,11	0,075642
isobutano	58,123	113,54	261,43	0,097704
n-butano	58,123	134,86	272,65	0,096553
isopentano	72,150	256,58	282,65	0,119536
n-pentano	72,150	143,42	309,22	0,116126
n-hexano	86,177	177,84	341,88	0,131306
n-heptano	100,204	182,57	371,58	0,147014
n-octano	114,231	216,38	398,83	0,163507
ciclopentano	70,134	179,31	322,40	0,093509
benceno	78,114	278,68	353,24	0,089495
Tolueno	92,141	178,18	383,78	0,106556
Etil benceno	106,167	178,20	409,35	0,122681

T<sub>PF</sub>: **Temperatura** punto de fusión.

T<sub>EB</sub>: Temperatura de ebullición.

V<sub>E</sub>: volumen específico.

## 2.2 Procesamiento de gas natural

Es erróneo concluir que el conocimiento de algunos tipos de pozos bien conocidos pueda describir de una forma acertada lo que es una reserva de producción de gas natural. Por un lado algunos campos producen gas saturado (gas asociado con petróleo crudo); mientras que por el otro, algunos campos producen el gas seco. Dentro de estos dos extremos se pueden encontrar numerosos tipos de reservas en los cuales la composición de hidrocarburos varía y por consiguiente el gas producido. Algunos de los factores que contribuyen a estas diferencias son los siguientes:

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

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

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

Etapas 1: tratamiento de gas y acondicionamiento.

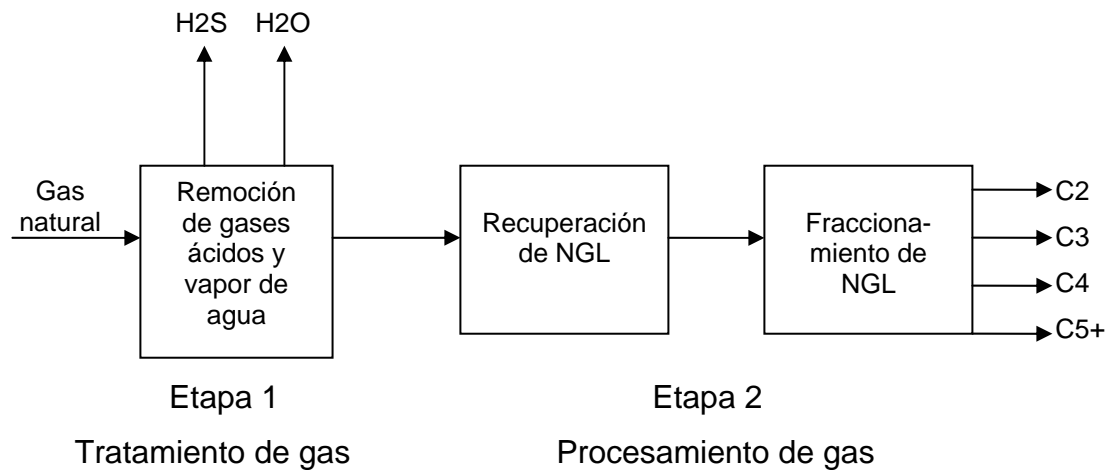
Etapas 2: Procesamiento de gas.

Las operaciones de tratamiento de gas que ocurren en la etapa 1 involucran la remoción de gases contaminantes (gases ácidos), seguido por la separación de vapor de agua (deshidratación). Por otro parte, la etapa dos comprende dos operaciones; recuperación de GNL (gas natural líquido) del resto del gas y su fraccionamiento en sus respectivos productos deseados.

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

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

Figura 1. Procesamiento general de gas natural.



Las operaciones de procesamiento en campo para tratar el gas natural se llevan a cabo para que el gas cumpla con los requerimientos mínimos especificados por las compañías para transmisión de este. El objetivo principal es simplemente obtener gas natural como producto libre de impurezas. Además, se debe reconocer que las unidades de procesamiento en campo se ven justificadas económicamente por la obtención de productos tales como NGL y la gasolina natural.

### 2.3 Efecto de la impurezas encontradas en el gas natural

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

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

El efecto de cada una de dichas impurezas se muestra en la tabla 2.4

*Tabla 2.4 Efecto de las impurezas encontradas en el gas natural*

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

## 2.4 Especificaciones y condiciones estándar

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

Estas especificaciones se encuentran dentro de los siguientes rangos a nivel mundial:

H <sub>2</sub> S :	0,25 - 0.3 granos por 100 ft <sup>3</sup>
Total de sulfuros :	20 granos por 100 ft <sup>2</sup>
Oxígeno (aire) :	0,2% en volumen
Dióxido de carbono :	2% en volumen
Hidrocarburos pesados :	0,2 galones por 1000 ft <sup>3</sup>
Agua :	7 libras/ MMSCF (en tubería a 1000 psia)
Poder calorífico :	1150 but/ ft <sup>3</sup>

Cabe hacer notar que las propiedades físicas en la industria del gas se reportan bajo dos condiciones estándar de presión y temperatura: la universal scientific (32 °F y 760 mmHg); la natural gas industry (60 °F y 14.7 psia).

## 2.5 Operaciones para el tratamiento de gas natural

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

La distribución de estas operaciones entre el pozo y el lugar de venta está dictaminado netamente por consideraciones económicas. Usualmente el único tratamiento que se le da al gas en pozo son aquellas operaciones que permitan el transporte del gas a la zona de producción.

### **2.5.1 Deshidratación de gas natural**

Como se menciona en la sección 2.3 la presencia excesiva de agua dentro de la corriente principal de gas acarrea grandes problemas de operación. Con el fin de eliminar el porcentaje de agua dentro del gas, tres procesos de deshidratación son generalmente usados:

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

#### **2.5.1.1. Deshidratación por absorción.**

El proceso de deshidratación por absorción consta principalmente de dos secciones, zona de contacto y zona de regeneración. En la zona de contacto lo que se busca es poner en contacto el gas de pozo con agente absorbente altamente higroscópico, el cual retiene el agua presente dentro del gas. Una vez el agua del gas es retirada el agente absorbente pasa a una zona de regeneración donde, por medio de calor, el agua es retirada para así poder recircular el aceite a la zona de contacto.

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

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

Dentro de los diferentes solventes que se encuentran industrialmente, los que cumplen mejor con estas características pertenecen a la familia de los glicoles. La tabla 2.5 muestra las principales características físicas de los glicoles utilizados en la industria.

*Tabla 2.5 Propiedades físicas de diferentes glicoles*

CARACTERÍSTICA	EG	DEG	TEG	T <sub>4</sub> EG
Peso molecular (kg/kmol)	62,068	106,122	150,175	194,228
T <sub>fu</sub> (°C)	-13,00	-10,45	-7,35	-5,00
T <sub>eb</sub> a 1 atm. de presión (°C)	197,30	245,00	277,85	307,85
Presión de vapor a 25 <sup>a</sup> c (Pa)	12,24	0,27	0,05	0,007
Viscosidad Abs a 25°C (Pa.s)	0,01771	0,03021	0,03673	0,04271
Calor específico a 25°C (J/kg.K)	2395	2307	2190	2165
Flash point (°C)	111,11	123,89	176,67	196,11

EG: Etilen-glicol; DEG: Dietilen-Glicol; TEG: Trietilen-Glicol; T<sub>4</sub>EG: Tetraetilen-Glicol

Además de agua, el solvente por lo general absorbe sustancias como H<sub>2</sub>S y compuestos aromáticos presentes en el gas. Estos componentes son retirados junto con el agua durante el proceso de regeneración, donde deben ser incinerados para evitar riesgos de contaminación al ser liberados a la atmósfera.

Para evitar la presencia de aire dentro de el proceso de regeneración, la presión se mantiene un poco por encima de la presión atmosférica, 0.12 MPa aproximadamente. Otro factor importante que se debe tener en cuenta en el diseño de deshidratación con glicol es el hecho que a temperaturas de contacto por encima de 38 °C la pérdida de glicol durante el contacto es excesiva, y por debajo de 10 °C el glicol presenta problemas de flujo ya que por debajo de esta temperatura la viscosidad del glicol es muy grande.

#### **2.5.1.2 Deshidratación por adsorción**

Orto proceso empleado para deshidratar el gas de pozo se basa en el principio de adsorción. Aquí el gas es hecho pasar por un lecho empacado, el cual selectivamente adsorbe el agua que se encontraba en el gas. Una vez el adsorbente se satura, este es regenerado utilizando una corriente de aire caliente. Para llevar a cabo este proceso es necesario tener mínimo dos lechos conectados en paralelo para que mientras en uno se lleve cabo la deshidratación, en el otro se encuentra en el proceso de regeneración.

Al igual que en el proceso de absorción, la selección de un buena agente adsorbente, en este caso, es crucial para lograr una buena deshidratación del gas. A continuación se enumeran las características principales con las cuales debe contar un buen agente adsorbente.

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

Entre los principales rellenos de lechos se encuentran la alúmina activada, geles de sílice y zeolitas, las cuales se utilizan como tamices moleculares.

### **2.5.1.3 Deshidratación utilizando membranas semipermeables.**

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

### **2.5.2 Separación y fraccionamiento**

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

- a. Absorción.
- b. Refrigeración.
- c. Criogénico (Joule-Thomson turbo expansor).

### **2.5.2.1 Separación por absorción.**

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

La presión de operación de la torre de absorción oscila entre 6894 – 2757 kPa dependiendo de la cantidad de NGL presente dentro del gas (a mayor presión mejor absorción, y su temperatura es por lo general es la temperatura ambiente).

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

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

### **2.5.2.2 Proceso de refrigeración.**

La producción de NGL a bajas temperaturas en muchas plantas de tratamiento de gas, la idea es condensar el NGL de la corriente de gas. Se utiliza una cadena de refrigerantes (chillers) que enfrían la corriente de gas a una temperatura entre 0 y -40 °F, aquí los líquidos son separados a

diferentes temperaturas para luego ser fraccionados en los diferentes productos.

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

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

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

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

### **2.5.2.3 Proceso criogénico**

El líquido presente en el gas natural podría ser separado utilizando dos métodos diferentes basados en la expansión criogénica (auto refrigeración).

- a. Proceso de Joule-Thomson. En este proceso se puede utilizar una turbina para expandir el gas hasta obtener temperaturas de  $-150^{\circ}\text{F}$ , donde por medio de un proceso de destilación se puede obtener gas natural con una fracción másica de 0.95 en metano. Utilizando la turbina para lograr la expansión daría como resultado un trabajo provechoso, lo que termodinámicamente resultaría en un proceso isentrópico.
- b. Por otro lado la expansión se puede llevar a cabo utilizando una válvula, en este caso el proceso sería isoentálpico y las temperaturas obtenidas estarían alrededor de los  $-50^{\circ}\text{C}$ .

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

### **2.5.3 Fraccionamiento.**

La separación de NGL requiere diferentes métodos, esto depende de la naturaleza del gas que se esté procesando, como de los productos finales que se deseen obtener. Los principales productos que se obtienen durante el fraccionamiento de gas natural son: propano, butanos (iso-butano, n-butano, los cuales en algunos casos son separados) y gasolina natural. La gasolina natural no se considera un producto por sí sola, esta una vez es obtenida de la separación de los butanos es enviada a un procesamiento posterior antes de obtener el producto final.

En una planta de fraccionamiento de gas es común encontrar los siguientes tipos de separación de acuerdo al equipo utilizado, estos productos se muestran en la tabla 2.6

*Tabla 2.6 Fraccionamiento de gas natural de acuerdo al equipo empleado*

EQUIPO	ALIMENTO	TOPE	FONDO
Demetanizador	C1/C2	Metano	C2+
Deetanizador	GLP	Etano	C3+
Depropanizados	Fondos de deetanizador	Propano	C4+
Debutanizador	Fondos de depropanizador	Butanos	C5+
Deisobutanizador	Tope de debutanizador	Iso butano	n-butano

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

- a. La temperatura en el tope de la torre. Esta temperatura determina la cantidad de hidrocarburos pesados en el destilado. Para controlar esta temperatura es necesario controlar la razón de reflujo, un aumento en la cantidad del reflujo, reduce la temperatura en el tope de la torre.
- b. Temperatura del re-hervidor, la cual determina la cantidad de hidrocarburos livianos en el producto de fondo.
- c. Presión de operación de la torre de fraccionamiento. Esta debe ser regulada de acuerdo al perfil de temperatura al cual opera la torre.

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

### 3. DESARROLLO EXPERIMENTAL

#### 3.1 Diagrama de flujo experimental

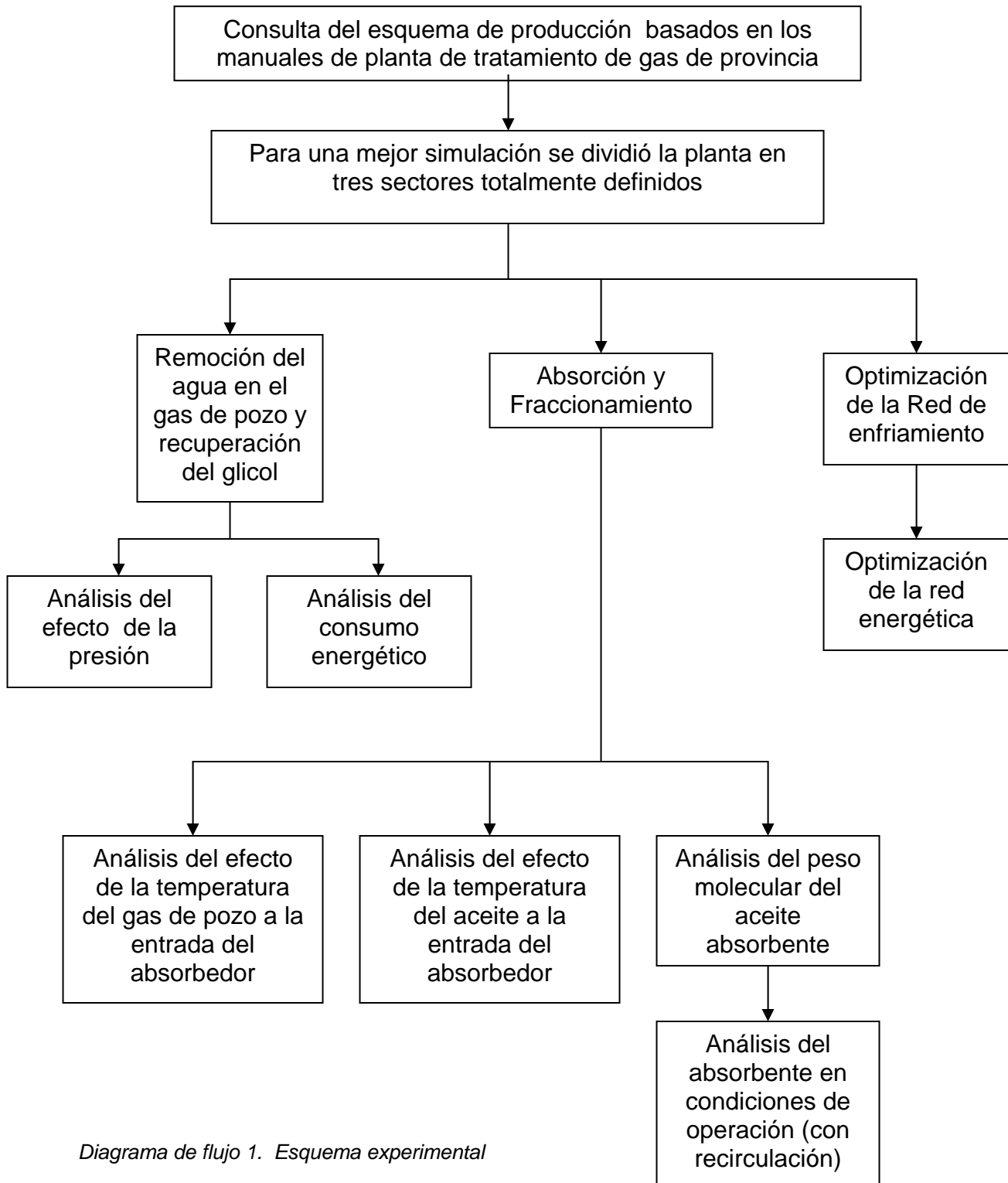


Diagrama de flujo 1. Esquema experimental

El desarrollo experimental se realizó teniendo como base la simulación de planta de Provincia sobre Hysis 3.1, adaptando los resultados obtenidos por la simulación a los datos reales de planta. De ahí se continúa con la división del esquema general de la planta en las tres secciones mencionadas en el diagrama de flujo 1, facilitando el análisis de la misma.

Una vez el análisis de las tres secciones por separado haya concluido, se procede a acoplar los resultados de cada sección individual al funcionamiento de la planta en general, y de allí, se proponen diferentes esquemas de operación de la planta buscando el mínimo consumo de energía, mínima reposición de aceite absorbedor y la máxima obtención de productos. De dicho análisis se propone el aceite, y las temperaturas que cumplan con los criterios anteriores.

A continuación se presentan las condiciones bajo las cuales las diferentes pruebas fueron realizadas, para garantizar la veracidad y reproducibilidad de los resultados obtenidos.

### **3.2 Consulta del esquema de producción**

Las especificaciones de diseño de la planta de tratamiento de gas de la superintendencia de provincia se mostrarán en cada una de las secciones en las cuales se ha dividido el proceso.

### **3.3 División de la planta**

De acuerdo a la funcionalidad de cada una de las partes de la planta, esta fue dividida en tres secciones que se analizaron de forma independiente. Estas secciones consisten en: remoción de agua en el gas de pozo y recuperación del glicol, absorción y fraccionamiento y optimización de la red energética.

### 3.4 Remoción del agua en el gas de pozo y recuperación del glicol

La remoción del agua presente en el gas de pozo en la planta de la superintendencia de Provincia se hace mediante contacto directo del gas con una corriente de glicol. Una vez el glicol se satura de agua, es retirado de la corriente gaseosa utilizando un tanque separador de tres fases. De ahí el glicol saturado pasa a una torre regeneradora donde es removida el agua como vapor.

#### 3.4.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos.

##### a. Torre regeneradora:

- Numero de platos 8
- Plato de alimentación 5 (abajo hacia arriba)
- Presión en el condensador 5481,3 kPa
- Temperatura en el condensador 371 °C
- Presión en el re-hervidor 5515,8 kPa
- Temperatura en el re-hervidor 413 °C

##### b. Tanque de separación de tres fases:

- Presión 6081,2 kPa
- Caída de presión 20,68 kPa
- Temperatura -12,5 °C

##### c. Bombas

	Bomba	P 100	P 101
• Potencia		1,774 Kw	2.291e-2 Kw
• Incremento de presión		620,53 kPa	5998,4 kPa

##### d. Intercambiador de calor

- U (KJ / h m<sup>2</sup> °C) 37,67

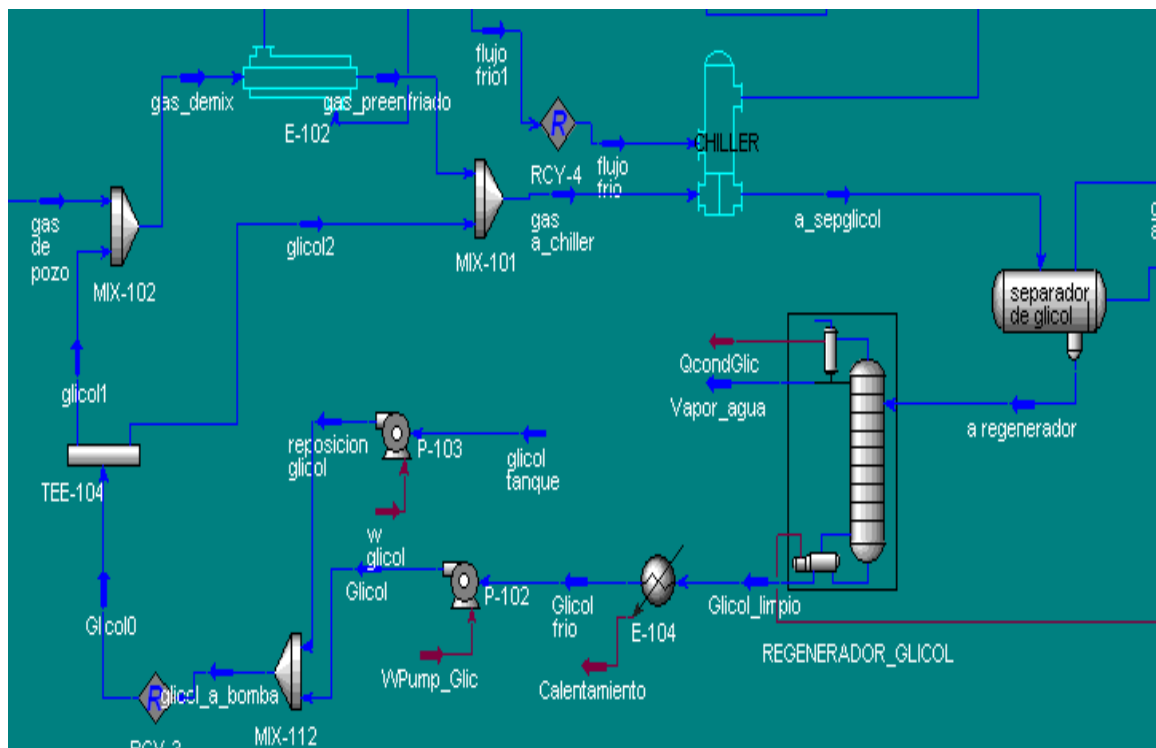
- Área

60,32 m<sup>2</sup>

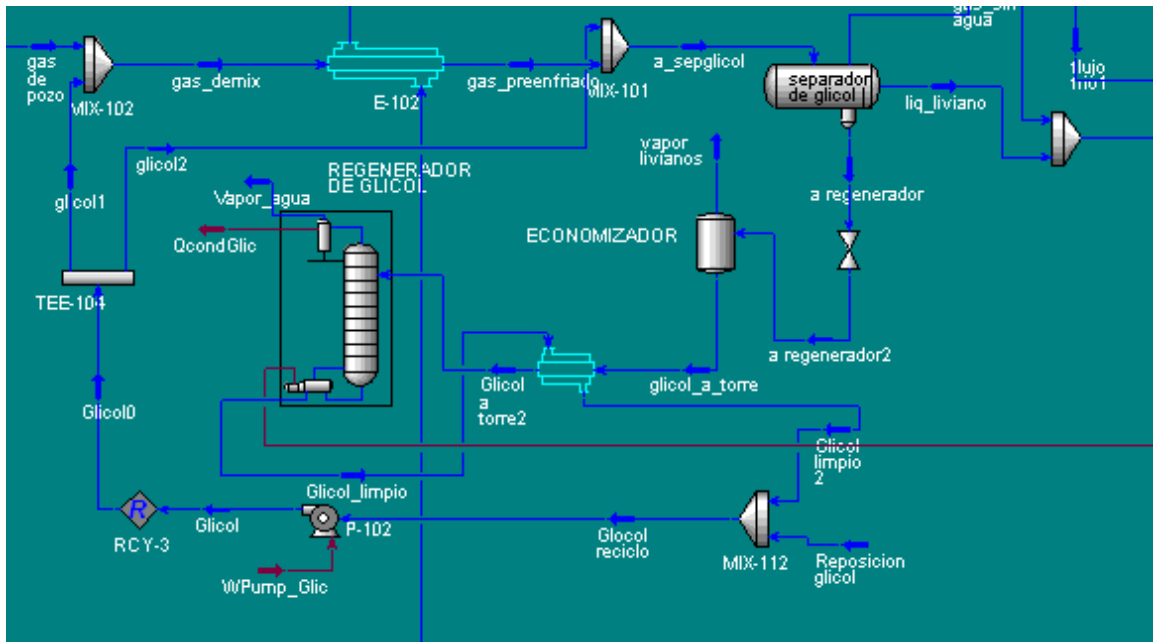
### 3.4.2 Diseño de la sección de deshidratación del gas de pozo y regeneración de glicol.

Una vez se encuentra la presión de operación de la torre regeneradora de glicol se mira el efecto de un economizador (separador flash) para la corriente de entrada o de alimentación a la torre de regeneración de glicol. Con lo anterior se busca la diferencia de presión entre el economizador y la torre de regeneración de glicol de tal manera que la pérdida de glicol sea mínima y sin embargo se obtenga un ahorro en el consumo de energía. Los resultados se ven en el anexo 1, tablas 1 y 2.

#### 3.4.2.1 Esquema de la sección de deshidratación del gas de pozo y regeneración de glicol



### 3.4.2.2 Esquema de la sección de deshidratación del gas de pozo y regeneración de glicol con economizador



### 3.4.3 Secuencia de pruebas.

Con la simulación de la sección de deshidratación y regeneración de glicol ya aislada se hicieron pruebas variando la presión a la cual opera la torre regeneradora, buscando una disminución de consumo de energía, pérdidas de glicol. Las pruebas se llevaron a cabo disminuyendo la presión desde 900 psi (presión de diseño) en intervalos de 50 psi hasta 200 psi y de ahí de disminuye el paso a intervalos de 20 psi hasta llegar a la presión atmosférica. Como criterio de diseño para la torre regeneradora (en Hysis) se especificó el porcentaje de remoción de agua de la corriente de glicol en un 90%. El formato en que los datos fueron tomados se encuentra en el anexo 1.

### **3.5 Absorción y fraccionamiento.**

En esta sección de la planta es donde el gas enfriado se procesa para obtener los productos finales de venta tales como gas natural, propano, butano y gasolina natural. En esta sección se busca reducir el consumo energético y mejorar tanto la pureza como la cantidad de los productos obtenidos. En esta “sub-planta” van incluidos los siguientes equipos de operación: torre de absorción, un destilador flash, torre de-etanizadora, torre fraccionadora, torre de-propanizadora y torre de-butanizadora.

Actualmente el aceite utilizado para el tratamiento del gas es una mezcla de hidrocarburos desde  $C_7$  hasta  $C_{11}$  con peso molecular promedio aproximado de 137 kg/ kmol; aquí se realizaron pruebas con nafta (peso molecular 77kg/kmol), varsol (peso molecular 132 kg/kmol), keroseno (peso molecular 157 kg/kmol), diesel (peso molecular 216 kg/kmol) y mezclas entre ellos. A su vez se probaron los cambios que produce la temperatura de entrada a la torre de absorción tanto del gas como de la corriente de aceite.

#### **3.5.1 Especificaciones de diseño de los diferentes equipos.**

El número de platos, platos de alimentación y presiones de las diferentes torres de operación fueron tomadas del manual de diseño de la planta de tratamiento de gas de la superintendencia de provincia, (estos datos no fueron manipulados).

##### **a. Torre de absorción.**

- Numero de platos 24
- Presión en el tope 5998.4 kPa
- Presión en el fondo 6067.4 kPa

### **b. Destilador flash**

- Caída de presión 3778 kPa
- Temperatura -19,7°C

### **c. Torre de-etanizadora**

- Numero de platos 22
- Platos de alimentación Tope y 14 (abajo hacia arriba)
- Relación alimentación 0,05/0,95 (tope-plato 14)
- Temperatura corriente de alimentación plato 14 30 °C
- Presión en el rehervidor 2275 kPa
- Presión en el tope de la torre 2206,3 kPa
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de etano 0,99

### **d. Torre fraccionadota**

- Numero de platos 24
- Plato de alimentación 14 (abajo hacia arriba)
- Temperatura corriente de alimentación 200 °C
- Presión en el rehervidor 1034,2 kPa
- Presión en el tope de la torre 965.97 kPa
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de hexano 0,99 en el destilado y temperatura del condensador 56°C

#### e. Torre de-propanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 22 y 24 (abajo hacia arriba)
- Relación alimentación 0,5/0,5
- Temperatura corrientes de alimentación 60 °C
- Presión en el rehervidor 2068,4 kPa
- Presión en el tope de la torre 1861,6 kPa
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de propano 0,99 y de i-butano 0,005 en el destilado

#### f. Torre de-butanizadora

- Numero de platos 36
- Platos de alimentación 22 y 26 (abajo hacia arriba)
- Relación alimentación 0,5/0,5
- Presión en el rehervidor 758,42 kPa
- Presión en el tope de la torre 344,74 kPa
- Criterio de convergencia (HYSIS) Composición de recuperación de n-butano 0,99 en el destilado y temperatura del rehervidor de 150 °C

#### g. Bombas

- | Bomba                   | P 100      | P 101      |
|-------------------------|------------|------------|
| • Incremento de presión | 1103,2 kPa | 4984,9 kPa |



### 3.5.3 Secuencia de pruebas

#### a. Determinación de la influencia del peso molecular

Para analizar la influencia del peso molecular del aceite que entra a la torre absorbadora en estado estable (sección de absorción y fraccionamiento), la torre fue probada con los siguientes aceites: nafta (peso molecular 77 kg/kmol), varsol (peso molecular 132 kg/kmol), keroseno (peso molecular 157 kg/kmol), diesel (peso molecular 216 kg/kmol). Los resultados de estas pruebas se presentan en el anexo 2. Se tomaron estos aceites por su fácil consecución ya que son productos de refinería y representan la naturaleza característica de cierto grupo de hidrocarburos, nafta (C5 – C9), varsol y keroseno (C8-C16) y diesel (C15+)

Una vez hechas las pruebas con estos aceites se escogieron los que producen mejores resultados para establecer un rango óptimo, de allí se escogió trabajar con aceites que tengan un rango entre 130 kg/kmol y 160 Kg/kmol. Para las pruebas con estos aceites seleccionados se hicieron mezclas entre ellos (varsol y keroseno) con pesos moleculares de 132, 135, 137, 141, 143, 147, 152, 155, 157 kg/kmol. Los resultados se muestran en el anexo 2, de la tabla 7 a la tabla 13..

Dado que se pueden obtener los mismos pesos moleculares con otras mezclas, estas también fueron realizadas (nafta y diesel, nafta y keroseno, varsol y diesel) obteniendo pesos moleculares parecidos de 132, 141, 147, 153, kg/kmol, la idea de esto es determinar si hay influencia de la naturaleza del aceite (rango de peso molecular entre sus componentes  $C_n - C_{n+m}$ ). Los resultados se presentan en el anexo 2, tablas 14 y 15.

Para todas las pruebas mencionadas anteriormente se registra los datos de los productos de salida más importantes, así como el consumo energético.

#### **b. Determinación de la influencia de la temperatura del aceite.**

Para determinar la influencia de la temperatura del aceite a la entrada de la torre absorbadora (sección de absorción y fraccionamiento) se parte del hecho que ya se tiene escogido un rango óptimo del peso molecular y mejor aceite entre los mencionados anteriormente. Con esto claro, se realizaron pruebas con el aceite escogido a temperaturas de entrada a la torre de: -28, -14, -4, 7 y 19 °C. Los datos se presentan en el anexo 2, tablas de la 16 a la 20. En esta parte también se tiene en cuenta el consumo energético.

#### **c. Determinación de la influencia de la temperatura del gas**

Otro de los factores que afecta la producción de la planta de procesamiento de gas, es la temperatura a la cual el gas de pozo entra en contacto con el aceite en la torre de absorción. La primera parte de este análisis consistió en realizar cambios en la temperatura de entrada del aceite. Ahora se realizan cambios en la temperatura del gas. Según la literatura, el proceso de enfriamiento de un gas de pozo por debajo de -30 °C acarrea un cambio en el diseño de la planta, específicamente en la sección de enfriamiento del gas de pozo (problemas con el fluido de enfriamiento-propano-). Por esta razón se escogió como temperatura mínima de entrada de los gases -30 °C; de ahí se realizaron incrementos de 5 °C hasta llegar a una temperatura de 0 °C. Los resultados de estas pruebas se encuentran en el anexo 2, tablas 21 a 27.

#### **d. Determinación del comportamiento del aceite absorbente en el ciclo de operación (ciclo cerrada)**

Existe un factor clave en cuanto al análisis del comportamiento del aceite absorbente y este se presenta, cuando el aceite absorbedor circula a través de la planta porque su comportamiento se ve modificado por cada ciclo, ya que él tiende a equilibrarse con el gas (livianos se cargan de pasados y pesados se cargan de livianos).

Es por ello que se realizan pruebas para mirar este comportamiento ya que aunque dentro de la planta se rectifica el aceite que vuelve a recircular este proceso de limpieza también depende mucho de la naturaleza del aceite y conlleva a un consumo de energía extra. Así pues, se realizan pruebas recirculando el aceite, sobre todos los pesos moleculares desde 88 hasta 157 kg/kmol, mirando el comportamiento en cada pasada, la cantidad de masa a reponer y la respuesta final de los productos luego de estabilización. Una vez hayan concluido los primeros 15 primeros ciclos, se estabiliza la planta y se analizan los datos a los cuales converge. Los resultados de estas pruebas se encuentran en el anexo 2, tablas de la 28 a la 37.

### **3.6 Integración energética.**

De acuerdo con los resultados anteriores se redefine el uso energético de algunas corrientes de tal manera que la temperatura del gas de entrada a la torre de absorción descienda a la mínima posible permitida por el ciclo de enfriamiento. Se utiliza la corriente de fondo de la torre fraccionadora (la mas caliente) para proporcionar la energía necesaria para los rehervidores de las otras torres de operación que se encuentran en la planta. Los resultados de estas pruebas se pueden ver en los anexos 4 y 5.

## **4 RESULTADOS Y ANALISIS**

La planta de tratamiento de gas de provincia inicialmente simulada fue mejorada con base en criterios de ahorro de energía, pureza de gas y aumento de productos de planta tales como el gas de venta (metano), propano, butano y gasolina natural. Para llegar a ello se hicieron diferentes tipos de pruebas como fue mencionado en el capítulo anterior, con lo cual se llegó a una propuesta nueva bajando la temperatura de operación de gas de pozo, removiendo el reciclo de gas y cambiando las condiciones de diseño de la sección de deshidratación básicamente. Esto se detalla en los siguientes resultados.

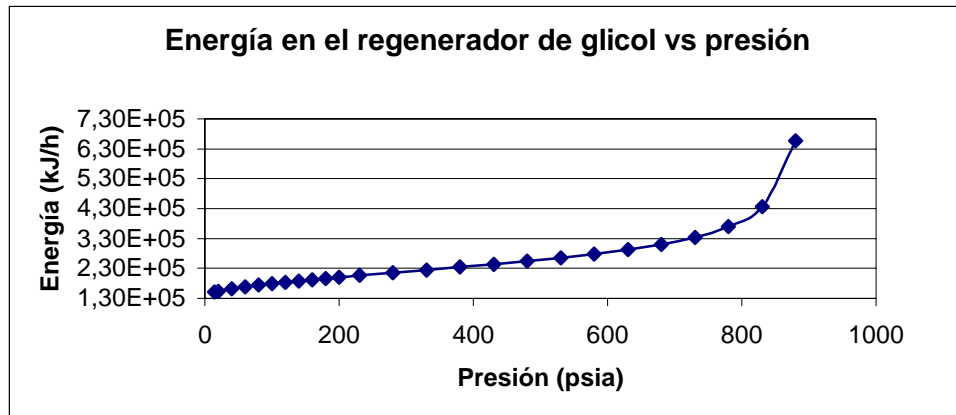
### **4.1 Deshidratación de gas natural**

La deshidratación del gas natural de la planta de provincia es de vital importancia ya que en el gas de pozo aunque no hay presencia de sulfuros, si hay una contaminación por parte del CO<sub>2</sub> de aproximadamente el 2% en peso. Una buena deshidratación del gas evita la necesidad de una sección de endulzamiento de gas para retirar el CO<sub>2</sub> ya que si el gas esta libre de agua se evita la formación de ácidos carboxílicos y de hidratos los cuales son los que generan los principales problemas de operación.

El proceso de absorción de agua se lleva a cabo poniendo en contacto el gas de pozo, con una corriente de glicol limpio, a diferencia de la literatura en esta planta no se cuenta con un contactor (torre) sino que el gas y el glicol son mezclados como una sola corriente a lo largo de la tubería. Durante este contacto el glicol se carga de agua y luego es separado de la corriente de gas utilizando un tanque de separación de tres fases: Fase gaseosa (gas), fase liquida liviana (hidrocarburos condensados) y fase liquida pesada (es una mezcla de glicol con agua).

La regeneración del glicol en la planta de tratamiento de gas de provincia se trabaja a una presión de 800 psia en la torre de regeneración del glicol. La grafica 1 muestra que operar a esta presión conlleva a un gasto energético innecesario.

Gráfica 1. Energía en el regenerador de glicol vs presión



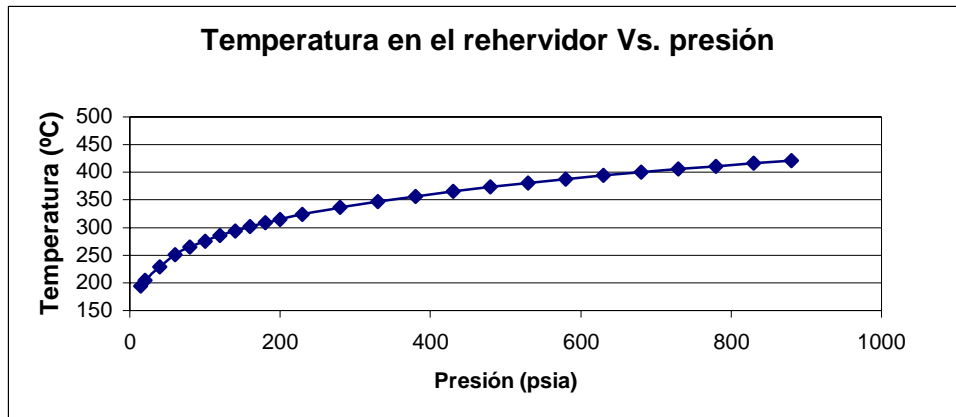
A partir de los resultados obtenidos en esta grafica se re-diseño la sección de regeneración del glicol operando dicha torre a presión atmosférica, disminuyendo el consumo energético del rehervidor del regenerador de  $5.732E5$  a  $1.382E5$  kJ/h.

Debido a la caída de presión que sufre el glicol a la salida del tanque de separación de tres fases hasta cuando sale de la torre regeneradora, es necesario ubicar una bomba que presurice la corriente del glicol desde la presión atmosférica hasta una presión de 900 psia (presión a la cual es recirculado el flujo de gas). La cantidad de energía suministrada a la bomba es 6133 kJ/h. Incluso con la bomba la cantidad de ahorro de energía obtenido es de aproximadamente 5 veces con respecto al inicial.

Por otro lado se observó que una presión de operación en la torre regeneradora genera una disminución en la temperatura del rehervidor de

dicha torre, lo cual facilita el suministro de energía que antes provenía de un horno (400°C) ahora esta corriente puede ser suministrada utilizando la corriente de fondo del fraccionador que sale a 194°C. La grafica 2 corrobora el enunciado anterior.

*Gráfica 2. Temperatura en el rehervidor Vs. presión*



## 4.2 Absorción y fraccionamiento

En esta sección se presentan resultados de las pruebas hechas sobre las condiciones de entrada a la torre de absorción y el desempeño a través del resto de la planta. Se destacan las pruebas hechas de la temperatura de entrada al absorbedor tanto del gas como del aceite y el control del peso molecular del aceite en circulación.

### 4.2.1 Análisis del peso molecular del aceite absorbente.

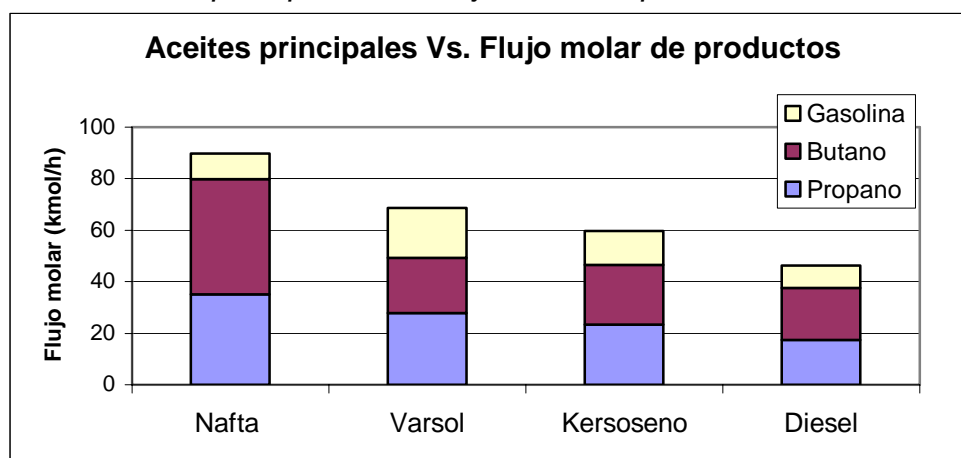
El análisis del peso molecular se realiza en dos etapas: con y sin recirculación. Se realiza un análisis sin recirculación primero debido a que en la literatura se encuentra que a mayor afinidad entre el aceite absorbedor y los componentes a despojar del gas, la limpieza del gas durante la absorción es mejor. El análisis con recirculación se realiza para determinar

el tiempo de estabilización de las propiedades del aceite absorbedor y a qué condiciones se estabiliza, esto incluye consumo energético, productos y la cantidad de aceite a reponer.

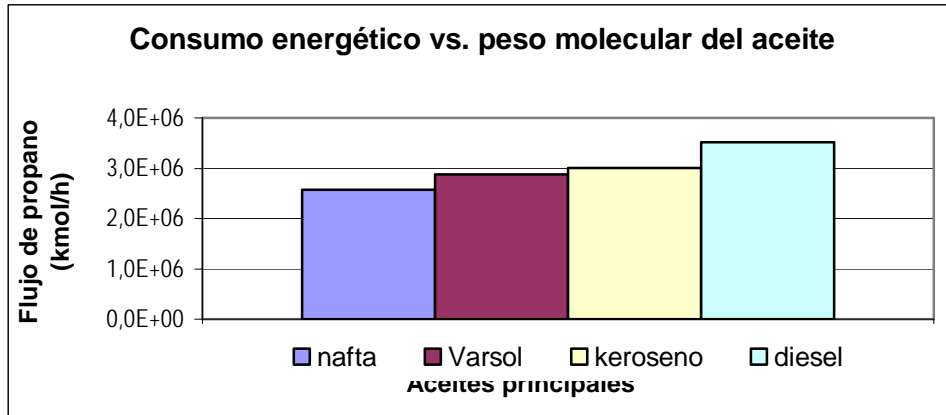
#### 4.2.1.1 Análisis del peso molecular del aceite absorbente sin recirculación.

En la planta de tratamiento de gas natural de provincia existe la necesidad de limpiar el gas de los componentes más pesados dejando el metano y etano para gas de venta, el propano y el butano son extraídos para posteriormente ser vendidos como productos individuales (NGL), mientras que los componentes más pesados se extraen principalmente para que el gas cumpla con condiciones de legislación colombiana, además son extraídos en la corriente de gasolina natural. Es por ello que para esta sección se realizaron pruebas para analizar el comportamiento de los diferentes aceites absorbente con respecto al consumo energético, arrastre de pesados en el tope del absorbedor, y la cantidad de aceite perdido medido como reposición para obtener la cantidad inicial de aceite empleado. Los resultados se muestran en las graficas 3, 4, 5 y 6.

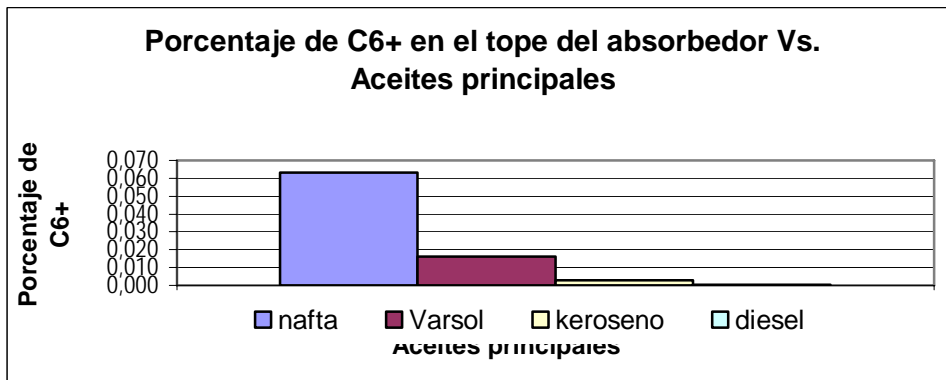
Gráfica 3. Aceites principales Vs. Flujo molar de productos



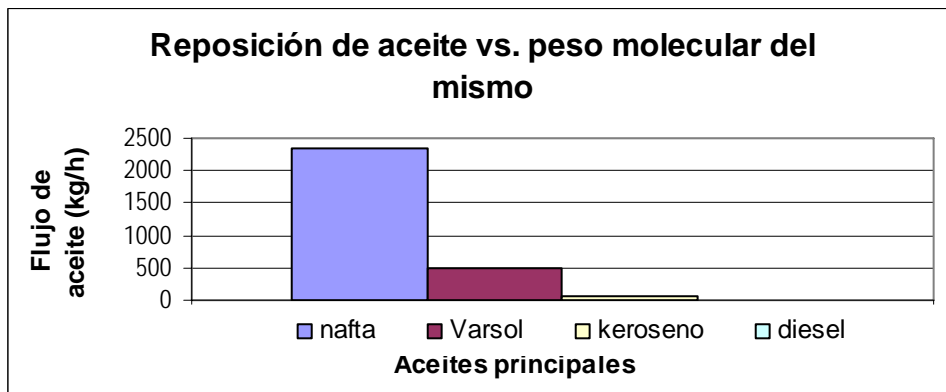
Gráfica 4. Consumo energético Vs. Peso molecular del aceite absorbente.



Gráfica 5. Porcentaje de C6+ (pesados) en el tope del absorbedor Vs. Aceites principales



Gráfica 6. Reposición de aceite Vs. Peso molecular de aceites principales.



Se puede analizar que con un peso molecular bajo se logra mayor despojamiento de hidrocarburos livianos dentro del gas (C3 a C6) porque este presenta alta afinidad con estos compuestos, esto se ve reflejado en la alta producción de propano y butano y en la baja producción de gasolina natural que lleva componentes pesados del gas natural los cuales no son despojados durante el proceso de absorción (Ver grafico 5). Además la nafta tiene consigo componentes muy livianos que son retirados durante el fraccionamiento por lo que es necesario reponer gran cantidad de aceite (Ver grafica 6).

De un mismo modo se puede ver que un peso molecular alto, conlleva problemas del tipo opuesto (alta afinidad con los pesados, baja afinidad con los livianos).

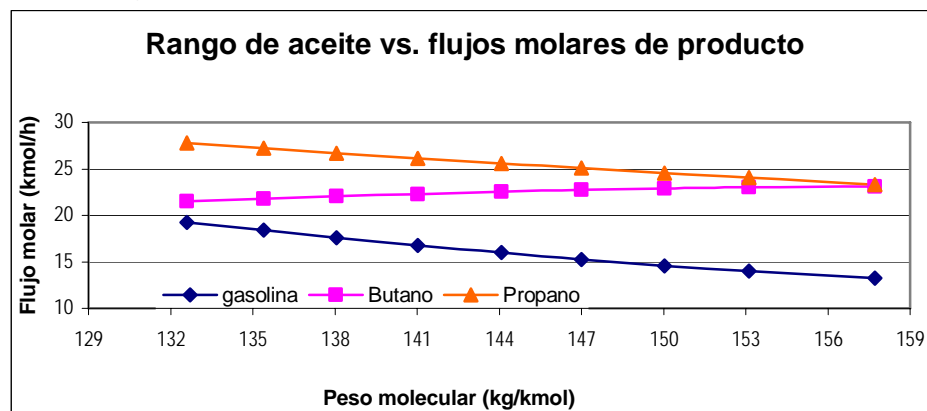
Otro factor a analizar es el consumo energético debido al peso molecular del aceite (ver grafica 4) entre más bajo sea el peso molecular de los hidrocarburos que componen el aceite extractor, menor será la temperatura necesaria en el rehervidor (410°C para diesel y 213°C para la nafta) del fraccionador y por ende menor su consumo energético.

De acuerdo con lo dicho anteriormente, el uso de nafta con un peso molecular tan liviano como agente absorbedor no es una alternativa viable para la planta de la superintendencia de provincia debido al gran flujo de reposición. Debido a su alto consumo energético y su baja producción de propano, butano y gasolina el diesel también se descarta como posible agente extractor. Es así, como el agente extractor se limita a un rango que va entre un peso molecular de 132 a 157 kg/kmol. Los resultados obtenidos para este rango específico se muestran en la siguiente sección.

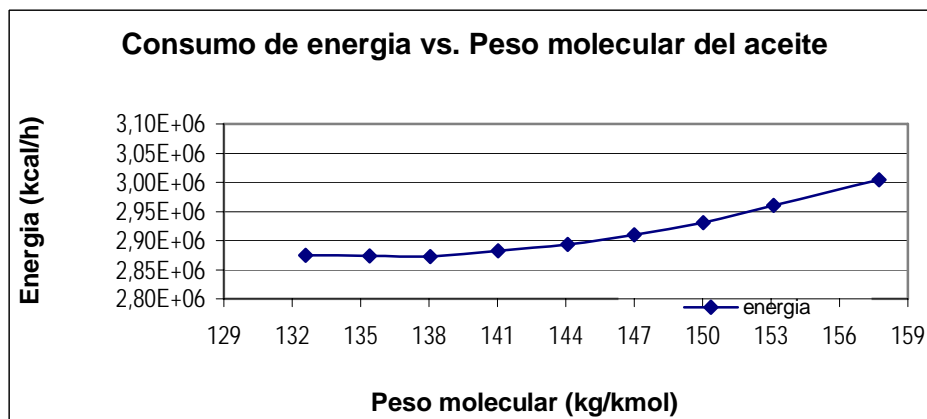
Sin embargo al utilizar la nafta como agente extractor, se podría mirar una alternativa en la cual en la misma planta se procesan gas y crudo donde la nafta una vez obtenida de la destilación del petróleo crudo se puede utilizar como agente absorbente para tratamiento de gas y a su vez, durante este proceso, ser despojada de sus componentes livianos (GLP).

De manera similar se examina el peso molecular del aceite dentro del rango escogido, de 132 a 157 kg/kmol. Se analizan las mismas pruebas con respecto al consumo energético, arrastre de pesados en el tope del absorbedor. Estos resultados se muestran en las graficas 7, 8 y 9.

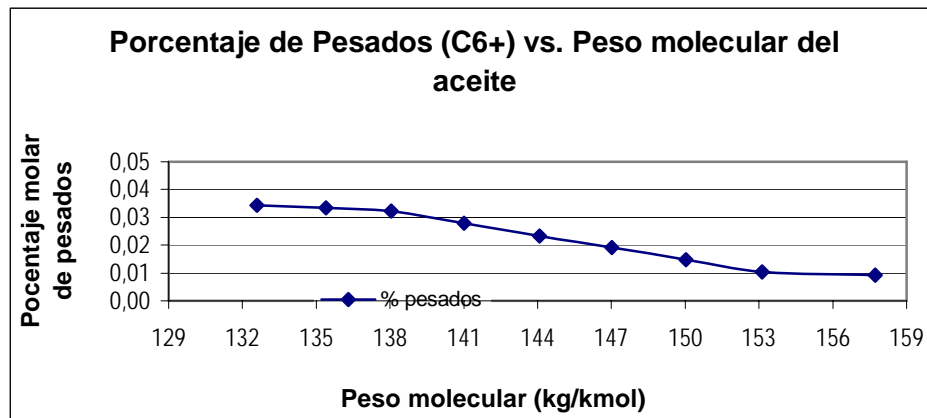
Gráfica 7. Rango de Aceites Vs. Flujo molar de productos



Gráfica 8. Consumo energético Vs. Rango de Peso molecular del aceite



Gráfica 9. Porcentaje de C6+ (pesados) en el tope del absorbedor Vs. Rango del peso molecular del aceite

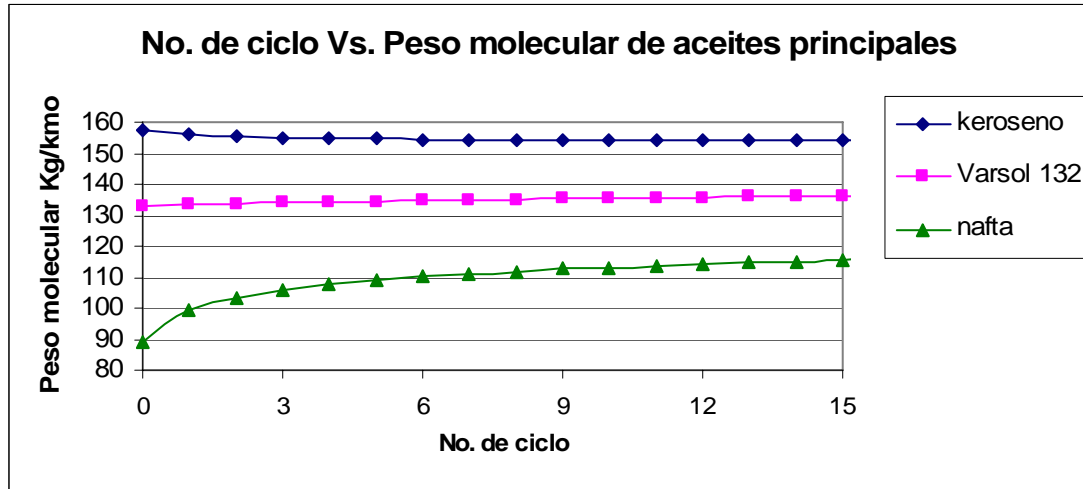


Se observa que se obtienen resultados similares a los obtenidos con los aceites principales, se destaca que el porcentaje de C6+ en el tope del absorbedor para el rango de aceites está dentro de los límites permitidos, dejando a un lado este como factor decisivo en la elección de un peso molecular óptimo, por ello, tomando como referencia el consumo energético y la producción del flujo de productos dentro de esta planta, se escoge un aceite de peso molecular bajo entre 130 y 140 kg/mol.

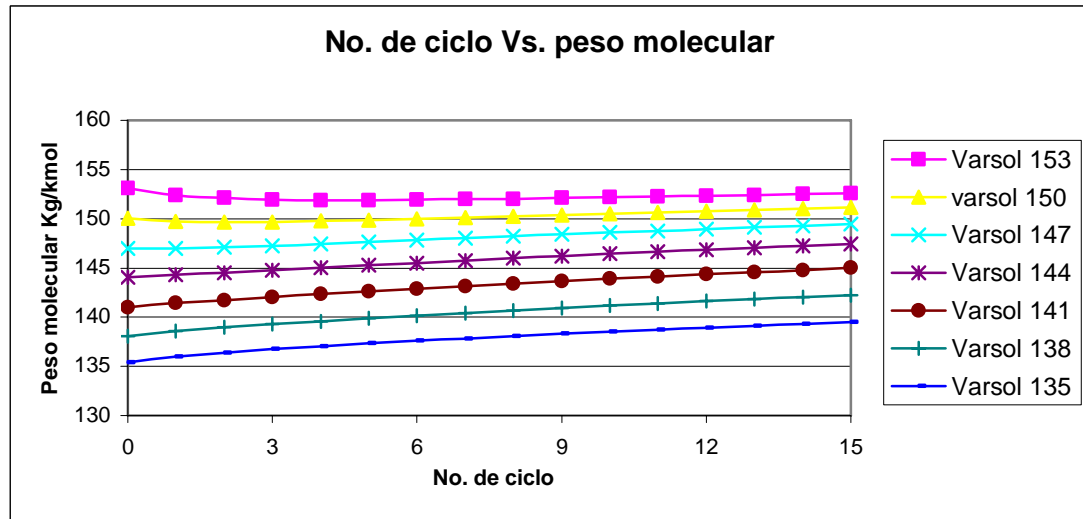
#### 4.2.1.2 Análisis del peso molecular del aceite absorbente con recirculación

Este análisis se realiza principalmente para observar el tiempo de estabilización del aceite absorbedor y el peso molecular al cual se estabiliza. Como es de esperarse, es imposible regenerar el aceite completamente por lo que cada vez que se pone en contacto con el gas, este se contamina un poco más hasta estabilizarse en un punto de equilibrio entre la absorción y el fraccionamiento. Las gráficas 10 y 11 nos muestran lo dicho anteriormente.

Gráfica 10. Numero de ciclo Vs. Peso molecular de aceites principales



Gráfica 11. Numero de ciclos Vs. Rango de pesos moleculares de aceite



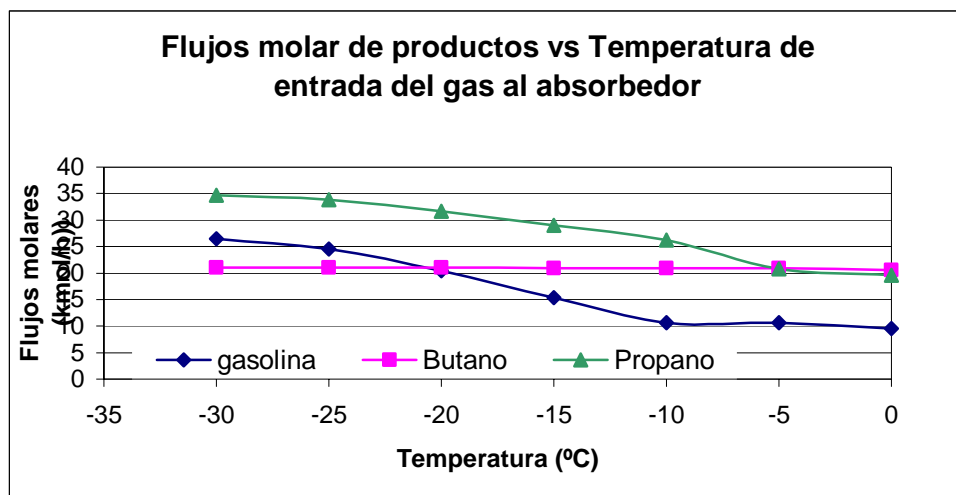
Los pesos moleculares de los aceites en recirculación, presentan una tendencia a estabilizarse alrededor de 145 y 155 kg/kmol. El tiempo de estabilización del aceite es proporcional a la diferencia del peso molecular inicial con el de convergencia. Utilizar un aceite fuera de este rango representaría una tarea ineficaz, ya que con el paso del tiempo, la estabilización final del aceite sería en este peso molecular.

#### 4.2.2 Análisis del efecto de la temperatura del gas de pozo a la entrada del absorbedor

Los procesos de refinamiento de gas de pozo han demostrado que son mucho mas eficientes cuando la temperatura a la cual se llevan a cabo es más baja. En el proceso de absorción, que la absorción se lleve a cabo a baja temperatura favorece el despojamiento del gas.

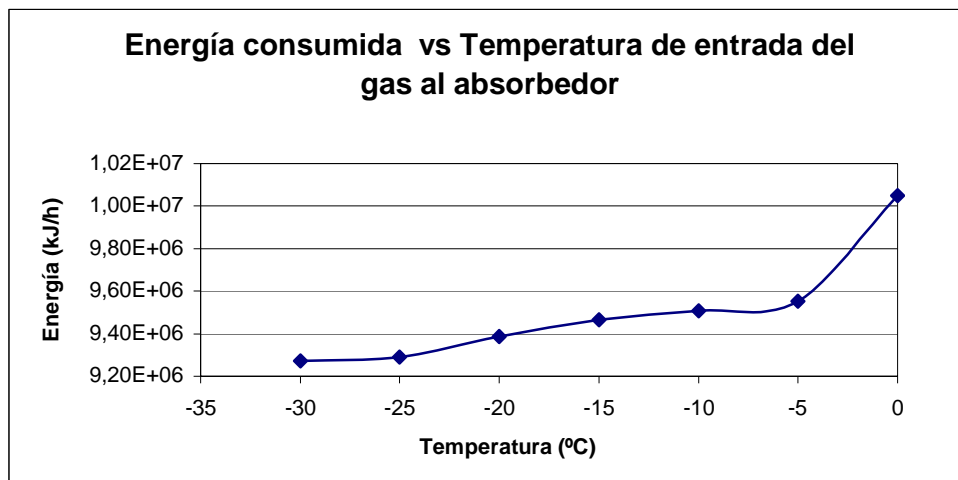
La determinación del efecto que tiene la temperatura del gas de entrada al absorbedor sobre el efecto de absorción fue una de las variables a examinar en este trabajo. Esta temperatura muestra una zona distintiva, entre  $-5^{\circ}\text{C}$  y  $-25^{\circ}\text{C}$ , de alta sensibilidad. Un decremento de hasta un grado centígrado en la temperatura de entrada del gas al absorbedor, trae como consecuencia un ahorro significativo de energía y un incremento en la obtención de productos finales. La gráfica 12 muestra claramente un incremento en la cantidad de productos obtenidos, al bajar la temperatura de  $-5^{\circ}\text{C}$  hasta  $-30^{\circ}\text{C}$ .

Gráfica 12. Flujo molar de productos vs Temperatura de entrada del gas al absorbedor



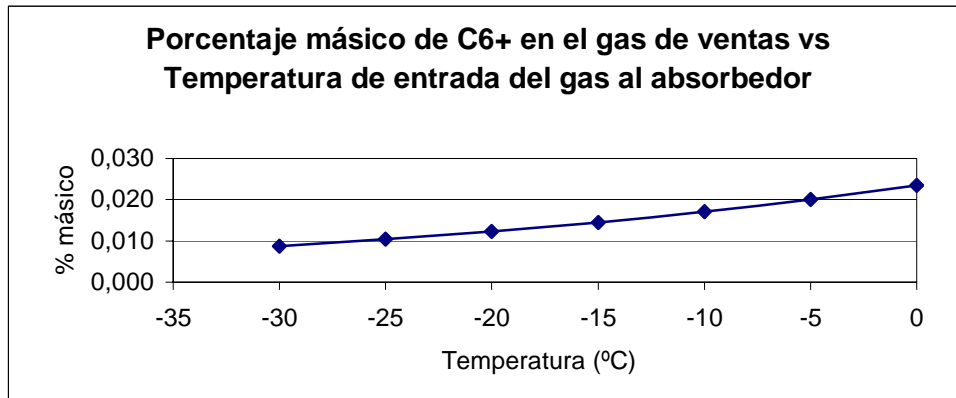
Por otro lado, se puede apreciar que mantener la temperatura del proceso de absorción por debajo de  $-12^{\circ}\text{C}$ , temperatura a la cual se encuentra operando la planta de Provincia, representaría tanto grandes ahorros energéticos como un aumento significativo en la producción de propano y gasolina. En la gráfica 13 se comprueba lo dicho anteriormente.

Gráfica 13. Consumo energético vs Temperatura de entrada del gas al absorbedor



Finalmente, otro beneficio que se obtiene al disminuir la temperatura del gas de entrada al absorbedor, es la disminución de la cantidad de pesados ( $\text{C}_6+$ ) presentes en el gas de ventas. Esta situación, presenta la probabilidad de eliminar el reciclo de gas de venta visto en el diagrama del anexo 5, lo cual representaría ahorros en energía de compresión, y una disminución en la cantidad de propano (refrigerante) para enfriar el gas de pozo, todo esto empleando un modelo criogénico que se desarrolló adaptando la planta de provincia a un modelo más actual dando excelentes resultados en cuanto a limpieza de corrientes y obtención de productos. En la gráfica 14 se aprecia el efecto de la temperatura del gas de entrada al absorbedor con respecto a dicha limpieza (o referentes a los pesados) en la corriente de gas de ventas.

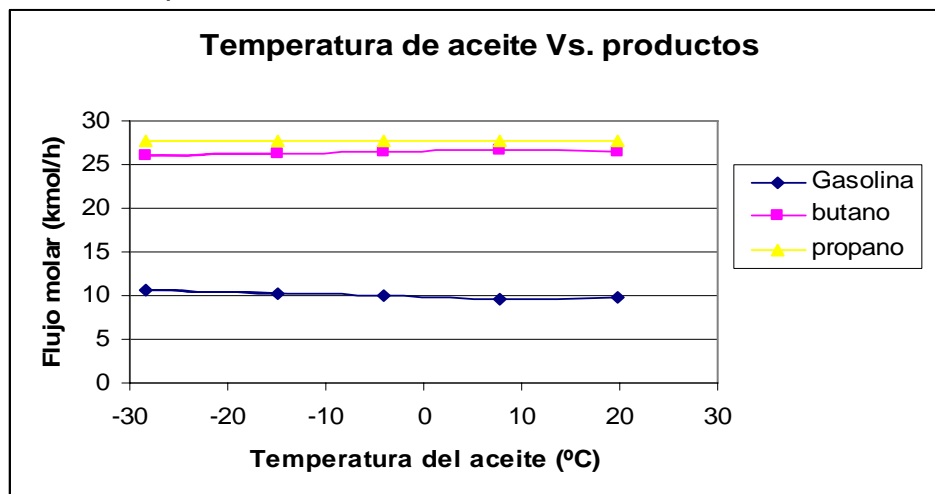
Gráfica 14. Porcentaje de C6+ vs Temperatura de entrada del gas al absorbedor



#### 4.2.3 Análisis del efecto de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor

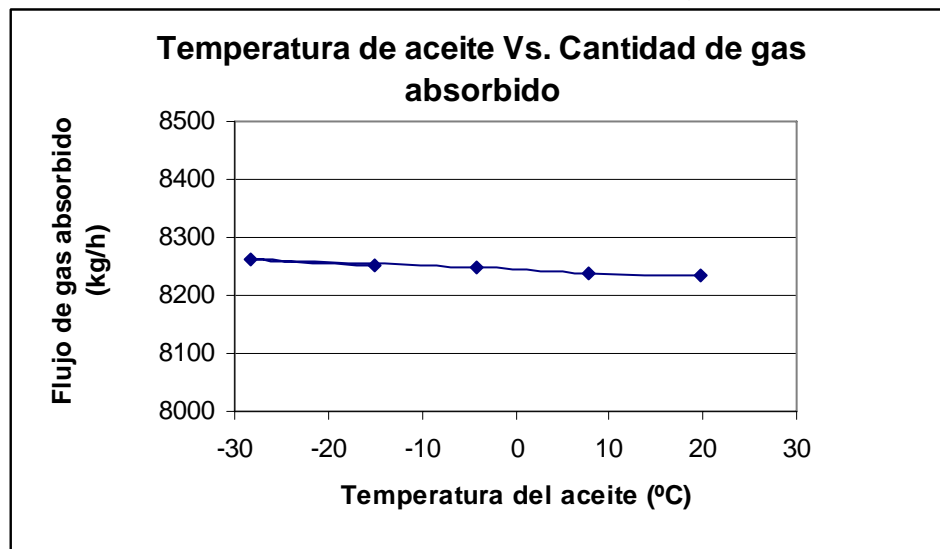
Una de las variables a analizar anteriormente dichas es el efecto de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor ya que el proceso de absorción de hidrocarburos es una operación altamente exotérmica que se favorece a bajas temperaturas. La grafica 15 muestra el efecto que tiene cambios en la temperatura de aceite desde -30 hasta 20 °C.

Gráfica 15. Temperatura de aceite Vs. Productos



De los resultados obtenidos en la gráfica se observa que la temperatura de entrada de aceite al absorbedor presenta un efecto mínimo sobre los productos obtenidos. Esto se puede corroborar en la grafica 16 donde se aprecia que la cantidad de gas absorbido por el aceite no tiene un cambio considerable.

Gráfica 16. Temperatura de aceite Vs. Cantidad de gas absorbido



La falta de influencia de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor, se debe a que el proceso de absorción principal ocurre en los primeros 5 platos, donde la temperatura de la absorción se parece a la temperatura de entrada del gas. Los platos adicionales a los primeros 5 son principalmente para el despojamiento adicional necesario para limpiar el gas hasta su concentración de venta. Otro fenómeno que influye, es la diferencia que existe entre la cantidad de flujo de gas que entra en la torre con relación a la cantidad de aceite (3.5 kg gas/ kg aceite aproximadamente), por lo que la temperatura dominante para esta operación es la del gas. Este resultado se determinó en la sección anterior.

La otra variable importante que se estudia es la cantidad de energía consumida en esta sección. Como se explicó anteriormente, como la temperatura del aceite no tiene mucha influencia sobre la cantidad de gas absorbido, la cantidad de energía empleada en la torre de fraccionamiento tampoco varía con dicha variable. Además como la cantidad de gas absorbido por el aceite disminuye, el consumo energético en el fraccionador, para regenerar el aceite, disminuye en forma proporcional.

#### **4.3 Integración energética y cambios sugeridos.**

Como se mostró en las secciones 4.2 y 4.3, la temperatura de entrada del gas al contactor es definitiva para la optimización del funcionamiento de la planta de Provincia. Además la temperatura de entrada del aceite no tiene la influencia que se pensaba.

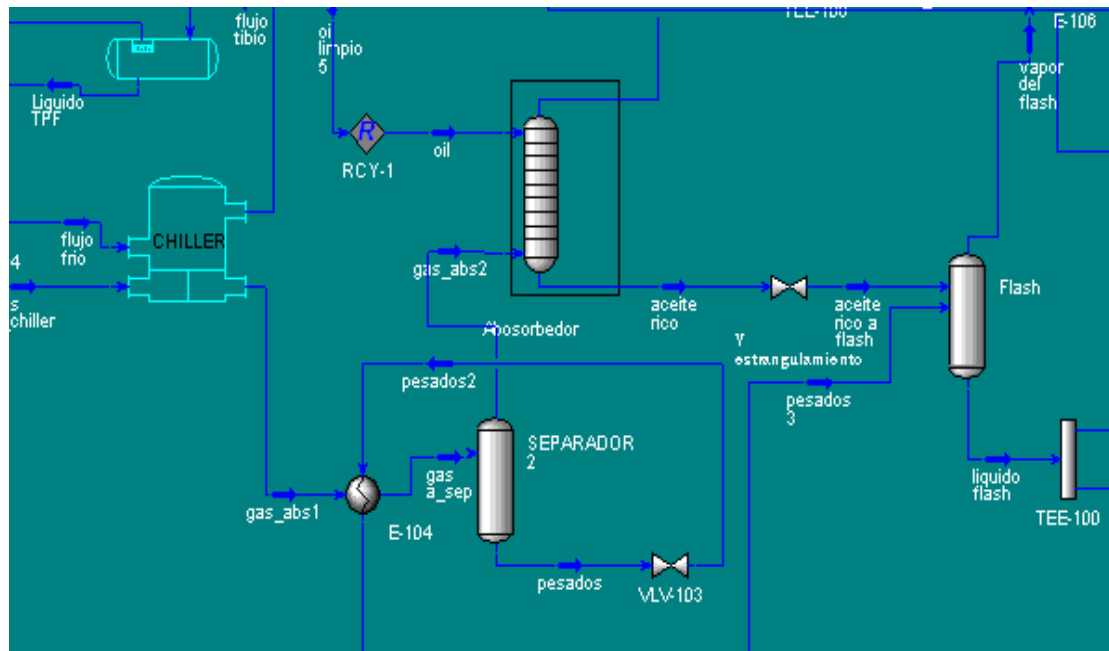
La energía gastada en el re-hervidor de la torre regeneradora de glicol, como se menciono anteriormente, puede ser calentada utilizando la corriente que sale del fondo de la torre Fraccionadora en vez de colocarla en contacto directo con los gases que salen del horno ya que antes este operaba a una temperatura de 413 °C.

Tomando en cuenta las afirmaciones anteriores, se cambio la red energética para así aprovechar mejor la energía de cada una de las corrientes. Dentro de las metas propuestas para esta nueva red se encontraban enfriar el gas de entrada al absorbedor lo más posible, manteniendo como nueva temperatura para el aceite de entrada 10°C, aprovechando la corriente de alimento al de-etanizador par pre-enfriar el gas a 10°C antes de que este entre al “chiller”.

Con los cambios propuestos para el mejor aprovechamiento de la energía, se obtiene una temperatura de entrada del gas a la torre de absorción de  $-24^{\circ}\text{C}$ . Además que el propano utilizado para el intercambio en el "chiller" se puede pre-enfriar, antes de que pase a ciclo de expansión a  $15^{\circ}\text{C}$  en vez de  $32^{\circ}\text{C}$ , temperatura a la que se encontraba antes, ahorrando un 9% de la energía utilizada por los compresores.

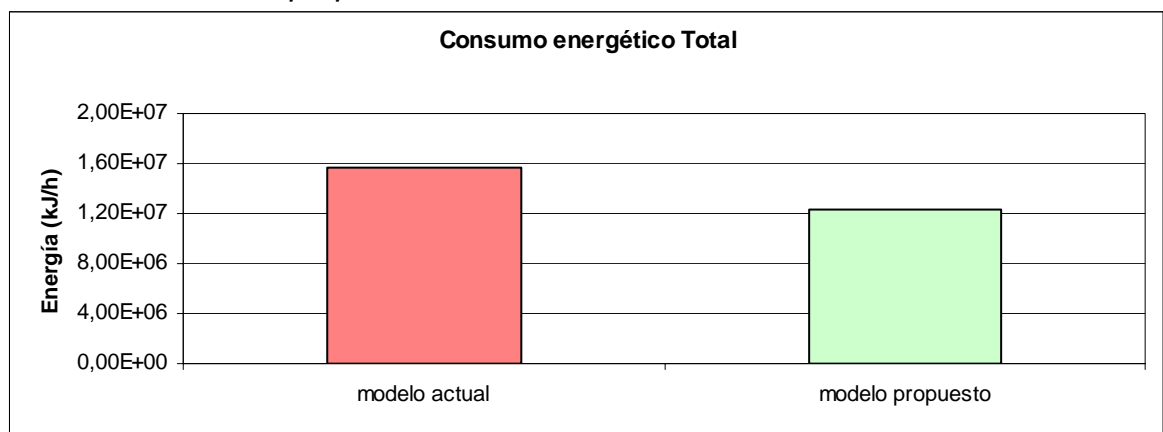
Con estas condiciones de operación, se observó que la cantidad de pesados en el aceite disminuye, (ver grafica 14), por lo cual se plantea la posibilidad de eliminar el reflujo del gas que sale de la absorbedora. El esquema de la nueva red energética se muestra a continuación:

Esquema de la Red energética propuesta.



Basándonos en los resultados obtenidos de las pruebas anteriores, se cambió el esquema general de operación, utilizando los equipos presentes en la planta, con el cual se obtuvieron resultados satisfactorios en ahorro energético y aprovechamiento de los productos pesados presentes en el gas natural. Esto se detalla en la gráfica 17.

*Gráfica 17. Diferencia entre el consumo energético actual y el consumo del modelo propuesto*



EL consumo energético total se encuentra distribuido de la siguiente manera: energía de bombas, energía de compresión y energía de fraccionamiento.

	<u>modelo actual</u>	<u>modelo propuesto</u>
E. bombas (kJ/h)	157166	82562
E. compresión (kJ/h)	2,71E+06	2,19E+06
E. Calor (kJ/h)	1,28E+07	1,06E+07
Total (kJ/h)	1,57E+07	1,23E+07

Los esquemas de los anexos 4 Y 5, muestran los cambios hechos sobre el modelo original de la planta simulada en Hysis y el nuevo diseño propuesto.

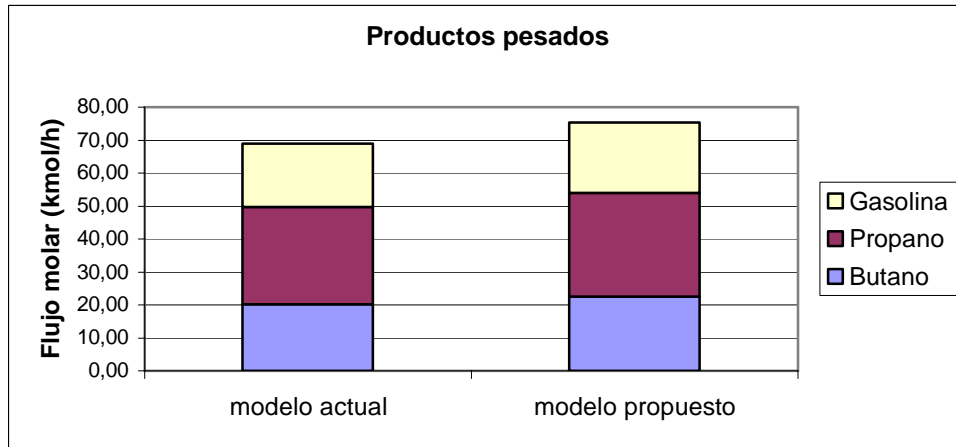
Los cambios propuestos, plantean un ahorro en el consumo de energía de la planta de un 20%. Otro factor importante que se logra gracias a la disminución de la temperatura del gas, es un aumento en las corrientes de productos. Esto se debe a que el gas es despojado casi por completo de los compuestos pesados, los cuales son transformados en productos por medio de una rectificación. En la tabla 4.1 se puede comparar las composiciones molares del gas de ventas (limpieza del gas) tanto para el modelo original como para el modelo propuesto.

*Tabla 4.1 Composición molar del gas de ventas*

	<b>PLANTA EN OPERACIÓN</b>	<b>PLANTA PROPUESTA</b>
<b>Compuesto</b>	<b>Fracción molar</b>	
Nitrógeno	0,000365	0,000358
Oxígeno	0,001427	0,001435
Metano	0,883830	0,888261
Etano	0,095000	0,096123
Propano	0,010917	0,005443
i-butano	0,000036	0,000000
CO2	0,008181	0,008342
Agua	0,000003	0,000003
C6+	0,000241	0,000035

De igual forma, en la gráfica 18 se puede comparar los flujos molares de los principales productos finales de planta para los modelos original y propuesto.

Gráfica. 18 Producción final



El aceite de operación seleccionado fue keroseno (PM 157 kmol/kg), ya que este presenta afinidad con el alto porcentaje de hidrocarburos pesados presentes en el gas de pozo (0,01827 fracción molar). Una vez el aceite se estabilizó, lo hizo en un peso molecular de 152. Este peso molecular, ayuda a la remoción de compuestos pesados, sin dejar atrás el despojo de NGL gracias a la disminución de la temperatura del gas al absorbedor.

Para finalizar se puede decir que para la planta de tratamiento de gas natural de provincia, la variable de operación mas importante es la temperatura a la cual se lleva a cabo la absorción (por esto los nuevos diseños trabajan a temperaturas criogénicas). Esta temperatura favorece la condensación de los hidrocarburos pesados, haciendo más fácil su remoción, garantizando una mejor "limpieza" del gas de pozo y una mayor obtención de productos como los NGL y gasolina natural.

## **5 RESULTADOS Y ANALISIS**

La planta de tratamiento de gas de provincia inicialmente simulada fue mejorada con base en criterios de ahorro de energía, pureza de gas y aumento de productos de planta tales como el gas de venta (metano), propano, butano y gasolina natural. Para llegar a ello se hicieron diferentes tipos de pruebas como fue mencionado en el capítulo anterior, con lo cual se llegó a una propuesta nueva bajando la temperatura de operación de gas de pozo, removiendo el reciclo de gas y cambiando las condiciones de diseño de la sección de deshidratación básicamente. Esto se detalla en los siguientes resultados.

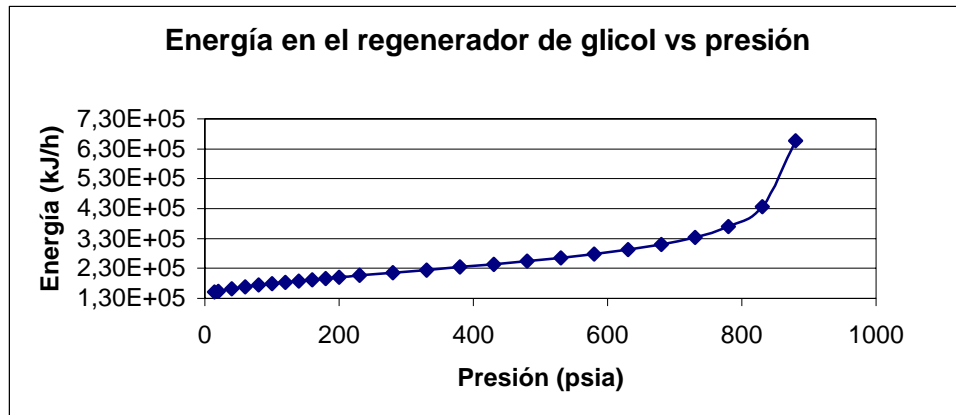
### **4.3 Deshidratación de gas natural**

La deshidratación del gas natural de la planta de provincia es de vital importancia ya que en el gas de pozo aunque no hay presencia de sulfuros, si hay una contaminación por parte del CO<sub>2</sub> de aproximadamente el 2% en peso. Una buena deshidratación del gas evita la necesidad de una sección de endulzamiento de gas para retirar el CO<sub>2</sub> ya que si el gas esta libre de agua se evita la formación de ácidos carboxílicos y de hidratos los cuales son los que generan los principales problemas de operación.

El proceso de absorción de agua se lleva a cabo poniendo en contacto el gas de pozo, con una corriente de glicol limpio, a diferencia de la literatura en esta planta no se cuenta con un contactor (torre) sino que el gas y el glicol son mezclados como una sola corriente a lo largo de la tubería. Durante este contacto el glicol se carga de agua y luego es separado de la corriente de gas utilizando un tanque de separación de tres fases: Fase gaseosa (gas), fase liquida liviana (hidrocarburos condensados) y fase liquida pesada (es una mezcla de glicol con agua).

La regeneración del glicol en la planta de tratamiento de gas de provincia se trabaja a una presión de 800 psia en la torre de regeneración del glicol. La grafica 1 muestra que operar a esta presión conlleva a un gasto energético innecesario.

Gráfica 1. Energía en el regenerador de glicol vs presión



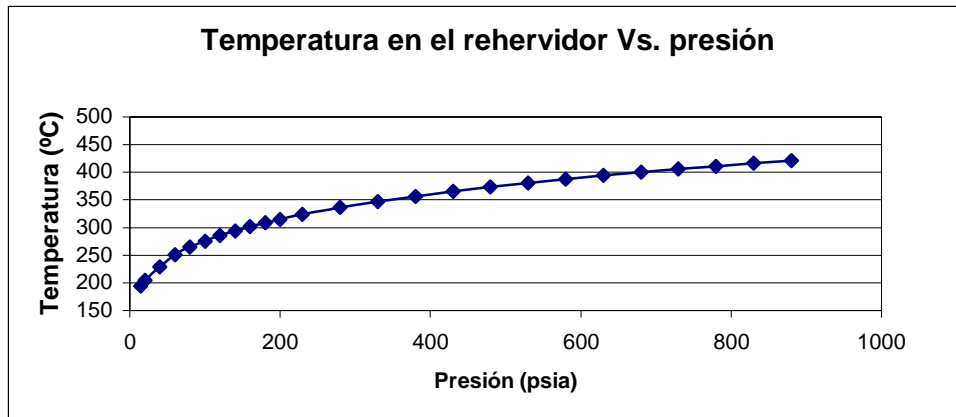
A partir de los resultados obtenidos en esta grafica se re-diseño la sección de regeneración del glicol operando dicha torre a presión atmosférica, disminuyendo el consumo energético del rehervidor del regenerador de  $5.732E5$  a  $1.382E5$  kJ/h.

Debido a la caída de presión que sufre el glicol a la salida del tanque de separación de tres fases hasta cuando sale de la torre regeneradora, es necesario ubicar una bomba que presurice la corriente del glicol desde la presión atmosférica hasta una presión de 900 psia (presión a la cual es recirculado el flujo de gas). La cantidad de energía suministrada a la bomba es 6133 kJ/h. Incluso con la bomba la cantidad de ahorro de energía obtenido es de aproximadamente 5 veces con respecto al inicial.

Por otro lado se observó que una presión de operación en la torre regeneradora genera una disminución en la temperatura del rehervidor de

dicha torre, lo cual facilita el suministro de energía que antes provenía de un horno (400°C) ahora esta corriente puede ser suministrada utilizando la corriente de fondo del fraccionador que sale a 194°C. La grafica 2 corrobora el enunciado anterior.

*Gráfica 2. Temperatura en el rehervidor Vs. presión*



#### **4.4 Absorción y fraccionamiento**

En esta sección se presentan resultados de las pruebas hechas sobre las condiciones de entrada a la torre de absorción y el desempeño a través del resto de la planta. Se destacan las pruebas hechas de la temperatura de entrada al absorbedor tanto del gas como del aceite y el control del peso molecular del aceite en circulación.

##### **4.3.1 Análisis del peso molecular del aceite absorbente.**

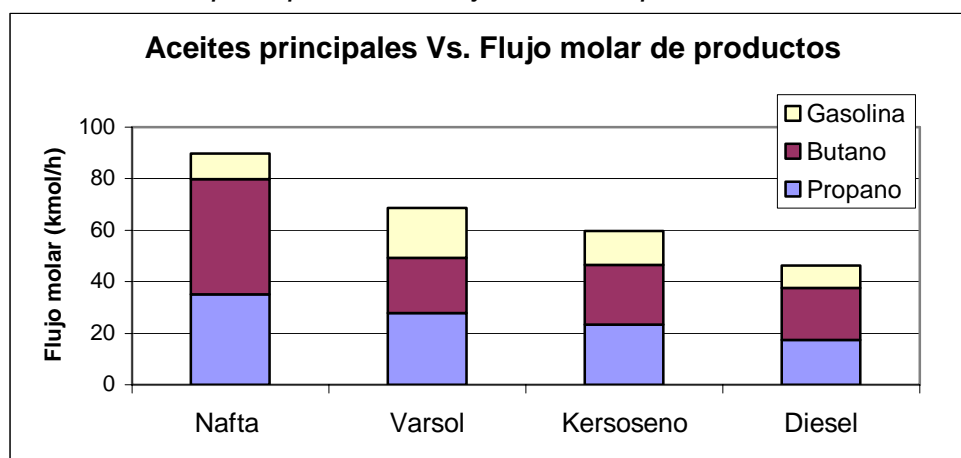
El análisis del peso molecular se realiza en dos etapas: con y sin recirculación. Se realiza un análisis sin recirculación primero debido a que en la literatura se encuentra que a mayor afinidad entre el aceite absorbedor y los componentes a despojar del gas, la limpieza del gas durante la absorción es mejor. El análisis con recirculación se realiza para determinar

el tiempo de estabilización de las propiedades del aceite absorbedor y a qué condiciones se estabiliza, esto incluye consumo energético, productos y la cantidad de aceite a reponer.

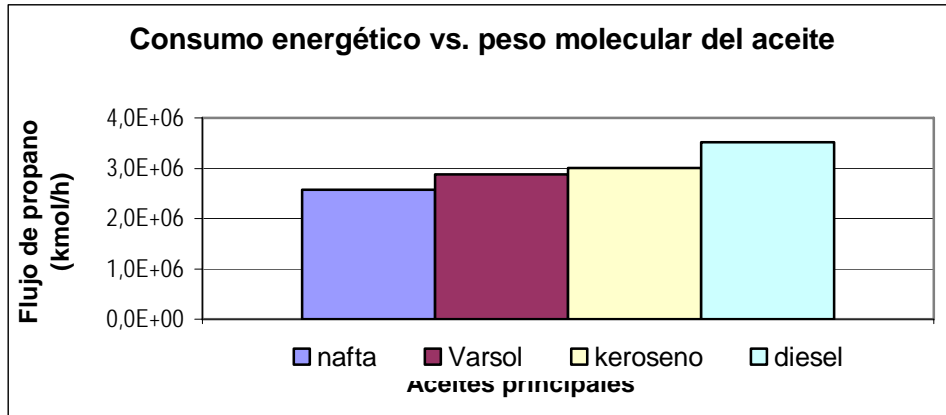
#### 4.3.1.1 Análisis del peso molecular del aceite absorbente sin recirculación.

En la planta de tratamiento de gas natural de provincia existe la necesidad de limpiar el gas de los componentes más pesados dejando el metano y etano para gas de venta, el propano y el butano son extraídos para posteriormente ser vendidos como productos individuales (NGL), mientras que los componentes más pesados se extraen principalmente para que el gas cumpla con condiciones de legislación colombiana, además son extraídos en la corriente de gasolina natural. Es por ello que para esta sección se realizaron pruebas para analizar el comportamiento de los diferentes aceites absorbente con respecto al consumo energético, arrastre de pesados en el tope del absorbedor, y la cantidad de aceite perdido medido como reposición para obtener la cantidad inicial de aceite empleado. Los resultados se muestran en las graficas 3, 4, 5 y 6.

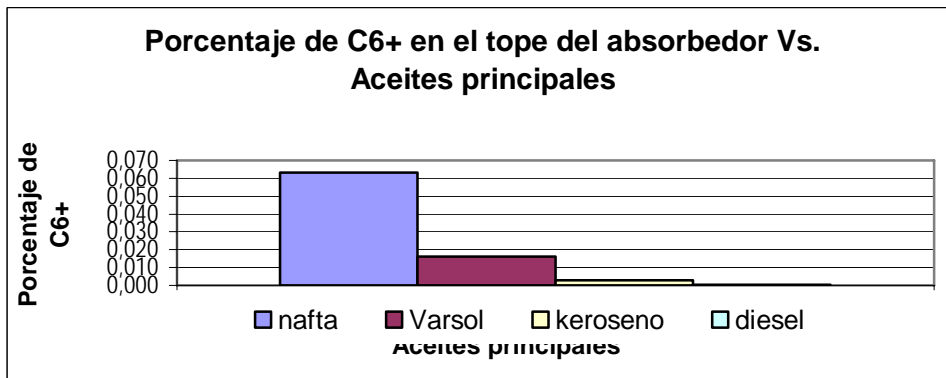
Gráfica 3. Aceites principales Vs. Flujo molar de productos



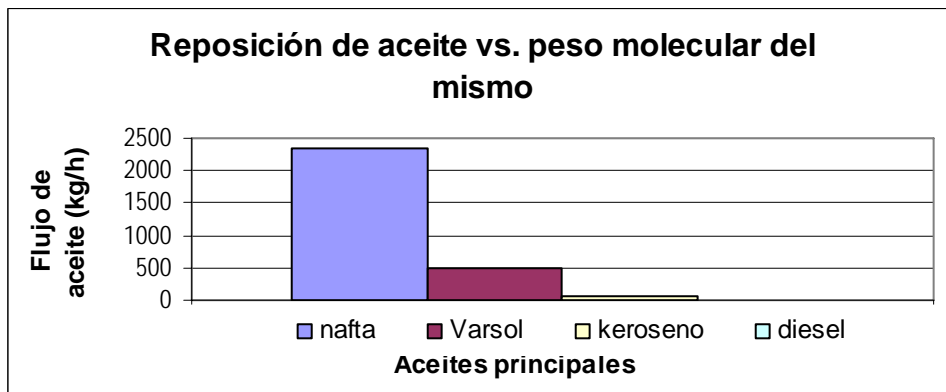
Gráfica 4. Consumo energético Vs. Peso molecular del aceite absorbente.



Gráfica 5. Porcentaje de C6+ (pesados) en el tope del absorbedor Vs. Aceites principales



Gráfica 6. Reposición de aceite Vs. Peso molecular de aceites principales.



Se puede analizar que con un peso molecular bajo se logra mayor despojamiento de hidrocarburos livianos dentro del gas (C3 a C6) porque este presenta alta afinidad con estos compuestos, esto se ve reflejado en la alta producción de propano y butano y en la baja producción de gasolina natural que lleva componentes pesados del gas natural los cuales no son despojados durante el proceso de absorción (Ver grafico 5). Además la nafta tiene consigo componentes muy livianos que son retirados durante el fraccionamiento por lo que es necesario reponer gran cantidad de aceite (Ver grafica 6).

De un mismo modo se puede ver que un peso molecular alto, conlleva problemas del tipo opuesto (alta afinidad con los pesados, baja afinidad con los livianos).

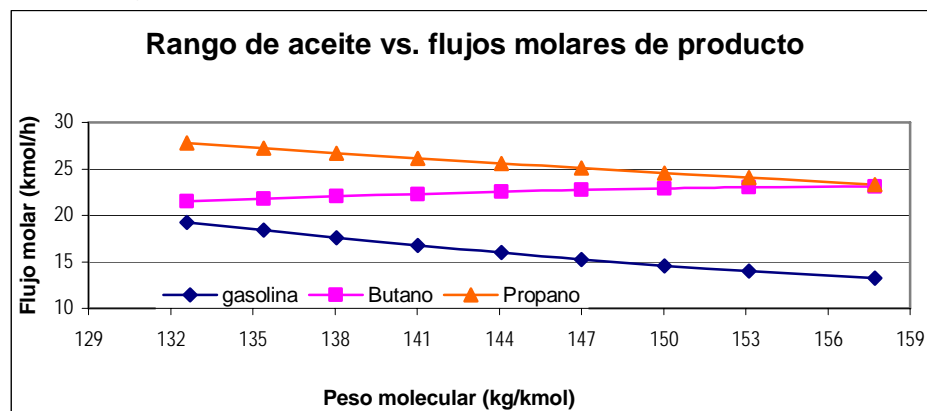
Otro factor a analizar es el consumo energético debido al peso molecular del aceite (ver grafica 4) entre más bajo sea el peso molecular de los hidrocarburos que componen el aceite extractor, menor será la temperatura necesaria en el rehervidor (410°C para diesel y 213°C para la nafta) del fraccionador y por ende menor su consumo energético.

De acuerdo con lo dicho anteriormente, el uso de nafta con un peso molecular tan liviano como agente absorbedor no es una alternativa viable para la planta de la superintendencia de provincia debido al gran flujo de reposición. Debido a su alto consumo energético y su baja producción de propano, butano y gasolina el diesel también se descarta como posible agente extractor. Es así, como el agente extractor se limita a un rango que va entre un peso molecular de 132 a 157 kg/kmol. Los resultados obtenidos para este rango específico se muestran en la siguiente sección.

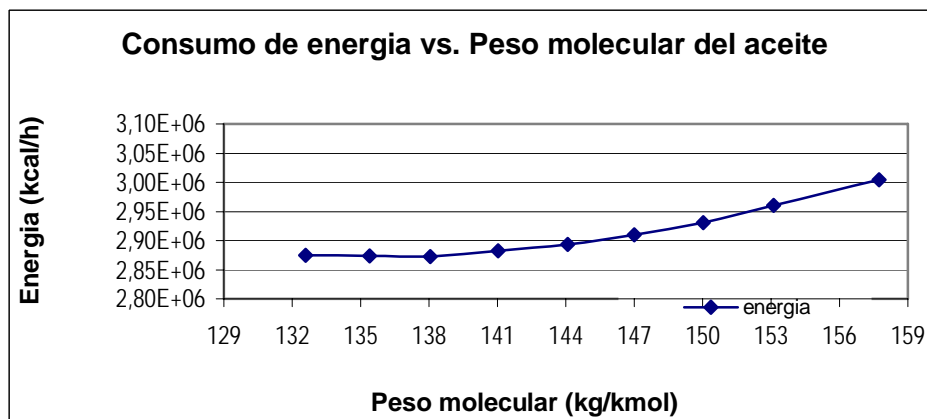
Sin embargo al utilizar la nafta como agente extractor, se podría mirar una alternativa en la cual en la misma planta se procesan gas y crudo donde la nafta una vez obtenida de la destilación del petróleo crudo se puede utilizar como agente absorbente para tratamiento de gas y a su vez, durante este proceso, ser despojada de sus componentes livianos (GLP).

De manera similar se examina el peso molecular del aceite dentro del rango escogido, de 132 a 157 kg/kmol. Se analizan las mismas pruebas con respecto al consumo energético, arrastre de pesados en el tope del absorbedor. Estos resultados se muestran en las graficas 7, 8 y 9.

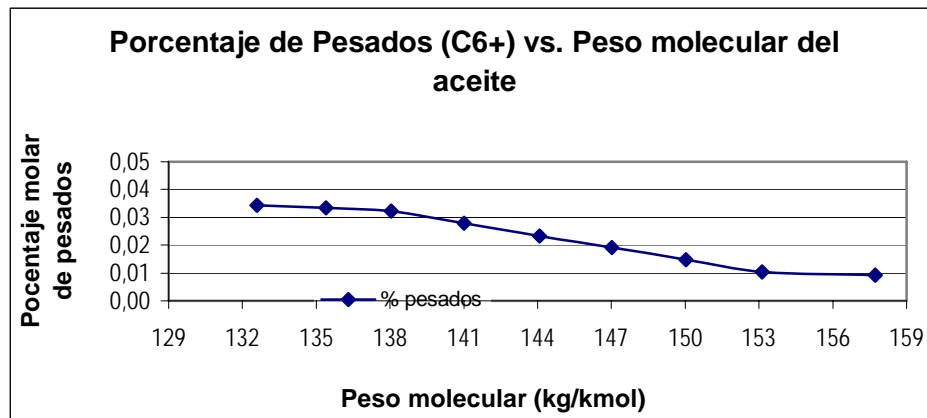
Gráfica 7. Rango de Aceites Vs. Flujo molar de productos



Gráfica 8. Consumo energético Vs. Rango de Peso molecular del aceite



Gráfica 9. Porcentaje de C6+ (pesados) en el tope del absorbedor Vs. Rango del peso molecular del aceite

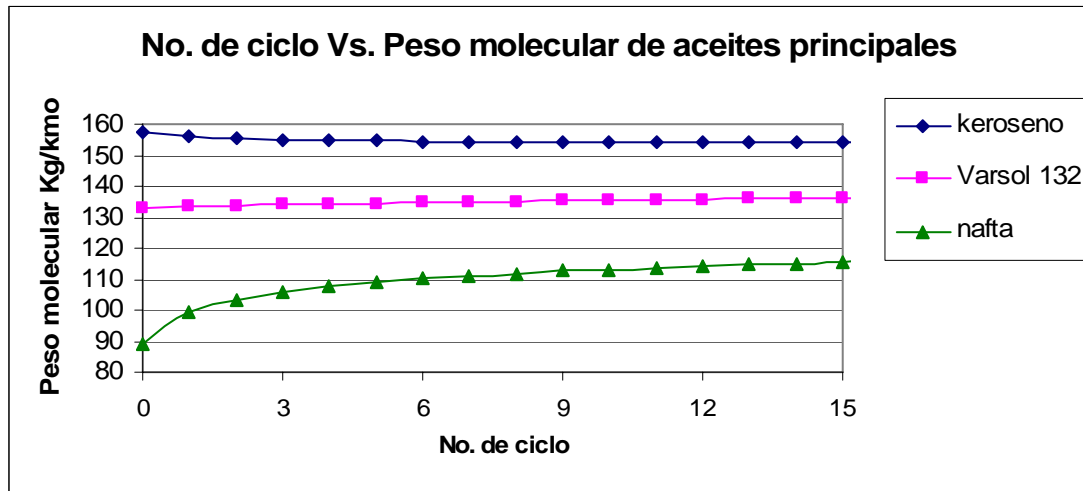


Se observa que se obtienen resultados similares a los obtenidos con los aceites principales, se destaca que el porcentaje de C6+ en el tope del absorbedor para el rango de aceites está dentro de los límites permitidos, dejando a un lado este como factor decisivo en la elección de un peso molecular óptimo, por ello, tomando como referencia el consumo energético y la producción del flujo de productos dentro de esta planta, se escoge un aceite de peso molecular bajo entre 130 y 140 kg/mol.

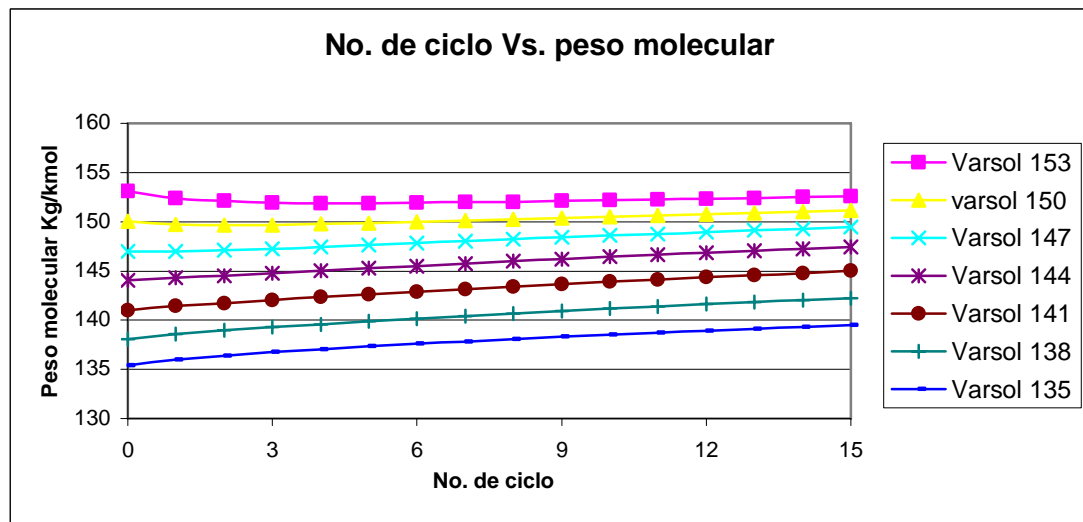
#### 4.3.1.2 Análisis del peso molecular del aceite absorbente con recirculación

Este análisis se realiza principalmente para observar el tiempo de estabilización del aceite absorbedor y el peso molecular al cual se estabiliza. Como es de esperarse, es imposible regenerar el aceite completamente por lo que cada vez que se pone en contacto con el gas, este se contamina un poco más hasta estabilizarse en un punto de equilibrio entre la absorción y el fraccionamiento. Las gráficas 10 y 11 nos muestran lo dicho anteriormente.

Gráfica 10. Numero de ciclo Vs. Peso molecular de aceites principales



Gráfica 11. Numero de ciclos Vs. Rango de pesos moleculares de aceite



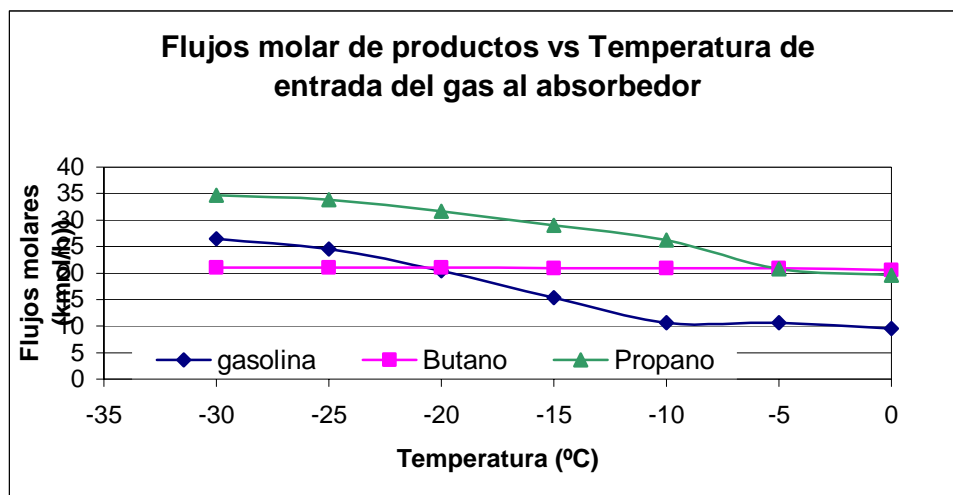
Los pesos moleculares de los aceites en recirculación, presentan una tendencia a estabilizarse alrededor de 145 y 155 kg/kmol. El tiempo de estabilización del aceite es proporcional a la diferencia del peso molecular inicial con el de convergencia. Utilizar un aceite fuera de este rango representaría una tarea ineficaz, ya que con el paso del tiempo, la estabilización final del aceite sería en este peso molecular.

### 4.3.2 Análisis del efecto de la temperatura del gas de pozo a la entrada del absorbedor

Los procesos de refinamiento de gas de pozo han demostrado que son mucho mas eficientes cuando la temperatura a la cual se llevan a cabo es más baja. En el proceso de absorción, que la absorción se lleve a cabo a baja temperatura favorece el despojamiento del gas.

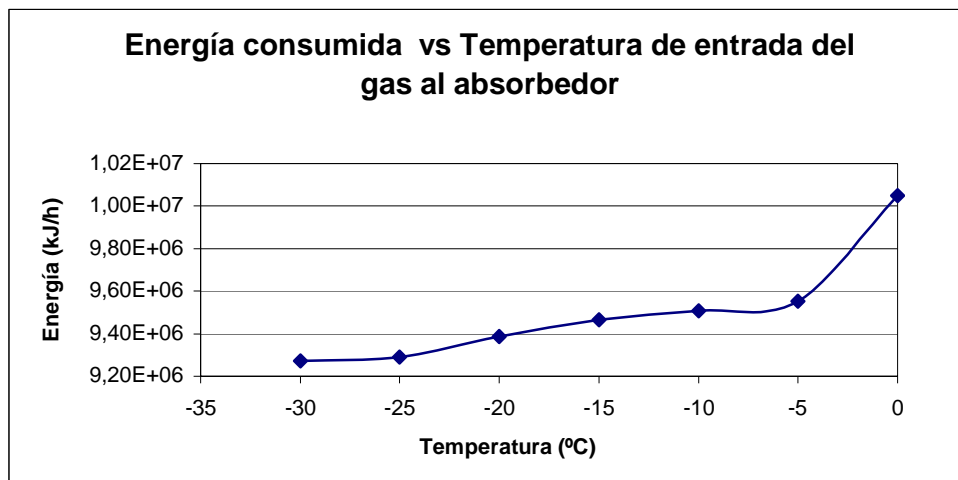
La determinación del efecto que tiene la temperatura del gas de entrada al absorbedor sobre el efecto de absorción fue una de las variables a examinar en este trabajo. Esta temperatura muestra una zona distintiva, entre  $-5^{\circ}\text{C}$  y  $-25^{\circ}\text{C}$ , de alta sensibilidad. Un decremento de hasta un grado centígrado en la temperatura de entrada del gas al absorbedor, trae como consecuencia un ahorro significativo de energía y un incremento en la obtención de productos finales. La gráfica 12 muestra claramente un incremento en la cantidad de productos obtenidos, al bajar la temperatura de  $-5^{\circ}\text{C}$  hasta  $-30^{\circ}\text{C}$ .

Gráfica 12. Flujo molar de productos vs Temperatura de entrada del gas al absorbedor



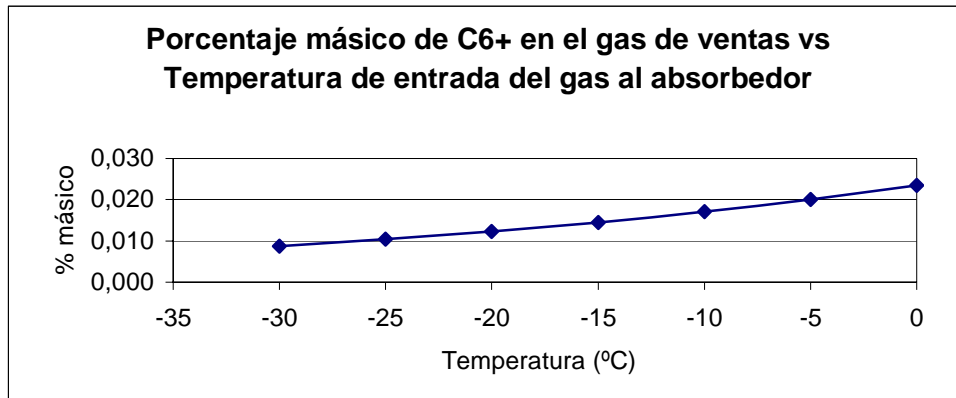
Por otro lado, se puede apreciar que mantener la temperatura del proceso de absorción por debajo de  $-12^{\circ}\text{C}$ , temperatura a la cual se encuentra operando la planta de Provincia, representaría tanto grandes ahorros energéticos como un aumento significativo en la producción de propano y gasolina. En la gráfica 13 se comprueba lo dicho anteriormente.

Gráfica 13. Consumo energético vs Temperatura de entrada del gas al absorbedor



Finalmente, otro beneficio que se obtiene al disminuir la temperatura del gas de entrada al absorbedor, es la disminución de la cantidad de pesados ( $\text{C6+}$ ) presentes en el gas de ventas. Esta situación, presenta la probabilidad de eliminar el reciclo de gas de venta visto en el diagrama del anexo 5, lo cual representaría ahorros en energía de compresión, y una disminución en la cantidad de propano (refrigerante) para enfriar el gas de pozo, todo esto empleando un modelo criogénico que se desarrolló adaptando la planta de provincia a un modelo más actual dando excelentes resultados en cuanto a limpieza de corrientes y obtención de productos. En la gráfica 14 se aprecia el efecto de la temperatura del gas de entrada al absorbedor con respecto a dicha limpieza (o referentes a los pesados) en la corriente de gas de ventas.

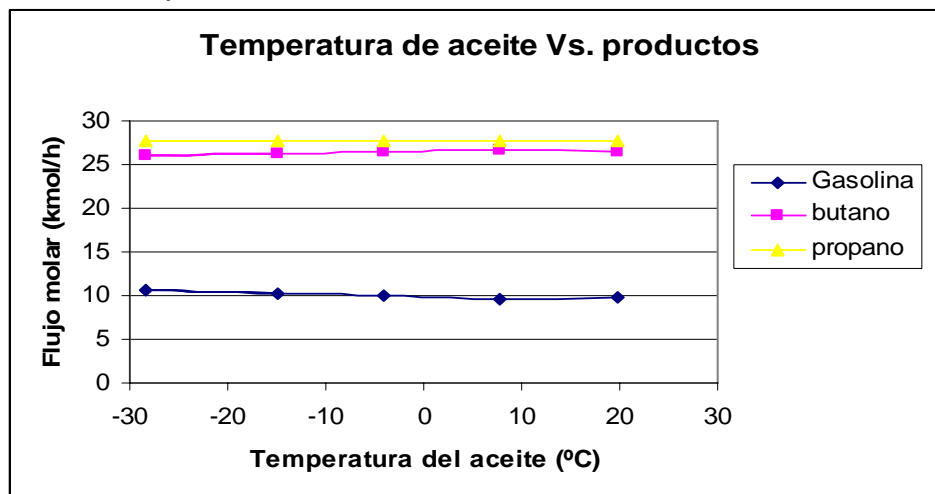
Gráfica 14. Porcentaje de C6+ vs Temperatura de entrada del gas al absorbedor



#### 4.3.3 Análisis del efecto de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor

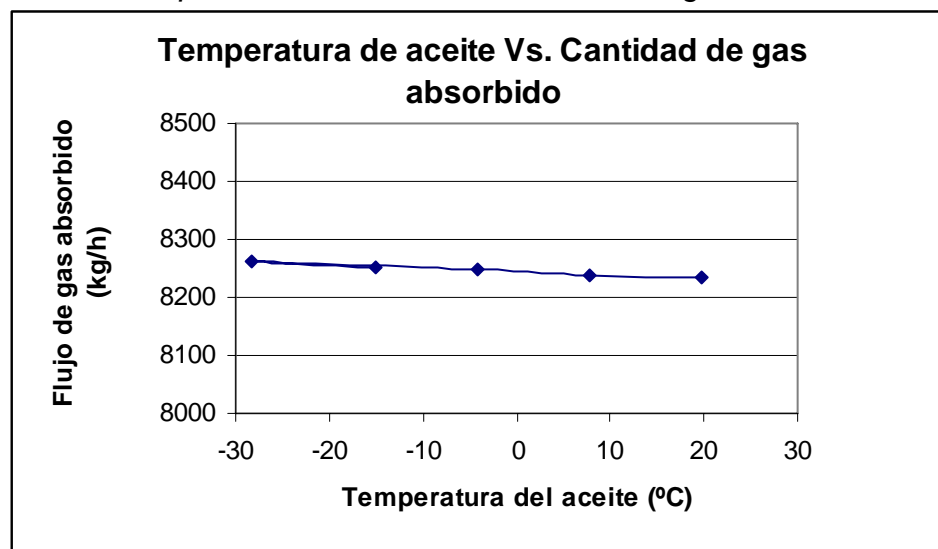
Una de las variables a analizar anteriormente dichas es el efecto de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor ya que el proceso de absorción de hidrocarburos es una operación altamente exotérmica que se favorece a bajas temperaturas. La grafica 15 muestra el efecto que tiene cambios en la temperatura de aceite desde -30 hasta 20 °C.

Gráfica 15. Temperatura de aceite Vs. Productos



De los resultados obtenidos en la gráfica se observa que la temperatura de entrada de aceite al absorbedor presenta un efecto mínimo sobre los productos obtenidos. Esto se puede corroborar en la grafica 16 donde se aprecia que la cantidad de gas absorbido por el aceite no tiene un cambio considerable.

Gráfica 16. Temperatura de aceite Vs. Cantidad de gas absorbido



La falta de influencia de la temperatura del aceite a la entrada del absorbedor, se debe a que el proceso de absorción principal ocurre en los primeros 5 platos, donde la temperatura de la absorción se parece a la temperatura de entrada del gas. Los platos adicionales a los primeros 5 son principalmente para el despojamiento adicional necesario para limpiar el gas hasta su concentración de venta. Otro fenómeno que influye, es la diferencia que existe entre la cantidad de flujo de gas que entra en la torre con relación a la cantidad de aceite (3.5 kg gas/ kg aceite aproximadamente), por lo que la temperatura dominante para esta operación es la del gas. Este resultado se determinó en la sección anterior.

La otra variable importante que se estudia es la cantidad de energía consumida en esta sección. Como se explicó anteriormente, como la temperatura del aceite no tiene mucha influencia sobre la cantidad de gas absorbido, la cantidad de energía empleada en la torre de fraccionamiento tampoco varía con dicha variable. Además como la cantidad de gas absorbido por el aceite disminuye, el consumo energético en el fraccionador, para regenerar el aceite, disminuye en forma proporcional.

#### **4.4 Integración energética y cambios sugeridos.**

Como se mostró en las secciones 4.2 y 4.3, la temperatura de entrada del gas al contactor es definitiva para la optimización del funcionamiento de la planta de Provincia. Además la temperatura de entrada del aceite no tiene la influencia que se pensaba.

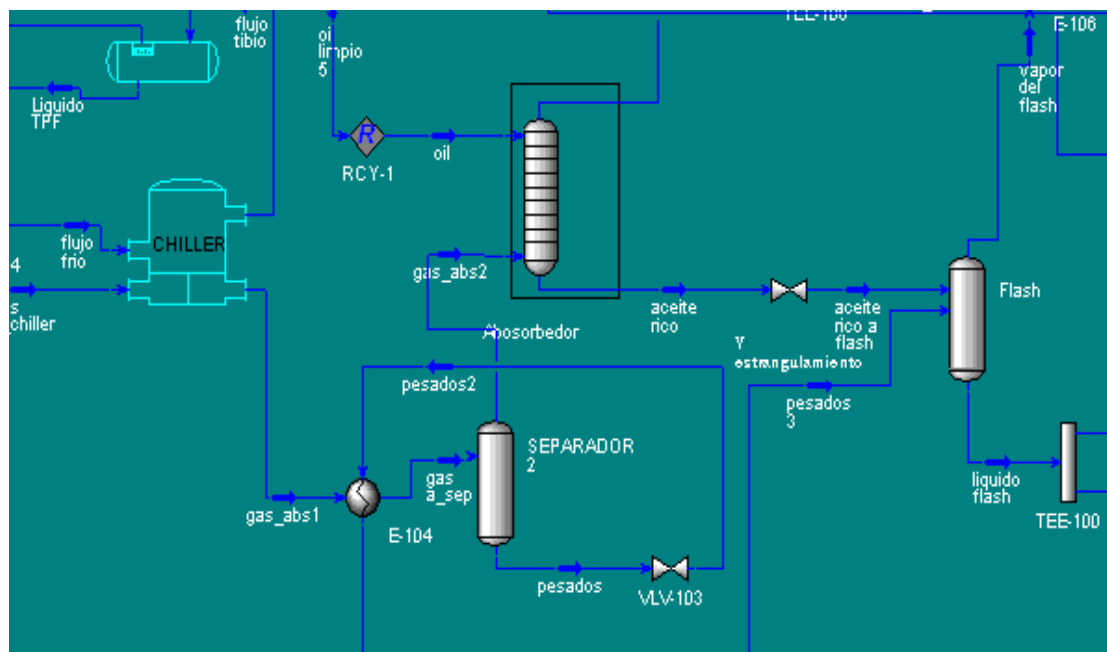
La energía gastada en el re-hervidor de la torre regeneradora de glicol, como se menciono anteriormente, puede ser calentada utilizando la corriente que sale del fondo de la torre Fraccionadora en vez de colocarla en contacto directo con los gases que salen del horno ya que antes este operaba a una temperatura de 413 °C.

Tomando en cuenta las afirmaciones anteriores, se cambio la red energética para así aprovechar mejor la energía de cada una de las corrientes. Dentro de las metas propuestas para esta nueva red se encontraban enfriar el gas de entrada al absorbedor lo más posible, manteniendo como nueva temperatura para el aceite de entrada 10°C, aprovechando la corriente de alimento al de-etanizador par pre-enfriar el gas a 10°C antes de que este entre al “chiller”.

Con los cambios propuestos para el mejor aprovechamiento de la energía, se obtiene una temperatura de entrada del gas a la torre de absorción de  $-24^{\circ}\text{C}$ . Además que el propano utilizado para el intercambio en el "chiller" se puede pre-enfriar, antes de que pase a ciclo de expansión a  $15^{\circ}\text{C}$  en vez de  $32^{\circ}\text{C}$ , temperatura a la que se encontraba antes, ahorrando un 9% de la energía utilizada por los compresores.

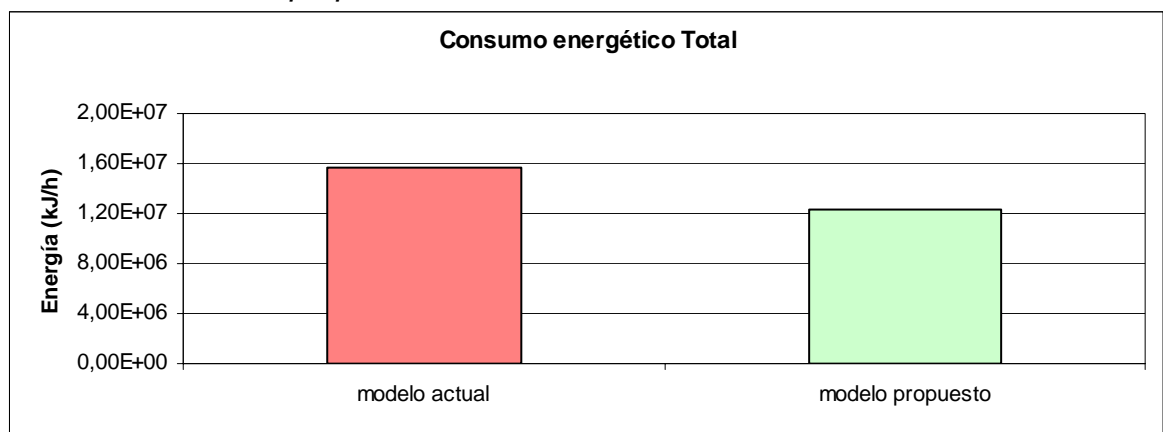
Con estas condiciones de operación, se observó que la cantidad de pesados en el aceite disminuye, (ver grafica 14), por lo cual se plantea la posibilidad de eliminar el reflujo del gas que sale de la absorbedora. El esquema de la nueva red energética se muestra a continuación:

Esquema de la Red energética propuesta.



Basándonos en los resultados obtenidos de las pruebas anteriores, se cambió el esquema general de operación, utilizando los equipos presentes en la planta, con el cual se obtuvieron resultados satisfactorios en ahorro energético y aprovechamiento de los productos pesados presentes en el gas natural. Esto se detalla en la gráfica 17.

*Gráfica 17. Diferencia entre el consumo energético actual y el consumo del modelo propuesto*



EL consumo energético total se encuentra distribuido de la siguiente manera: energía de bombas, energía de compresión y energía de fraccionamiento.

	<u>modelo actual</u>	<u>modelo propuesto</u>
E. bombas (kJ/h)	157166	82562
E. compresión (kJ/h)	2,71E+06	2,19E+06
E. Calor (kJ/h)	1,28E+07	1,06E+07
Total (kJ/h)	1,57E+07	1,23E+07

Los esquemas de los anexos 4 Y 5, muestran los cambios hechos sobre el modelo original de la planta simulada en Hysis y el nuevo diseño propuesto.

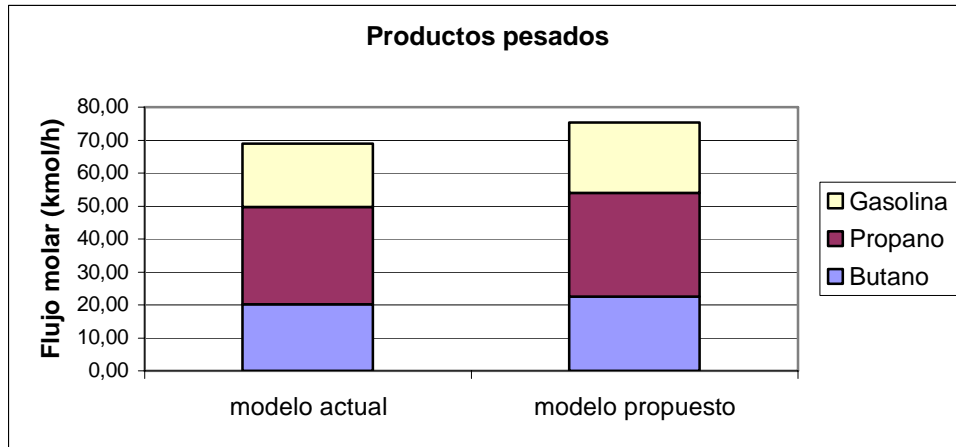
Los cambios propuestos, plantean un ahorro en el consumo de energía de la planta de un 20%. Otro factor importante que se logra gracias a la disminución de la temperatura del gas, es un aumento en las corrientes de productos. Esto se debe a que el gas es despojado casi por completo de los compuestos pesados, los cuales son transformados en productos por medio de una rectificación. En la tabla 4.1 se puede comparar las composiciones molares del gas de ventas (limpieza del gas) tanto para el modelo original como para el modelo propuesto.

*Tabla 4.1 Composición molar del gas de ventas*

	<b>PLANTA EN OPERACIÓN</b>	<b>PLANTA PROPUESTA</b>
<b>Compuesto</b>	<b>Fracción molar</b>	
Nitrógeno	0,000365	0,000358
Oxígeno	0,001427	0,001435
Metano	0,883830	0,888261
Etano	0,095000	0,096123
Propano	0,010917	0,005443
i-butano	0,000036	0,000000
CO2	0,008181	0,008342
Agua	0,000003	0,000003
C6+	0,000241	0,000035

De igual forma, en la gráfica 18 se puede comparar los flujos molares de los principales productos finales de planta para los modelos original y propuesto.

Gráfica. 18 Producción final



El aceite de operación seleccionado fue keroseno (PM 157 kmol/kg), ya que este presenta afinidad con el alto porcentaje de hidrocarburos pesados presentes en el gas de pozo (0,01827 fracción molar). Una vez el aceite se estabilizó, lo hizo en un peso molecular de 152. Este peso molecular, ayuda a la remoción de compuestos pesados, sin dejar atrás el despojo de NGL gracias a la disminución de la temperatura del gas al absorbedor.

Para finalizar se puede decir que para la planta de tratamiento de gas natural de provincia, la variable de operación mas importante es la temperatura a la cual se lleva a cabo la absorción (por esto los nuevos diseños trabajan a temperaturas criogénicas). Esta temperatura favorece la condensación de los hidrocarburos pesados, haciendo más fácil su remoción, garantizando una mejor "limpieza" del gas de pozo y una mayor obtención de productos como los NGL y gasolina natural.

## 5. CONCLUSIONES

- De todos los factores que afectan el procesamiento de gas natural en la planta de provincia, el más determinante es la temperatura del gas a la entrada del absorbedor, ya que establece la temperatura a la cual se lleva a cabo la absorción. A menor temperatura el gas tiene mayor limpieza y despoja más los componentes pesados, reflejándose este aporte, en la cantidad de productos obtenidos al final como son el propano y la gasolina natural, y en la disminución de hidrocarburos pesados dentro del gas de ventas.
- Para la planta de tratamiento de gas natural de provincia, la temperatura del aceite absorbedor no tiene ninguna influencia en el proceso sin embargo su peso molecular sí. Ya que el gas contiene muchos pesados es necesario trabajar la absorción con un aceite absorbedor de características similares para que absorba los pesados que el gas trae consigo, uno de los factores que define el peso molecular del aceite durante el proceso es la temperatura del reboiler en la torre fraccionadora porque es la que determina la cantidad de pesados que salen en el fondo, así como la temperatura del condensador define la cantidad de livianos que salen en el destilado.
- El análisis realizado con la herramienta computacional Hysis es muy útil ya que permite simular procesos y hacer cambios a los diferentes factores que influyen en el mismo, dando excelentes aproximaciones. Sin embargo, hay que tener en cuenta que Hysis resuelve con aproximaciones matemáticas basándose en diferentes métodos numéricos y es necesario revisar estos resultados para analizar si son o no posibles, esta parte es muy importante para no tomar datos inverosímiles como verdaderos.

## **6. RECOMENDACIONES**

Con el fin de evitar posibles problemas de flujo dentro de cada uno de los equipos en operación, se recomienda un análisis en estado dinámico. A diferencia del estado estable de Hysis, una simulación en estado dinámico permite identificar la capacidad real de procesamiento de acuerdo al diseño de los equipos, y la respuesta del sistema a posibles perturbaciones en el alimento (gas de pozo).

Siguiendo las recomendaciones encontradas en la literatura, sería más productivo realizar un estudio para analizar si es económicamente viable transformar la planta de Provincia en una planta de tratamiento de gas a temperaturas criogénicas. El anexo 5 muestra una posible planta de tratamiento de gas criogénica para la planta de Provincia, donde se observa un ahorro significativo de energía, reducción en el número de equipos y la eliminación de la necesidad de un aceite absorbedor. Dentro estudio económico propuesto se puede determinar, que equipos dentro la planta actual que se pueden adaptar para funcionar en condiciones criogénicas, así como las posibles inversiones en nuevos equipos de operación.

## BIBLIOGRAFIA

ABDEL-AAL, H, AGGOUR M, FAHIM M. Petroleum and gas Field Processing.

Marcel Dekker Inc edition. New York USA, July 2003.

ARNOLD, K, STEWARD M. Surface Production Operations. Volumen 2. Design of Gas-Handling Systems and Facilities. Gulf Publishing Company. Houston, Texas. Julio 1993.

CAMPBELL Jhon. Gas conditioning and processing. Third Edition. Published by Campbell Petroleum Series. Oklahoma, U.S.A 1974.

DELAYTERMOZ, Alain. Valoriser les gaz acides et residuels. Petrole et Techniques. Septiembre-Octubre 2003 Volumen no. 446.

GEANKIPLIS Christie. Procesos de transporte y operaciones unitarias. Compañía editorial continental, S.A de C.V. Mexico 1995.

GREENE, R. Compresores. C.E.C.S.A ediciones. Mexico, Agosto 1988.

LIEBERMAN Norman. Troubleshooting natural gas processing. Wellhead to transmission. Penn Well Publishing Company. Tulsa, Oklahoma. Octubre 1987

PERRY R, GREEN, D, MALONEY J. Manual del ingeniero químico. Sexta edición. Tomos I, III, y IV. Mc Graw Hill. Mexico 1992.

ROJEY A, JAFFRET C, CORNOT S, DURAND B, JULIAN S, VALAIS M.  
Natural Gas. Production Processing transport. Editions Technip. Paris,  
France, Avril 1997.

SEIDER, W, SEADER J, LEWIN D. Process Design Principles. Synthesis,  
analysis, and evaluation. John Wiley & Sons, Inc. New York. Julio 1999.

SALLES, Elisabeth. Congres de l'Association Française du Gaz. Petrole et  
Techniques. Septiembre-Octubre 2003. Volumen no. 446.

Tesis : Simulación del proceso de fraccionamiento de la planta de gas del  
campo payoa. Diana Bustamante y Everardo Hernandez. Bucarmanga  
1989.

[www.refiningonline.com](http://www.refiningonline.com) [Mayo de 2005]

[www.bre.com/technicalpapers](http://www.bre.com/technicalpapers) [Junio de 2005]

[www.ecopetrol.com.co](http://www.ecopetrol.com.co) [Febrero de 2005]

[www.ecogas.gov.co](http://www.ecogas.gov.co) [Febrero de 2005]

## **Anexos**

**Anexo A.** Tablas de datos de respuesta de la sección de deshidratación del gas y recuperación del glicol

Tabla 1. Efecto de la presión de operación de la torre regeneradora de glicol.

Tabla 2. Análisis de consumo energético: efecto del economizador con respecto a la torre de regeneración del glicol.

**Anexo B.** Tablas de datos de respuesta de la sección de absorción y fraccionamiento.

- Sin reciclo

### Análisis del peso molecular del aceite absorbente.

Tabla 3. Respuesta de aceite: nafta (88 kg/kmol)

Tabla 4. Respuesta de aceite: varsol (132 kg/kmol)

Tabla 5. Respuesta de aceite: keroseno (157 kg/kmol)

Tabla 6. Respuesta de aceite: diesel (216 kg/kmol)

### Análisis del rango de peso molecular entre 130 y 160 kg/kmol

Tabla 7. Respuesta con peso molecular de 135 kg/kmol

Tabla 8. Respuesta con peso molecular de 138 kg/kmol

Tabla 9. Respuesta con peso molecular de 141 kg/kmol

Tabla 10. Respuesta con peso molecular de 144 kg/kmol

Tabla 11. Respuesta con peso molecular de 147 kg/kmol

Tabla 12. Respuesta con peso molecular de 150 kg/kmol

Tabla 13. Respuesta con peso molecular de 153 kg/kmol

Análisis del aceite en el mismo rango de peso molecular pero con mezcla de otros aceites

Tabla 14. Nafta y diesel con peso molecular de 132 kg/mol

Tabla 15. Nafta y diesel con peso molecular de 141 kg/kmol

Análisis de la influencia de la temperatura del aceite absorbente

Tabla 16. Aceite a -28 °C.

Tabla 17. Aceite a -14 °C

Tabla 18. Aceite a -4 °C

Tabla 19. Aceite a 7 °C

Tabla 20. Aceite a 19 °C

Análisis de la influencia de la temperatura del gas

Tabla 21. Temperatura del gas a -30°C

Tabla 22. Temperatura del gas a -25°C

Tabla 23. Temperatura del gas a -20°C

Tabla 24. Temperatura del gas a -15°C

Tabla 25. Temperatura del gas a -10°C

Tabla 26. Temperatura del gas a -5°C

Tabla 27. Temperatura del gas a 0°C

- Con reciclo

Análisis del aceite absorbente con todos los pesos moleculares.

Tabla 28. Estabilización de aceite peso molecular 88 kg/kmol

Tabla 29. Estabilización del aceite de peso molecular 132 kg/kmol

Tabla 30. Estabilización del aceite de peso molecular 135 kg/mol

Tabla 31. Estabilización del aceite de peso molecular 138 kg/kmol

Tabla 32. Estabilización del aceite de peso molecular 141 kg/kmol

Tabla 33. Estabilización del aceite de peso molecular 144 kg/kmol

Tabla 34. Estabilización del aceite de peso molecular 147 kg/kmol

Tabla 35. Estabilización del aceite de peso molecular 150 kg/kmol

Tabla 36. Estabilización de aceite de peso molecular 153 kg/kmol

Tabla 37. Estabilización de aceite de peso molecular 157 kg/kmol

**Anexo C.** Diagrama de flujo de la simulación de la planta de la superintendencia de provincia sobre Hysis 3.1. Plano original

- Plano de planta original

Tabla 38. Tabla de especificaciones de corrientes principales de la planta de la superintendencia de provincia

**Anexo D.** Diagrama de flujo de la simulación de la planta de la superintendencia de provincia sobre Hysis 3.1. Diseño propuesto

- Plano de planta sugerido

Tabla 39. Especificaciones de corrientes principales de la planta sugerida de la superintendencia de provincia.

**Anexo E.** Diseño propuesto para el tratamiento del gas de la planta de provincia utilizando un proceso criogénico.

- Plano de planta criogénica sugerido

Tabla 40. Especificaciones de corrientes principales de la planta criogénica sugerida para la superintendencia de provincia.

Tabla 1. Efecto de la presión de operación de la torre regeneradora de glicol.

Presion (psia)	Temperatura Reb ( °C)	Energia Reb (kJ/h)
880	421,6	6,565E+05
830	416,4	4,372E+05
780	411,2	3,702E+05
730	405,8	3,333E+05
680	400,1	3,097E+05
630	394	2,919E+05
580	387,6	2,779E+05
530	380,7	2,652E+05
480	373,4	2,541E+05
430	365,4	2,439E+05
380	356,6	2,344E+05
330	346,9	2,247E+05
280	336,1	2,159E+05
230	323,6	2,064E+05
200	314,4	2,003E+05
180	308,2	1,956E+05
160	301,3	1,918E+05
140	293,7	1,876E+05
120	285,2	1,835E+05
100	275,6	1,790E+05
80	264,3	1,757E+05
60	250,5	1,681E+05
40	228,3	1,617E+05
20	204,3	1,533E+05
14,7	194,3	1,512E+05

\*Reb: rehervidor o reboiler



Tabla 2. Efecto del economizador con respecto a la torre de regeneración del glicol.

Presión economizador (psia)	FG (gas economizador)	Gas economizador (kg/h)	FG (vapor de la torre)	Gas torre (kg/h)	Energía (kJ/h)	Glicol repuesto (kg/h)
60	0,00001	0,016	0,003	9,9336	1,672E+05	0,07
50	0,00001	0,017	0,003	9,9248	1,668E+05	0,07
40	0,00001	0,018	0,003	9,9079	1,666E+05	0,07
30	0,00001	0,02	0,003	9,8829	1,660E+05	0,07
20	0,00001	0,25925	0,003	9,8292	1,646E+00	0,07
14,7	0,00001	0,31495	0,0029	9,7724	1,622E+05	0,07

Tabla 3. Respuesta de aceite: nafta

- Consumo energético total: 2,573E+06 kJ/h
- Reposición: 2332,44 kg/h

composición molar	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada mitad	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo		Tope	Fondo
Variable	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	-14,973	-12,570	-2,442	-11,200	-24,105	-24,217	-24,217
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	143,967	2511,554	2217,717	437,625	437,803	114,205	323,599
Flujo masico	12777,000	48879,543	40239,118	21413,240	21417,425	2202,733	19214,692
Peso molecular	88,750	19,462	18,145	48,931	48,931	19,288	59,378
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000362	0,000041	0,000041	0,000143	0,000006
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001442	0,000341	0,000341	0,001022	0,000101
comp. Metano	0,000640	0,837619	0,886964	0,312310	0,312310	0,813803	0,135486
comp. Etano	0,001403	0,110318	0,087566	0,189717	0,189717	0,145702	0,205299
comp. Propano	0,019388	0,026170	0,007186	0,120116	0,120116	0,023365	0,154244
comp. Iso butano	0,012234	0,003475	0,000606	0,020897	0,020897	0,001441	0,027753
comp. N butano	0,043379	0,005130	0,001575	0,035727	0,035727	0,001575	0,047762
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,009590	0,009590	0,000150	0,012917
comp. N pentano	0,000000	0,001354	0,000000	0,007769	0,007769	0,000081	0,010477
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000188	0,000000	0,001079	0,001079	0,000007	0,001456
comp. Agua	0,000973	0,000008	0,000071	0,000009	0,000009	0,000011	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,007926	0,008137	0,008137	0,011369	0,006999
Comp.Glicol	0,000000	0,000001	0,000000	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,467754	0,000000	0,005969	0,123577	0,123577	0,001251	0,166748
Pesados	0,454229	0,003989	0,000332	0,170688	0,170688	0,000081	0,230743

Continuación tabla 3.

Deetanizador		Deetanizador		Fraccionador		Depropanizador	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-24,217	30,000	26,373	160,152	56,000	137,564	51,910	45,936	113,135
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
16,180	307,419	131,338	192,261	89,712	102,549	35,173	44,770	9,768
960,735	18253,957	3719,207	15495,485	5050,934	10444,551	1542,301	2816,616	692,016
59,378	59,378	28,318	80,596	56,302	101,849	43,849	62,913	70,846
0,000006	0,000006	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000101	0,000101	0,000249	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,135486	0,135486	0,333819	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,205299	0,205299	0,500758	0,003465	0,007425	0,000000	0,018938	0,000000	0,000000
0,154244	0,154244	0,114970	0,181073	0,388058	0,000000	0,979829	0,007807	0,000000
0,027753	0,027753	0,009365	0,040314	0,086396	0,000001	0,001102	0,172235	0,000096
0,047762	0,047762	0,011418	0,072589	0,155551	0,000013	0,000116	0,308488	0,014282
0,012917	0,012917	0,001097	0,020991	0,043514	0,001287	0,000000	0,065396	0,099912
0,010477	0,010477	0,000644	0,017195	0,033167	0,003222	0,000000	0,045109	0,097863
0,001456	0,001456	0,000062	0,002409	0,003008	0,001885	0,000000	0,003558	0,011320
0,000008	0,000008	0,000019	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006999	0,006999	0,017244	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000003	0,000003	0,000003	0,000003	0,000005	0,000000	0,000014	0,000000	0,000000
0,166748	0,166748	0,009238	0,274349	0,274917	0,273853	0,000002	0,390285	0,736066
0,230743	0,230743	0,001101	0,387614	0,007959	0,719739	0,000000	0,007123	0,040461

Tabla 4. Respuesta del aceite: Varsol 132

Consumo energético total: 2,8749E+06 kJ/j

Reposición: 488,09 kg/h

Composición Molar	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada mitad	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo		Tope	Fondo
Temperatura	-14,973	-12,570	-3,792	-10,830	-21,128	-21,220	-21,220
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	96,363	2511,554	2266,279	341,638	341,638	85,346	256,292
Flujo masico	12777,000	48879,543	40738,351	20918,192	20918,192	1657,632	19260,559
Peso molecular	132,592	19,462	17,976	61,229	61,229	19,423	75,151
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000356	0,000039	0,000039	0,000141	0,000006
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001427	0,000334	0,000334	0,001033	0,000101
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,883607	0,296294	0,296294	0,805570	0,126704
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,094868	0,181687	0,181687	0,151641	0,191692
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,011288	0,117511	0,117511	0,025588	0,148122
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000049	0,025223	0,025223	0,001938	0,032977
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000000	0,037710	0,037710	0,001883	0,049641
comp.Iso pentano	0,000001	0,001671	0,000000	0,012285	0,012285	0,000216	0,016304
comp. N pentano	0,000002	0,001354	0,000000	0,009952	0,009952	0,000119	0,013226
comp. Ciclopentano	0,000004	0,000188	0,000000	0,001383	0,001383	0,000011	0,001839
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008107	0,008104	0,008104	0,011756	0,006888
Comp.Glicol	0,000098	0,000001	0,000005	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Pesados	0,999894	0,003989	0,028497	0,309467	0,309467	0,000093	0,412490

Continuación tabla 4

Deetanizador				Fraccionador		Depropanizador	Debutanizador		
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida		
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina	
-21,220	30,000	22,185	184,833	56,018	217,293	52,044	33,261	149,989	
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423	
12,815	243,477	95,518	160,774	68,573	92,200	27,812	21,496	19,265	
963,028	18297,531	2655,117	16605,443	4316,539	12288,903	1220,163	1275,908	1820,468	
75,151	75,151	27,797	103,285	62,948	133,285	43,871	59,355	94,498	
0,000006	0,000006	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,000101	0,000101	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,126704	0,126704	0,339968	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,191692	0,191692	0,509221	0,003043	0,007135	0,000000	0,017591	0,000000	0,000000	
0,148122	0,148122	0,108905	0,171422	0,401907	0,000000	0,980926	0,012938	0,000000	
0,032977	0,032977	0,010242	0,046483	0,108983	0,000000	0,001344	0,345886	0,000037	
0,049641	0,049641	0,010294	0,073017	0,171193	0,000000	0,000124	0,540443	0,006143	
0,016304	0,016304	0,001068	0,025356	0,059447	0,000001	0,000000	0,077706	0,124896	
0,013226	0,013226	0,000636	0,020706	0,048543	0,000002	0,000000	0,022687	0,147476	
0,001839	0,001839	0,000063	0,002895	0,006784	0,000003	0,000000	0,000318	0,023792	
0,000008	0,000008	0,000020	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,006888	0,006888	0,018483	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,000003	0,000003	0,000003	0,000003	0,000006	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000	
0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,412490	0,412490	0,000811	0,657075	0,196003	0,999994	0,000000	0,000022	0,697656	

Tabla 5. Respuesta de aceite: Keroseno

Consumo energético total: 3,0039E+06 kJ/h

Reposición: 63,71 kg/h

composicion molar	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	-14,973	-12,570	-6,052	-11,465	-19,542	-19,619	-19,619
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	81,008	2511,554	2315,565	276,997	276,997	62,606	214,391
Flujo masico	12777,000	48879,543	41921,847	19734,696	19734,696	1226,411	18508,285
Peso molecular	157,725	19,462	18,104	71,245	71,245	19,589	86,330
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000350	0,000034	0,000034	0,000135	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001409	0,000306	0,000306	0,001037	0,000093
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,876552	0,267196	0,267196	0,798068	0,112171
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,098839	0,174017	0,174017	0,155852	0,179322
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,014226	0,118359	0,118359	0,027411	0,144917
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000405	0,028125	0,028125	0,002322	0,035659
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000013	0,046400	0,046400	0,002463	0,059231
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,015152	0,015152	0,000286	0,019493
comp. N pentano	0,000000	0,001354	0,000000	0,012273	0,012273	0,000156	0,015812
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000188	0,000000	0,001704	0,001704	0,000014	0,002198
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008170	0,008027	0,008027	0,012161	0,006819
Comp.Glicol	0,000000	0,000001	0,000000	0,000002	0,000002	0,000000	0,000002
livianos licuados hipo	0,000200	0,000000	0,000000	0,000053	0,000053	0,000000	0,000068
Pesados	0,999800	0,003989	0,002707	0,328343	0,328343	0,000082	0,424202

Continuación tabla 5.

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-19,619	30,000	21,096	181,316	56,015	274,533	52,147	36,276	150,011
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
10,720	203,671	73,336	141,055	59,683	81,372	23,318	23,130	13,235
925,414	17582,871	2053,544	16454,741	3741,456	12713,285	1023,366	1402,717	1315,373
86,330	86,330	28,002	116,655	62,689	156,237	43,888	60,645	99,384
0,000005	0,000005	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000093	0,000093	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,112171	0,112171	0,327921	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,179322	0,179322	0,518970	0,002734	0,006461	0,000000	0,016538	0,000000	0,000000
0,144917	0,144917	0,108327	0,163942	0,387461	0,000000	0,981828	0,009977	0,000000
0,035659	0,035659	0,010762	0,048604	0,114871	0,000000	0,001470	0,294900	0,000044
0,059231	0,059231	0,011281	0,084161	0,198906	0,000000	0,000149	0,508018	0,008871
0,019493	0,019493	0,001204	0,029001	0,068540	0,000001	0,000000	0,108044	0,120257
0,015812	0,015812	0,000714	0,023661	0,055919	0,000002	0,000000	0,069892	0,130016
0,002198	0,002198	0,000067	0,003305	0,007807	0,000003	0,000000	0,005703	0,025239
0,000008	0,000008	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006819	0,006819	0,019936	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000002	0,000002	0,000003	0,000002	0,000006	0,000000	0,000014	0,000000	0,000000
0,000068	0,000068	0,000000	0,000101	0,000226	0,000009	0,000000	0,000017	0,000992
0,424202	0,424202	0,000509	0,644489	0,159803	0,999985	0,000000	0,003450	0,714581

Tabla 6. Respuesta del aceite: diesel

Consumo energético total: 3,5183E+06 kJ/h

Reposición: -611,92 kg/h

composicion molar	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	-14,973	-12,570	-8,586	-12,269	-18,239	-18,299	-18,299
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	59,132	2511,554	2361,975	208,711	208,711	45,648	163,062
Flujo masico	12777,000	48879,543	43224,693	18431,850	18431,850	902,614	17529,237
Peso molecular	216,075	19,462	18,300	88,313	88,313	19,773	107,500
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000344	0,000034	0,000034	0,000138	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001390	0,000308	0,000308	0,001064	0,000096
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,868055	0,255857	0,255857	0,790566	0,106168
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,102638	0,165971	0,165971	0,159434	0,167802
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,017575	0,116021	0,116021	0,029487	0,140246
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,001067	0,029740	0,029740	0,002688	0,037313
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000532	0,055707	0,055707	0,003281	0,070383
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,020109	0,020109	0,000419	0,025621
comp. N pentano	0,000000	0,001354	0,000000	0,016289	0,016289	0,000230	0,020785
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000188	0,000000	0,002262	0,002262	0,000022	0,002889
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000163	0,000009	0,000009	0,000013	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008228	0,008179	0,008179	0,012540	0,006958
Comp.Glicol	0,000000	0,000001	0,000000	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,000213	0,000000	0,000000	0,000047	0,000047	0,000000	0,000060
Pesados	0,999787	0,003989	0,000005	0,329466	0,329466	0,000118	0,421665

Continuación tabla 6.

Deetanizador				Fraccionador		Depropanizador	Debutanizador		
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida		
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina	
-18,299	30,000	18,178	173,389	56,000	343,937	52,241	36,708	124,005	
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423	
8,153	154,909	52,428	110,634	46,294	64,340	17,455	20,208	8,632	
876,462	16652,775	1467,233	16062,004	2673,081	13388,923	766,327	1226,029	680,725	
107,500	107,500	27,986	145,181	57,741	208,098	43,903	60,671	78,862	
0,000005	0,000005	0,000016	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,000096	0,000096	0,000299	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,106168	0,106168	0,330204	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,167802	0,167802	0,516707	0,002459	0,005877	0,000000	0,015587	0,000000	0,000000	
0,140246	0,140246	0,105689	0,156622	0,374293	0,000000	0,982626	0,008716	0,000000	
0,037313	0,037313	0,010546	0,049998	0,119485	0,000000	0,001589	0,272338	0,000050	
0,070383	0,070383	0,011990	0,098055	0,234330	0,000000	0,000181	0,531320	0,012540	
0,025621	0,025621	0,001417	0,037091	0,088639	0,000000	0,000000	0,110670	0,216302	
0,020785	0,020785	0,000841	0,030236	0,072255	0,000001	0,000000	0,068029	0,228258	
0,002889	0,002889	0,000081	0,004220	0,010081	0,000002	0,000000	0,005431	0,041352	
0,000008	0,000008	0,000024	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,006958	0,006958	0,021640	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	
0,000003	0,000003	0,000003	0,000003	0,000006	0,000000	0,000016	0,000000	0,000000	
0,000060	0,000060	0,000000	0,000089	0,000192	0,000000	0,000000	0,000018	0,000982	
0,421665	0,421665	0,000544	0,621229	0,094842	0,999997	0,000000	0,003478	0,500517	

Tabla 7. Respuesta con peso molecular de 135 kg/kmol

Consumo total energético: 2,8740E+06 kJ/h

Reposición: 424,00 kg/h

Variable	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	-14,973	-12,570	-4,088	-10,887	-20,890	-20,980	-20,980
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	94,360	2511,554	2273,183	332,731	332,731	82,029	250,702
Flujo masico	12777,000	48879,543	40900,594	20755,948	20755,948	1595,021	19160,927
Peso molecular	135,406	19,462	17,993	62,381	62,381	19,445	76,429
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000355	0,000039	0,000039	0,000140	0,000006
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001425	0,000330	0,000330	0,001033	0,000100
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,882661	0,292354	0,292354	0,804564	0,124761
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,095427	0,180766	0,180766	0,152212	0,190109
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,011677	0,117760	0,117760	0,025838	0,147836
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000072	0,025738	0,025738	0,001995	0,033507
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000000	0,038719	0,038719	0,001948	0,050750
comp.Iso pentano	0,000001	0,001671	0,000000	0,012614	0,012614	0,000224	0,016668
comp. N pentano	0,000002	0,001354	0,000000	0,010218	0,010218	0,000123	0,013521
comp. Ciclopentano	0,000004	0,000188	0,000000	0,001420	0,001420	0,000012	0,001880
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008116	0,008092	0,008092	0,011807	0,006877
Comp.Glicol	0,000000	0,000001	0,000004	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,000022	0,000000	0,000000	0,000005	0,000005	0,000000	0,000007
Pesados	0,999971	0,003989	0,025412	0,311936	0,311936	0,000092	0,413969

Continuación de la tabla 7

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-20,980	30,000	22,089	184,124	56,003	223,556	52,038	33,661	149,990
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
12,535	238,167	92,429	158,273	67,461	90,812	27,253	21,775	18,433
958,046	18202,881	2571,843	16589,085	4236,085	12352,999	1195,601	1296,389	1744,095
76,429	76,429	27,825	104,813	62,793	136,028	43,871	59,536	94,618
0,000006	0,000006	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000100	0,000100	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,124761	0,124761	0,338397	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,190109	0,190109	0,510440	0,003040	0,007132	0,000000	0,017653	0,000000	0,000000
0,147836	0,147836	0,108869	0,170593	0,400236	0,000000	0,980843	0,012372	0,000000
0,033507	0,033507	0,010363	0,047022	0,110320	0,000000	0,001362	0,340045	0,000038
0,050750	0,050750	0,010405	0,074311	0,174345	0,000000	0,000126	0,534523	0,006444
0,016668	0,016668	0,001083	0,025769	0,060457	0,000001	0,000000	0,083206	0,122968
0,013521	0,013521	0,000645	0,021040	0,049361	0,000002	0,000000	0,029311	0,146027
0,001880	0,001880	0,000063	0,002941	0,006897	0,000003	0,000000	0,000504	0,024647
0,000008	0,000008	0,000021	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006877	0,006877	0,018653	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000003	0,000003	0,000003	0,000003	0,000006	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
0,000007	0,000007	0,000000	0,000012	0,000027	0,000001	0,000000	0,000001	0,000098
0,413969	0,413969	0,000774	0,655269	0,191219	0,999993	0,000000	0,000038	0,699778

Tabla 8. Respuesta con peso molecular de 138 kg/kmol

Consumo total energético: 2,8725E+06 kJ/h

Reposición: 387,43 kg/h

composiciones molares	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Variable							
Temperatura	30,000	-12,570	3,967	-10,977	-20,737	-20,825	-20,825
Presion	2254,586	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	92,553	2511,554	2279,468	324,639	324,639	79,204	245,435
Flujo masico	12777,000	48879,543	41071,980	20584,563	20584,563	1541,537	19043,026
Peso molecular	138,050	19,462	18,018	63,408	63,408	19,463	77,589
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000354	0,000038	0,000038	0,000140	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001422	0,000327	0,000327	0,001034	0,000099
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,881720	0,289160	0,289160	0,803731	0,123105
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,095908	0,180043	0,180043	0,152691	0,188870
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,012033	0,117969	0,117969	0,026033	0,147637
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000102	0,026166	0,026166	0,002042	0,033951
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000000	0,039683	0,039683	0,002007	0,051841
comp.Iso pentano	0,000001	0,001671	0,000000	0,012928	0,012928	0,000231	0,017026
comp. N pentano	0,000002	0,001354	0,000000	0,010473	0,010473	0,000127	0,013811
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000188	0,000000	0,001455	0,001455	0,000012	0,001920
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008123	0,008087	0,008087	0,011851	0,006873
Comp.Glicol	0,000077	0,000001	0,000003	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuador hipo	0,000044	0,000000	0,000000	0,000011	0,000011	0,000000	0,000014
Pesados	0,999873	0,003989	0,032355	0,313650	0,313650	0,000091	0,414838

Continuación tabla 8.

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-20,825	30,000	21,987	183,686	56,007	229,333	52,077	34,055	150,010
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
12,272	233,164	89,704	155,731	66,341	89,390	26,704	22,041	17,596
952,151	18090,875	2498,590	16544,436	4154,866	12389,569	1171,679	1316,090	1667,097
77,589	77,589	27,854	106,237	62,629	138,601	43,877	59,712	94,742
0,000005	0,000005	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000099	0,000099	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,123105	0,123105	0,336821	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,188870	0,188870	0,511625	0,002957	0,006941	0,000000	0,017245	0,000000	0,000000
0,147637	0,147637	0,108893	0,169954	0,398957	0,000000	0,981226	0,012001	0,000000
0,033951	0,033951	0,010466	0,047479	0,111455	0,000000	0,001385	0,333763	0,000039
0,051841	0,051841	0,010528	0,075637	0,177554	0,000000	0,000129	0,528988	0,006615
0,017026	0,017026	0,001098	0,026200	0,061502	0,000001	0,000000	0,088067	0,121563
0,013811	0,013811	0,000654	0,021390	0,050209	0,000002	0,000000	0,036325	0,143798
0,001920	0,001920	0,000064	0,002990	0,007015	0,000003	0,000000	0,000788	0,025460
0,000008	0,000008	0,000021	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006873	0,006873	0,018804	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000003	0,000003	0,000003	0,000003	0,000006	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
0,000014	0,000014	0,000000	0,000022	0,000051	0,000002	0,000000	0,000001	0,000187
0,414838	0,414838	0,000738	0,653368	0,186309	0,999992	0,000000	0,000068	0,702339

Tabla 9. Respuesta con peso molecular de 141 kg/kmol

Consumo total energético: 2,8827E+06 kJ/h

Reposición: 321,62kg/h

Composiciones molares	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	30,000	-12,570	3,607	-11,067	-20,554	-20,640	-20,640
Presion	2254,586	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	90,605	2511,554	2285,590	316,568	316,568	76,324	240,244
Flujo masico	12777,000	48879,543	41214,267	20442,276	20442,276	1487,061	18955,215
Peso molecular	141,019	19,462	18,032	64,575	64,575	19,483	78,900
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000354	0,000037	0,000037	0,000139	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001420	0,000324	0,000324	0,001034	0,000098
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,880872	0,285601	0,285601	0,802796	0,121291
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,096405	0,179191	0,179191	0,153227	0,187439
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,012390	0,118169	0,118169	0,026259	0,147368
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000137	0,026581	0,026581	0,002091	0,034362
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000001	0,040692	0,040692	0,002072	0,052961
comp.Iso pentano	0,000001	0,001671	0,000000	0,013258	0,013258	0,000238	0,017394
comp. N pentano	0,000002	0,001354	0,000000	0,010740	0,010740	0,000131	0,014110
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000188	0,000000	0,001492	0,001492	0,000012	0,001962
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008131	0,008080	0,008080	0,011900	0,006866
Comp.Glicol	0,000065	0,000001	0,000003	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,000066	0,000000	0,000000	0,000016	0,000016	0,000000	0,000021
Pesados	0,999864	0,003989	0,027857	0,315810	0,315810	0,000089	0,416112

Continuación tabla 9

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-20,640	30,000	21,866	183,180	55,998	235,988	52,094	34,443	150,008
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
12,012	228,232	86,930	153,314	65,249	88,065	26,166	22,293	16,791
947,761	18007,455	2423,806	16531,409	4076,035	12455,374	1148,132	1334,927	1592,976
78,900	78,900	27,882	107,827	62,469	141,434	43,879	59,882	94,873
0,000005	0,000005	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000098	0,000098	0,000270	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,121291	0,121291	0,335205	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,187439	0,187439	0,512874	0,002915	0,006849	0,000000	0,017079	0,000000	0,000000
0,147368	0,147368	0,108896	0,169182	0,397524	0,000000	0,981369	0,011653	0,000000
0,034362	0,034362	0,010555	0,047860	0,112457	0,000000	0,001404	0,327473	0,000040
0,052961	0,052961	0,010644	0,076955	0,180820	0,000000	0,000132	0,523840	0,006972
0,017394	0,017394	0,001113	0,026625	0,062559	0,000001	0,000000	0,092338	0,120510
0,014110	0,014110	0,000663	0,021734	0,051066	0,000002	0,000000	0,043358	0,140879
0,001962	0,001962	0,000064	0,003038	0,007134	0,000003	0,000000	0,001213	0,026111
0,000008	0,000008	0,000021	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006866	0,006866	0,018976	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000003	0,000003	0,000003	0,000003	0,000006	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
0,000021	0,000021	0,000000	0,000034	0,000076	0,000003	0,000000	0,000002	0,000294
0,416112	0,416112	0,000700	0,651654	0,181510	0,999991	0,000000	0,000122	0,705194

Tabla 10. Respuesta con peso molecular de 144 kg/kmol

Consumo total energético: 2,8932E+06 kJ/h

Reposición: 256,10 kg/h

Variable	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	30,000	-12,570	3,252	-11,148	-20,359	-20,443	-20,443
Presion	2254,586	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	88,686	2511,554	2291,698	308,541	308,541	73,480	235,061
Flujo masico	12777,000	48879,543	41357,628	20298,915	20298,915	1433,163	18865,752
Peso molecular	144,071	19,462	18,047	65,790	65,790	19,504	80,259
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000353	0,000037	0,000037	0,000138	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001418	0,000320	0,000320	0,001035	0,000097
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,880011	0,281993	0,281993	0,801867	0,119480
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,096901	0,178264	0,178264	0,153753	0,185927
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,012754	0,118294	0,118294	0,026483	0,146994
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000179	0,026957	0,026957	0,002139	0,034715
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000001	0,041746	0,041746	0,002141	0,054127
comp.Iso pentano	0,000001	0,001671	0,000000	0,013603	0,013603	0,000247	0,017778
comp. N pentano	0,000001	0,001354	0,000000	0,011019	0,011019	0,000135	0,014421
comp. Ciclopentano	0,000002	0,000188	0,000000	0,001530	0,001530	0,000013	0,002005
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008139	0,008071	0,008071	0,011950	0,006858
Comp.Glicol	0,000053	0,000001	0,000002	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,000092	0,000000	0,000000	0,000023	0,000023	0,000000	0,000030
Pesados	0,999850	0,003989	0,023343	0,318133	0,318133	0,000088	0,417554

Continuación tabla 10.

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-20,443	30,000	21,735	182,761	55,993	242,962	52,108	34,843	150,006
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
11,753	223,308	84,167	150,894	64,128	86,766	25,612	22,533	15,983
943,288	17922,465	2348,927	16516,825	3995,932	12520,893	1123,884	1353,165	1518,883
80,259	80,259	27,908	109,460	62,312	144,306	43,882	60,052	95,032
0,000005	0,000005	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000097	0,000097	0,000270	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,119480	0,119480	0,333684	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,185927	0,185927	0,514102	0,002874	0,006764	0,000000	0,016935	0,000000	0,000000
0,146994	0,146994	0,108832	0,168280	0,395967	0,000000	0,981494	0,011301	0,000000
0,034715	0,034715	0,010625	0,048152	0,113303	0,000000	0,001420	0,320808	0,000042
0,054127	0,054127	0,010764	0,078314	0,184274	0,000000	0,000135	0,519073	0,007339
0,017778	0,017778	0,001129	0,027064	0,063680	0,000001	0,000000	0,096355	0,119660
0,014421	0,014421	0,000672	0,022090	0,051976	0,000002	0,000000	0,050373	0,137524
0,002005	0,002005	0,000065	0,003087	0,007260	0,000003	0,000000	0,001855	0,026514
0,000008	0,000008	0,000021	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006858	0,006858	0,019154	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000003	0,000003	0,000003	0,000002	0,000006	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
0,000030	0,000030	0,000000	0,000046	0,000103	0,000004	0,000000	0,000005	0,000410
0,417554	0,417554	0,000663	0,650091	0,176667	0,999990	0,000000	0,000230	0,708512

Tabla 11. Respuesta con peso molecular de 147 kg/kmol

Consumo total energético: 2,9103E+06 kJ/h

Reposición: 198,56 kg/h

composiciones molares	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	30,000	-12,570	2,924	-11,220	-20,173	-20,255	-20,255
Presion	2254,586	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	86,914	2511,554	2297,302	301,166	301,166	70,895	230,271
Flujo masico	12777,000	48879,543	41489,867	20166,676	20166,676	1384,110	18782,566
Peso molecular	147,008	19,462	18,060	66,962	66,962	19,524	81,567
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000352	0,000036	0,000036	0,000137	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001416	0,000317	0,000317	0,001035	0,000096
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,879212	0,278621	0,278621	0,800990	0,117797
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,097355	0,177360	0,177360	0,154245	0,184476
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,013092	0,118379	0,118379	0,026697	0,146605
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000224	0,027273	0,027273	0,002183	0,034998
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000002	0,042761	0,042761	0,002209	0,055246
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,013936	0,013936	0,000255	0,018148
comp. N pentano	0,000001	0,001354	0,000000	0,011289	0,011289	0,000140	0,014721
comp. Ciclopentano	0,000002	0,000188	0,000000	0,001568	0,001568	0,000013	0,002047
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008146	0,008062	0,008062	0,011997	0,006850
Comp.Glicol	0,000042	0,000001	0,000002	0,000002	0,000002	0,000000	0,000003
livianos licuados hipo	0,000115	0,000000	0,000000	0,000028	0,000028	0,000000	0,000037
Pesados	0,999840	0,003989	0,019084	0,320361	0,320361	0,000087	0,418964

Continuación tabla 11.

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-20,255	30,000	21,606	182,410	55,990	249,749	52,120	35,207	150,009
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
11,514	218,758	81,628	148,643	63,085	85,558	25,093	22,732	15,259
939,128	17843,438	2279,987	16502,579	3924,142	12578,437	1101,189	1368,543	1454,410
81,567	81,567	27,931	111,022	62,204	147,016	43,884	60,204	95,313
0,000005	0,000005	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000096	0,000096	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,117797	0,117797	0,332301	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,184476	0,184476	0,515234	0,002837	0,006686	0,000000	0,016808	0,000000	0,000000
0,146605	0,146605	0,108756	0,167390	0,394413	0,000000	0,981605	0,010976	0,000000
0,034998	0,034998	0,010676	0,048355	0,113936	0,000000	0,001434	0,314578	0,000043
0,055246	0,055246	0,010879	0,079610	0,187581	0,000000	0,000138	0,515249	0,007695
0,018148	0,018148	0,001145	0,027485	0,064759	0,000001	0,000000	0,099742	0,119141
0,014721	0,014721	0,000681	0,022431	0,052851	0,000002	0,000000	0,056356	0,134540
0,002047	0,002047	0,000065	0,003134	0,007381	0,000003	0,000000	0,002660	0,026553
0,000008	0,000008	0,000021	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006850	0,006850	0,019324	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000003	0,000003	0,000003	0,000002	0,000006	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
0,000037	0,000037	0,000000	0,000058	0,000129	0,000005	0,000000	0,000006	0,000525
0,418964	0,418964	0,000628	0,648697	0,172259	0,999989	0,000000	0,000434	0,711503

Tabla 12. Respuesta con peso molecular de 150 kg/kmol

Consumo total energético: 2,9305E+06 kJ/h

Reposición: 146,55 kg/h

composiciones molares	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Variable	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	30,000	-12,570	2,601	-11,295	-19,990	-20,071	-20,071
Presion	2254,586	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	85,158	2511,554	2302,795	293,916	293,916	68,384	225,532
Flujo masico	12777,000	48879,543	41620,242	20036,301	20036,301	1336,420	18699,881
Peso molecular	150,039	19,462	18,074	68,170	68,170	19,543	82,914
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000352	0,000036	0,000036	0,000137	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001414	0,000314	0,000314	0,001036	0,000095
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,878419	0,275274	0,275274	0,800127	0,116132
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,097800	0,176427	0,176427	0,154726	0,183007
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,013428	0,118421	0,118421	0,026906	0,146169
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000273	0,027554	0,027554	0,002225	0,035235
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000004	0,043802	0,043802	0,002280	0,056392
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,014279	0,014279	0,000264	0,018529
comp. N pentano	0,000001	0,001354	0,000000	0,011567	0,011567	0,000144	0,015031
comp. Ciclopentano	0,000001	0,000188	0,000000	0,001606	0,001606	0,000013	0,002089
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008153	0,008052	0,008052	0,012045	0,006842
Comp.Glicol	0,000030	0,000001	0,000002	0,000002	0,000002	0,000000	0,000002
livianos licuados hipo	0,000139	0,000000	0,000000	0,000034	0,000034	0,000000	0,000055
Pesados	0,999829	0,003989	0,014761	0,322622	0,322622	0,000086	0,420408

Continuación tabla 12

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-20,071	30,000	21,467	182,104	55,983	256,753	52,133	35,561	150,020
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
11,277	214,256	79,139	146,393	62,040	84,353	24,572	22,905	14,563
934,994	17764,887	2212,219	16487,662	3857,212	12630,450	1078,341	1382,310	1396,560
82,914	82,914	27,953	112,626	62,173	149,734	43,886	60,349	95,895
0,000005	0,000005	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000095	0,000095	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,116132	0,116132	0,330953	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,183007	0,183007	0,516359	0,002799	0,006604	0,000000	0,016674	0,000000	0,000000
0,146169	0,146169	0,108659	0,166447	0,392756	0,000000	0,981724	0,010660	0,000000
0,035235	0,035235	0,010714	0,048491	0,114421	0,000000	0,001446	0,308337	0,000044
0,056392	0,056392	0,010996	0,080933	0,190974	0,000000	0,000141	0,512020	0,008011
0,018529	0,018529	0,001162	0,027918	0,065875	0,000001	0,000000	0,102814	0,118923
0,015031	0,015031	0,000691	0,022783	0,053756	0,000002	0,000000	0,061669	0,132009
0,002089	0,002089	0,000066	0,003183	0,007507	0,000003	0,000000	0,003646	0,026245
0,000008	0,000008	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006842	0,006842	0,019498	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000002	0,000002	0,000003	0,000002	0,000006	0,000000	0,000014	0,000000	0,000000
0,000055	0,000055	0,000000	0,000070	0,000155	0,000006	0,000000	0,000008	0,000646
0,420408	0,420408	0,000593	0,647374	0,167946	0,999988	0,000000	0,000845	0,714122

Tabla 13. Respuesta con peso molecular de 153 kg/kmol

Consumo total energético: 2,9604E+06 kJ/h

Reposición: 106,96 kg/h

Variable	Absorbedor				Flash		
	Entrada		Salida		Entrada	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	mitad	Tope	Fondo
Temperatura	30,000	-12,570	2,290	-11,369	-19,812	-19,890	-19,890
Presion	2254,586	6081,178	5998,440	6067,388	2289,060	2268,376	2268,376
Flujo molar	83,445	2511,554	2308,105	286,894	286,894	65,979	220,914
Flujo masico	12777,000	48879,543	41746,887	19909,656	19909,656	1290,666	18618,990
Peso molecular	153,118	19,462	18,087	69,397	69,397	19,562	84,281
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000351	0,000035	0,000035	0,000136	0,000005
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001412	0,000311	0,000311	0,001036	0,000094
comp. Metano	0,000000	0,837619	0,877643	0,271989	0,271989	0,799283	0,114506
comp. Etano	0,000000	0,110318	0,098230	0,175477	0,175477	0,155193	0,181535
comp. Propano	0,000000	0,026170	0,013757	0,118422	0,118422	0,027111	0,145694
comp. Iso butano	0,000000	0,003475	0,000326	0,027801	0,027801	0,002265	0,035428
comp. N butano	0,000000	0,005130	0,000007	0,044852	0,044852	0,002352	0,057545
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,014629	0,014629	0,000272	0,018917
comp. N pentano	0,000000	0,001354	0,000000	0,011850	0,011850	0,000149	0,015345
comp. Ciclopentano	0,000001	0,000188	0,000000	0,001646	0,001646	0,000014	0,002133
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000009	0,000012	0,000008
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008160	0,008043	0,008043	0,012092	0,006833
Comp.Glicol	0,000018	0,000001	0,000001	0,000002	0,000002	0,000000	0,000002
livianos licuados hipo	0,000165	0,000000	0,000000	0,000040	0,000040	0,000000	0,000054
Pesados	0,999816	0,003989	0,010426	0,324894	0,324894	0,000084	0,421901

Continuación tabla 13.

Deetanizador						Depropanizadora	Debutanizadora	
Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
Tope	Mitad	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
-19,890	30,000	21,321	181,844	55,990	263,827	52,145	35,873	150,011
2268,376	2254,586	2206,323	2275,270	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
11,046	209,869	76,732	144,182	61,046	83,136	24,056	23,023	13,968
930,950	17688,041	2146,525	16472,465	3802,425	12670,039	1055,742	1392,339	1354,344
84,281	84,281	27,974	114,248	62,288	152,401	43,888	60,476	96,963
0,000005	0,000005	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000094	0,000094	0,000271	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,114506	0,114506	0,329666	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,181535	0,181535	0,517455	0,002762	0,006523	0,000000	0,016553	0,000000	0,000000
0,145694	0,145694	0,108540	0,165466	0,390806	0,000000	0,981831	0,010368	0,000000
0,035428	0,035428	0,010739	0,048568	0,114710	0,000000	0,001457	0,302609	0,000044
0,057545	0,057545	0,011113	0,082256	0,194276	0,000000	0,000144	0,509874	0,008417
0,018917	0,018917	0,001178	0,028357	0,066973	0,000001	0,000000	0,105275	0,119184
0,015345	0,015345	0,000700	0,023139	0,054647	0,000002	0,000000	0,065707	0,130532
0,002133	0,002133	0,000067	0,003233	0,007631	0,000003	0,000000	0,004590	0,025784
0,000008	0,000008	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,006833	0,006833	0,019674	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
0,000002	0,000002	0,000003	0,000002	0,000006	0,000000	0,000014	0,000000	0,000000
0,000054	0,000054	0,000000	0,000080	0,000180	0,000007	0,000000	0,000010	0,000772
0,421901	0,421901	0,000559	0,646138	0,164248	0,999987	0,000000	0,001568	0,715266

Tabla 14. Nafta y diesel con peso molecular de 132 kg/kmol

Consumo energetico total: 1.20E+7 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-12,570	-6,412	-11,802	62,998	225,933	52,101	42,664	132,001
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	96,340	2511,554	2307,749	300,145	76,061	69,109	25,298	32,096	18,667
Flujo masico	12777,000	48879,543	42183,595	19472,948	4582,397	11135,582	1110,111	2016,134	1456,152
Peso molecular	132,624	19,462	18,279	64,878	60,246	161,130	43,881	62,816	78,006
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000351	0,000037	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001409	0,000323	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000419	0,837619	0,874872	0,282468	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000920	0,110318	0,096776	0,179323	0,005661	0,000000	0,017019	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,012707	0,026170	0,013248	0,121204	0,329698	0,000000	0,981368	0,007803	0,000000
comp. Iso butano	0,008018	0,003475	0,000444	0,028240	0,096821	0,000000	0,001456	0,228273	0,000047
comp. N butano	0,028431	0,005130	0,000936	0,044855	0,161528	0,000000	0,000142	0,378857	0,006567
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,013983	0,053592	0,000000	0,000000	0,084132	0,073711
comp. N pentano	0,000000	0,001354	0,000000	0,011327	0,043766	0,000000	0,000000	0,058587	0,077597
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000188	0,000000	0,001573	0,006116	0,000001	0,000000	0,006159	0,014332
comp. Agua	0,002775	0,000008	0,000124	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008094	0,008207	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000001	0,000000	0,000002	0,000005	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
Comp.livianos hipo	0,306647	0,000000	0,003566	0,071011	0,248596	0,029539	0,000001	0,215016	0,643239
Pesados	0,640082	0,003989	0,000182	0,237437	0,054217	0,970460	0,000000	0,021173	0,184507

Tabla 15. Nafta y diesel con peso molecular de 141 kg/kmol

Consumo energético total: 1,29E+07 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-12,570	-6,840	-11,895	62,991	243,045	52,136	38,596	131,996
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	90,552	2511,554	2317,523	284,583	72,394	67,083	24,023	26,950	21,422
Flujo masico	12777,000	48879,543	42391,115	19265,428	4376,962	11372,508	1054,267	1645,361	1677,334
Peso molecular	141,101	19,462	18,292	67,697	60,460	169,528	43,887	61,053	78,301
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000327	0,000349	0,000037	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001333	0,001405	0,000321	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000377	0,837619	0,873557	0,278549	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000826	0,110318	0,097780	0,177584	0,005530	0,000000	0,016665	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,011416	0,026170	0,013978	0,120760	0,329022	0,000000	0,981677	0,008789	0,000000
comp. Iso butano	0,007204	0,003475	0,000499	0,028896	0,099047	0,000000	0,001495	0,264703	0,000036
comp. N butano	0,025543	0,005130	0,000834	0,046606	0,167746	0,000000	0,000148	0,445948	0,005696
comp.Iso pentano	0,000000	0,001671	0,000000	0,014748	0,056370	0,000000	0,000000	0,086205	0,082049
comp. N pentano	0,000000	0,001354	0,000000	0,011946	0,046020	0,000001	0,000000	0,053356	0,088397
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000188	0,000000	0,001659	0,006429	0,000002	0,000000	0,003744	0,017015
comp. Agua	0,003123	0,000008	0,000130	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008418	0,008114	0,008211	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000001	0,000000	0,000002	0,000005	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
Comp.livianos hipo	0,275519	0,000000	0,003191	0,061686	0,167797	0,012704	0,000001	0,136644	0,595957
Pesados	0,675991	0,003989	0,000161	0,248986	0,122035	0,987294	0,000000	0,000610	0,210850

Tabla 16. Aceite a -28°C

Consumo total de energía: 2,90E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Deprop.	Debutanizador	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-28,301	-12,570	-6,409	-10,788	52,919	219,669	52,025	38,590	149,998
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,732	2511,554	2260,589	343,696	64,184	93,000	27,676	25,967	10,541
Flujo masico	12777,000	48879,543	40617,540	21039,003	3805,381	12813,823	1214,104	1617,323	973,954
Peso molecular	137,785	19,462	17,968	61,214	59,289	137,783	43,868	62,284	92,400
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000556	0,000043	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002543	0,000349	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,789095	0,308086	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,158588	0,182876	0,003890	0,000000	0,012194	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,027772	0,116807	0,317709	0,000000	0,985834	0,007482	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000167	0,025056	0,113938	0,000000	0,001785	0,266713	0,000050
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000001	0,037484	0,179042	0,000000	0,000164	0,416924	0,007004
comp.Iso pentano	0,000001	0,006195	0,000000	0,012211	0,077287	0,000001	0,000000	0,130456	0,085339
comp. N pentano	0,000001	0,005018	0,000000	0,009892	0,063104	0,000001	0,000000	0,094957	0,088874
comp. Ciclopentano	0,000001	0,000677	0,000000	0,001374	0,008566	0,000001	0,000000	0,010733	0,015645
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019866	0,008168	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000007	0,000000	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	0,999997	0,020488	0,001403	0,297643	0,236457	0,999997	0,000000	0,072735	0,803088

Tabla 17. Aceite a -14 °C

Consumo total de energía: 2,89E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Deprop	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-12,570	-3,750	-10,788	52,878	219,715	52,025	38,823	150,005
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2260,768	343,514	64,109	92,728	27,665	26,156	10,288
Flujo masico	12777,000	48879,543	40628,020	21028,523	3797,183	12777,000	1213,618	1633,066	950,498
Peso molecular	137,790	19,462	17,971	61,216	59,230	137,790	43,868	62,436	92,388
Comp. Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000556	0,000043	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002543	0,000349	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,788917	0,308061	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,158571	0,182875	0,003897	0,000000	0,012194	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,027784	0,116819	0,318263	0,000000	0,985833	0,007396	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000171	0,025060	0,114143	0,000000	0,001786	0,264047	0,000051
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000001	0,037504	0,179431	0,000000	0,000164	0,412940	0,007127
comp. Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,012218	0,077454	0,000000	0,000000	0,130371	0,085432
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,009897	0,063240	0,000000	0,000000	0,095307	0,088893
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001375	0,008584	0,000000	0,000000	0,010867	0,015623
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019862	0,008168	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000007	0,000000	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,001585	0,297621	0,234980	1,000000	0,000000	0,079072	0,802874

Tabla 18. Aceite a -4 °C

Consumo total de energía: 2,89E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Deprop	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-4,102	-12,570	-1,563	-10,790	52,843	219,641	52,027	39,088	150,002
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,739	2511,554	2260,710	343,582	64,069	93,000	27,670	26,370	10,029
Flujo masico	12777,000	48879,543	40632,337	21024,206	3791,864	12812,502	1213,833	1651,475	926,556
Peso molecular	137,774	19,462	17,973	61,191	59,184	137,769	43,869	62,626	92,392
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000556	0,000043	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002542	0,000349	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,788805	0,308206	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,158536	0,182911	0,003899	0,000000	0,012179	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,027765	0,116837	0,318769	0,000000	0,985848	0,007311	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000170	0,025056	0,114301	0,000000	0,001785	0,261098	0,000054
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000001	0,037496	0,179668	0,000000	0,000164	0,408282	0,007347
comp.Iso pentano	0,000001	0,006195	0,000000	0,012215	0,077561	0,000001	0,000000	0,130127	0,085477
comp. N pentano	0,000001	0,005018	0,000000	0,009895	0,063328	0,000001	0,000000	0,095542	0,088874
comp. Ciclopentano	0,000001	0,000677	0,000000	0,001374	0,008596	0,000001	0,000000	0,010985	0,015600
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019859	0,008169	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000007	0,000000	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	0,999997	0,020488	0,001755	0,297437	0,233871	0,999997	0,000000	0,086655	0,802648

Tabla 19. Aceite a 7°C

Consumo total de energía: 2,88E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Deprop	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	7,840	-12,570	0,954	-10,790	52,803	219,625	52,027	39,583	149,999
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,749	2511,554	2260,830	343,473	63,998	93,000	27,660	26,770	9,569
Flujo masico	12777,000	48879,543	40642,573	21013,970	3784,161	12810,944	1213,402	1686,256	884,503
Peso molecular	137,759	19,462	17,977	61,181	59,129	137,752	43,869	62,991	92,438
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000555	0,000043	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002542	0,000350	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,788614	0,308250	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,158509	0,182920	0,003906	0,000000	0,012182	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,027773	0,116835	0,319298	0,000000	0,985845	0,007147	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000173	0,025059	0,114506	0,000000	0,001786	0,255650	0,000057
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000001	0,037508	0,180030	0,000000	0,000164	0,399847	0,007706
comp.Iso pentano	0,000001	0,006195	0,000000	0,012219	0,077718	0,000001	0,000000	0,129532	0,085555
comp. N pentano	0,000001	0,005018	0,000000	0,009898	0,063457	0,000001	0,000000	0,095789	0,088869
comp. Ciclopentano	0,000001	0,000677	0,000000	0,001375	0,008614	0,000001	0,000000	0,011160	0,015575
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019855	0,008169	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000007	0,000000	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	0,999997	0,020488	0,001968	0,297363	0,232464	0,999997	0,000000	0,100875	0,802237

Tabla 20. Aceite a 19 °C

Consumo total de energía: 2,86E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				Fraccionador		Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida		Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	19,695	-12,570	3,564	-10,782	52,809	219,128	52,020	39,296	149,994
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	965,266	1048,003	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,864	2511,554	2260,566	343,852	64,046	93,000	27,678	26,537	9,831
Flujo masico	12777,000	48879,543	40645,479	21011,064	3788,556	12796,399	1214,177	1666,002	908,376
Peso molecular	137,588	19,462	17,980	61,105	59,154	137,596	43,868	62,780	92,401
Comp. Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000555	0,000043	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002541	0,000350	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,788470	0,308558	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,158433	0,182973	0,003919	0,000000	0,012229	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,027734	0,116807	0,319130	0,000000	0,985800	0,007267	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000173	0,025032	0,114363	0,000000	0,001784	0,258736	0,000055
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000001	0,037467	0,179800	0,000000	0,000164	0,404651	0,007520
comp. Iso pentano	0,000001	0,006195	0,000000	0,012206	0,077626	0,000001	0,000000	0,129892	0,085525
comp. N pentano	0,000001	0,005018	0,000000	0,009888	0,063381	0,000001	0,000000	0,095668	0,088884
comp. Ciclopentano	0,000001	0,000677	0,000000	0,001373	0,008603	0,000001	0,000000	0,011063	0,015592
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000009	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019850	0,008170	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000007	0,000000	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	0,999997	0,020488	0,002234	0,297124	0,233170	0,999997	0,000000	0,092723	0,802424

Tabla 21. Temperatura del gas a -30°C

Consumo total de energía: 9,27E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-30,000	-17,318	-28,894	17,272	51,166	30,747	159,998
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2101,432	502,742	190,939	34,736	26,002	26,493
Flujo masico	12777,000	48879,543	36738,004	24918,539	5307,135	1519,186	1067,514	2769,831
Peso molecular	137,790	19,462	17,482	49,565	27,795	43,735	58,111	104,550
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000605	0,000030	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002727	0,000279	0,000307	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,834050	0,124748	0,200850	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,135078	0,135199	0,529671	0,018497	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,007561	0,105166	0,194286	0,980033	0,014037	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000000	0,020359	0,018853	0,001324	0,374834	0,000016
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000000	0,030052	0,020459	0,000123	0,589287	0,002308
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,012152	0,002441	0,000000	0,020580	0,096509
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,009844	0,001267	0,000000	0,001252	0,085540
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001329	0,000117	0,000000	0,000009	0,011715
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000004	0,000016	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019100	0,009180	0,029928	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000003	0,000007	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,000870	0,551655	0,001783	0,000000	0,000001	0,803912

Tabla 22. Temperatura del gas a -25°C

Consumo total energético: 9,29E+06 kJ/j

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-25,000	-13,266	-23,610	18,566	51,515	33,910	160,000
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2159,309	444,866	155,434	33,794	25,432	24,563
Flujo masico	12777,000	48879,543	38088,303	23568,240	4332,473	1479,784	1302,217	2553,824
Peso molecular	137,790	19,462	17,639	52,978	27,873	43,789	58,672	103,973
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000587	0,000026	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002662	0,000243	0,000305	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,818889	0,108610	0,196977	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,144167	0,120517	0,535210	0,015909	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,013185	0,101669	0,192332	0,982531	0,012653	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000000	0,021525	0,019468	0,001408	0,358626	0,000017
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000000	0,031773	0,020549	0,000130	0,559980	0,002541
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,012849	0,002335	0,000000	0,061648	0,086407
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,010408	0,001307	0,000000	0,007031	0,090490
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001405	0,000126	0,000000	0,000057	0,012709
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000003	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019460	0,008030	0,029360	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000003	0,000007	0,000022	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,001040	0,582938	0,001994	0,000000	0,000004	0,807835

Tabla 23. Temperatura del gas a -20 °C

Consumo total energético: 9,39E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-20,000	-9,446	-18,397	19,764	51,771	33,910	160,004
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2207,171	397,003	127,031	31,630	25,201	20,393
Flujo masico	12777,000	48879,543	39259,271	22397,272	3536,649	1386,303	1302,217	2087,218
Peso molecular	137,790	19,462	17,787	56,416	27,841	43,828	59,725	102,352
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000572	0,000023	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002607	0,000215	0,000309	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,805191	0,095487	0,196829	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,151245	0,106874	0,540761	0,014033	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,019463	0,095291	0,185706	0,984260	0,010519	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000003	0,022645	0,020243	0,001543	0,326788	0,000023
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000000	0,033434	0,020820	0,000142	0,507527	0,003185
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,013520	0,002431	0,000000	0,111027	0,071209
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,010952	0,001417	0,000000	0,043291	0,087848
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001479	0,000139	0,000000	0,000775	0,015117
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000003	0,000013	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019683	0,007042	0,029068	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000006	0,000022	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,001227	0,613032	0,002242	0,000000	0,000072	0,822618

Tabla 24. Temperatura del gas a -15 °C

Consumo total energético: 9,47E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-15,000	-5,651	-13,255	20,882	51,948	36,549	160,006
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2245,480	358,695	105,082	28,968	24,302	15,298
Flujo masico	12777,000	48879,543	40229,877	21426,666	2914,571	1270,421	1482,411	1528,559
Peso molecular	137,790	19,462	17,916	59,735	27,736	43,856	61,000	99,920
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000560	0,000020	0,000016	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002561	0,000192	0,000318	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,793687	0,084938	0,199237	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,156557	0,094890	0,545790	0,012750	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,025299	0,087768	0,176583	0,985363	0,008411	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000060	0,023565	0,021014	0,001708	0,291404	0,000034
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000000	0,034949	0,021249	0,000156	0,452501	0,004412
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,014133	0,002618	0,000000	0,132552	0,063723
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,011449	0,001558	0,000000	0,091845	0,067966
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001546	0,000154	0,000000	0,008920	0,012670
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000003	0,000013	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019819	0,006214	0,028933	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000006	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,001447	0,640333	0,002512	0,000000	0,014368	0,851195

Tabla 25. Temperatura del gas a -10 °C

Consumo total energético: 9,51E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-10,000	-1,872	-8,199	21,951	52,074	39,357	153,996
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2276,224	327,950	88,168	26,227	22,352	10,601
Flujo masico	12777,000	48879,543	41035,464	20621,078	2432,042	1150,752	1659,809	1005,983
Peso molecular	137,790	19,462	18,028	62,879	27,584	43,876	62,733	94,894
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000551	0,000019	0,000017	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002524	0,000173	0,000329	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,784050	0,076426	0,203398	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,160509	0,084617	0,550119	0,011848	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,030341	0,080176	0,166532	0,986095	0,006889	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,000409	0,023787	0,021310	0,001860	0,256407	0,000051
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000003	0,036308	0,021845	0,000174	0,408163	0,006814
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,014685	0,002853	0,000000	0,131007	0,076376
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,011896	0,001718	0,000000	0,096591	0,079418
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001606	0,000170	0,000000	0,011161	0,013994
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000002	0,000013	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019898	0,005525	0,028889	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000006	0,000023	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,001706	0,664777	0,002803	0,000000	0,089782	0,823347

Tabla 26. Temperatura del gas a -5 °C

Consumo total energético: 9,55E+06 kJ/h

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	-5,000	1,857	-3,208	20,852	51,504	35,553	130,999
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2301,688	302,486	144,187	20,735	20,933	10,591
Flujo masico	12777,000	48879,543	41728,469	19928,074	3550,284	908,026	1261,973	871,271
Peso molecular	137,790	19,462	18,130	65,881	24,623	43,792	60,286	82,266
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000543	0,000017	0,000085	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002492	0,000158	0,000798	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,775649	0,069410	0,353905	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,163468	0,075782	0,405480	0,016120	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,034696	0,072790	0,150076	0,981598	0,007170	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,001155	0,023039	0,023707	0,002055	0,293884	0,000035
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000050	0,037472	0,028914	0,000206	0,503210	0,007376
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,015196	0,004693	0,000000	0,119615	0,154737
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,012309	0,002604	0,000000	0,070383	0,168719
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,001662	0,000237	0,000000	0,004276	0,030813
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000002	0,000011	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019935	0,004946	0,026154	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000002	0,000005	0,000021	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,002002	0,687215	0,003333	0,000000	0,001462	0,638319

Tabla 27. Temperatura del gas a 0°C

Consumo total energético: 1,01E+07 kJ/h

Variable	Absorbedor				deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada		Salida		Salida	Salida	Salida	
	Tope	Fondo	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-14,973	0,000	5,544	1,734	22,276	51,833	35,469	124,998
Presion	6032,914	6081,178	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	92,728	2511,554	2323,132	281,043	103,974	19,566	20,551	9,601
Flujo masico	12777,000	48879,543	42334,808	19321,735	2606,970	857,804	1236,295	762,362
Peso molecular	137,790	19,462	18,223	18,223	25,073	43,842	60,157	79,405
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000470	0,000536	0,000536	0,000071	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,002192	0,002464	0,002464	0,000706	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,690470	0,768211	0,768211	0,325530	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,170449	0,165683	0,165683	0,441897	0,013683	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,059296	0,038399	0,038399	0,143402	0,983986	0,006926	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,010379	0,002053	0,002053	0,022453	0,002087	0,286409	0,000034
comp. N butano	0,000000	0,015320	0,000358	0,000358	0,028675	0,000223	0,521774	0,008560
comp.Iso pentano	0,000000	0,006195	0,000000	0,000000	0,004186	0,000000	0,116182	0,193004
comp. N pentano	0,000000	0,005018	0,000000	0,000000	0,002420	0,000000	0,064307	0,208337
comp. Ciclopentano	0,000000	0,000677	0,000000	0,000000	0,000233	0,000000	0,003440	0,036967
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000008	0,000008	0,000012	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,019036	0,019945	0,019945	0,026850	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000002	0,000001	0,000001	0,000004	0,000021	0,000000	0,000000
Pesados	1,000000	0,020488	0,002341	0,002341	0,003560	0,000001	0,000963	0,553098

Tabla 28. Estabilización de aceite de peso molecular 88 kg/kmol

Consumo total de energía 1,0766E+07 kJ/h

Reposición de aceite. 788,37 kg/h

nafta 88,75	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			Salida	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida			Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-18,802	-4,132	-10,798	22,956	52,027	39,984	164,463
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	106,555	2256,541	361,569	101,679	29,509	27,776	15,066
Flujo masico	12777,000	40576,133	21080,410	2835,231	1294,497	1743,926	1475,264
Peso molecular	119,909	17,982	58,303	27,884	43,868	62,786	97,917
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000357	0,000039	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001431	0,000329	0,000263	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000053	0,884980	0,295210	0,336918	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000117	0,093520	0,182675	0,511048	0,017743	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,001613	0,010301	0,117973	0,109699	0,980849	0,010534	0,000000
comp. Iso butano	0,001021	0,000058	0,024079	0,009966	0,001276	0,269668	0,000065
comp. N butano	0,003636	0,000121	0,035949	0,010106	0,000117	0,420866	0,007729
comp.Iso pentano	0,001659	0,000027	0,011931	0,001080	0,000000	0,108290	0,066466
comp. N pentano	0,003370	0,000040	0,010147	0,000673	0,000000	0,079175	0,068494
comp. Ciclopentano	0,001901	0,000015	0,001773	0,000082	0,000000	0,008819	0,012156
comp. Agua	0,000081	0,000012	0,000009	0,000020	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008078	0,008061	0,018314	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000014	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,058839	0,000542	0,013954	0,000616	0,000000	0,050349	0,094369
Pesados	0,927710	0,051966	0,297870	0,001198	0,000000	0,052297	0,750721

Tabla 29. Estabilización de aceite de peso molecular 132 kg/kmol

Consumo total de energía: 1,2392E+07 kJ/h

Reposición: 156,89 kg/h

Varsol 132	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-10,866	-4,478	-11,216	21,368	52,118	35,583	150,001
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	87,579	2296,858	302,274	81,587	25,095	23,088	14,847
Flujo masico	12777,000	41472,004	20184,539	2276,701	1101,253	1394,099	1400,409
Peso molecular	145,892	18,056	66,776	27,905	43,883	60,381	94,323
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000352	0,000037	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001416	0,000319	0,000274	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,879229	0,278756	0,333464	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,097374	0,176708	0,514569	0,016830	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013103	0,117877	0,108332	0,981582	0,010785	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000220	0,027200	0,010603	0,001435	0,310281	0,000048
comp. N butano	0,000000	0,000002	0,042605	0,010769	0,000138	0,507606	0,007966
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,013885	0,001130	0,000000	0,103455	0,114356
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011247	0,000673	0,000000	0,063022	0,126602
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001562	0,000065	0,000000	0,003910	0,025291
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008141	0,008082	0,019444	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000001	0,000000	0,000002	0,000003	0,000000	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000015	0,000000	0,000000
Pesados	0,999993	0,015344	0,321711	0,000638	0,000000	0,000942	0,725738

Tabla 30. Estabilización de aceite con peso molecular 135 kg/kmol

Consumo total de energía: 1,2353E+07 kJ/h

Reposición: 157,26 kg/h

varsol + kero 135	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			Deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-11,466	-4,568	-11,218	21,446	52,117	35,583	149,999
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	86,747	2296,698	301,603	81,689	25,066	23,070	14,853
Flujo masico	12777,000	41469,645	20186,898	2279,842	1099,969	1392,983	1400,641
Peso molecular	147,290	18,056	66,932	27,909	43,883	60,381	94,300
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000352	0,000037	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001416	0,000319	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,879228	0,279854	0,333565	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,097367	0,177210	0,514265	0,016842	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013106	0,118123	0,108507	0,981570	0,010789	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000222	0,027249	0,010641	0,001435	0,310200	0,000048
comp. N butano	0,000000	0,000002	0,042700	0,010840	0,000138	0,507705	0,007965
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,013916	0,001138	0,000000	0,103476	0,114356
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011272	0,000677	0,000000	0,062998	0,126637
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001566	0,000065	0,000000	0,003897	0,025302
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000021	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008144	0,008079	0,019345	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000001	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000001
Pesados	0,999993	0,015438	0,319664	0,000645	0,000000	0,000935	0,725691

Tabla 31. Estabilización del aceite con peso molecular de 138

Consumo total de energía 1,2376E+07 kJ/h

Reposición 98,70 kg/h

varsol + kero 138	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-10,616	-4,619	-11,278	21,323	52,125	36,157	150,000
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	85,083	2300,867	295,770	79,789	24,645	23,463	13,973
Flujo masico	12777,000	41575,021	20081,522	2228,013	1081,544	1423,014	1311,129
Peso molecular	150,171	18,069	67,896	27,924	43,884	60,649	93,833
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000352	0,000036	0,000015	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001414	0,000318	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,878586	0,277973	0,332777	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,097708	0,176677	0,514870	0,016755	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013371	0,118209	0,108439	0,981644	0,010424	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000260	0,027488	0,010674	0,001445	0,302085	0,000052
comp. N butano	0,000000	0,000003	0,043532	0,010940	0,000141	0,499624	0,008457
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014190	0,001150	0,000000	0,107836	0,111408
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011495	0,000685	0,000000	0,070624	0,120085
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001597	0,000066	0,000000	0,005957	0,023333
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008150	0,008077	0,019450	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000001	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000001
Pesados	0,999993	0,014691	0,320398	0,000637	0,000000	0,003451	0,736663

Tabla 32. Estabilización del aceite con peso molecular 141 kg/kmol

Consumo de energía total: 1,2370E+07 kJ/h

Reposición: 84,28 kg/h

varsol + kero 141	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-10,458	-4,653	-11,293	21,317	52,130	36,312	149,998
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	84,576	2302,226	293,903	79,200	24,517	23,557	13,747
Flujo masico	12777,000	41608,274	20048,269	2212,204	1075,954	1430,581	1289,413
Peso molecular	151,071	18,073	68,214	27,932	43,885	60,728	93,798
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000352	0,000036	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001414	0,000317	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,878392	0,277196	0,332354	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,097812	0,176532	0,515196	0,016702	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013451	0,118270	0,108450	0,981693	0,010334	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000273	0,027562	0,010689	0,001448	0,299876	0,000053
comp. N butano	0,000000	0,000004	0,043805	0,010982	0,000142	0,497720	0,008610
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014280	0,001156	0,000000	0,108712	0,111020
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011568	0,000688	0,000000	0,072108	0,119047
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001607	0,000066	0,000000	0,006417	0,022889
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008153	0,008072	0,019475	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000003
Pesados	0,999994	0,014198	0,320745	0,000633	0,000000	0,004833	0,738378

Tabla 33. Estabilización del aceite de peso molecular 144 kg/kmol

Consumo total energético: 1,2407E+07 kJ/h

Reposición: 75,74 kg/h

varsol + kero 144	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-10,346	-4,662	-11,304	21,301	52,133	36,412	149,996
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	84,223	2302,952	292,825	78,871	24,444	23,620	13,605
Flujo masico	12777,000	41626,269	20030,274	2203,278	1072,742	1435,645	1276,005
Peso molecular	151,704	18,075	68,404	27,935	43,886	60,781	93,786
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000352	0,000036	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001414	0,000316	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,878282	0,276901	0,332177	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,097871	0,176481	0,515336	0,016680	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013497	0,118313	0,108449	0,981714	0,010278	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000280	0,027607	0,010695	0,001450	0,298513	0,000054
comp. N butano	0,000000	0,000004	0,043964	0,011003	0,000142	0,496449	0,008701
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014333	0,001159	0,000000	0,109218	0,110805
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011610	0,000690	0,000000	0,072956	0,118484
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001613	0,000066	0,000000	0,006681	0,022641
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008154	0,008070	0,019484	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000003
Pesados	0,999994	0,013897	0,320745	0,000629	0,000000	0,005906	0,739313

Tabla 34. Estabilización del aceite de peso molecular 147 kg/kmol

Consumo total de energía 1,2443E+07 kJ/h

Reposicion 54,54 kg/h

varsol + kero 147	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-10,009	-4,697	-11,329	21,255	52,135	36,710	149,999
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	83,573	2304,756	290,370	78,063	24,264	23,817	13,227
Flujo masico	12777,000	41672,089	19984,454	2181,279	1064,873	1451,591	1237,956
Peso molecular	152,885	18,081	68,824	27,943	43,886	60,948	93,595
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000351	0,000036	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001413	0,000316	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,878007	0,275966	0,331787	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,098015	0,176219	0,515636	0,016653	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013609	0,118336	0,108423	0,981735	0,010121	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000297	0,027699	0,010707	0,001454	0,294698	0,000056
comp. N butano	0,000000	0,000005	0,044328	0,011048	0,000143	0,492493	0,008958
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014454	0,001165	0,000000	0,110451	0,110167
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011709	0,000693	0,000000	0,075047	0,117048
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001626	0,000067	0,000000	0,007320	0,022042
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008157	0,008068	0,019534	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000003
Pesados	0,999994	0,013688	0,321232	0,000628	0,000000	0,009870	0,741726

Tabla 35. Estabilización del aceite con peso molecular 150 kg/kmol

Consumo total de energía 1,246E+07 kJ/h

Reposición: 19,27 kg/h

varsol + kero 150	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-9,472	-4,740	-11,363	21,168	52,137	37,280	150,000
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	82,621	2307,135	287,040	76,972	24,016	24,211	12,540
Flujo masico	12777,000	41732,988	19923,554	2151,337	1053,979	1483,808	1169,491
Peso molecular	154,645	18,089	69,410	27,950	43,886	61,286	93,260
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000351	0,000036	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001412	0,000315	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,877632	0,274910	0,331422	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,098212	0,175869	0,515915	0,016634	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013764	0,118351	0,108362	0,981747	0,009843	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000321	0,027825	0,010718	0,001459	0,288071	0,000060
comp. N butano	0,000000	0,000007	0,044831	0,011105	0,000145	0,484644	0,009454
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014622	0,001172	0,000000	0,112151	0,109500
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011844	0,000698	0,000000	0,077988	0,115453
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001645	0,000067	0,000000	0,008163	0,021394
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008160	0,008069	0,019604	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000001
Pesados	0,999994	0,013299	0,321674	0,000624	0,000000	0,019141	0,744138

Tabla 36. Estabilización del aceite de peso molecular 153 kg/kmol

Consumo total de energía: 1,246E+07 kJ/h

Reposición: 19,27 kg/h

varsol + kero 153	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			Deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-9,635	-4,742	-11,359	21,194	52,134	37,206	150,005
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	82,815	2306,542	287,827	77,245	24,079	24,168	12,639
Flujo masico	12777,000	41717,998	19938,545	2158,930	1056,743	1480,108	1178,386
Peso molecular	154,284	18,087	69,273	27,949	43,886	61,243	93,231
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000351	0,000036	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001412	0,000315	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,877726	0,275212	0,331473	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,098161	0,175996	0,515869	0,016664	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013725	0,118370	0,108392	0,981719	0,009879	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000315	0,027797	0,010718	0,001458	0,289038	0,000059
comp. N butano	0,000000	0,000006	0,044711	0,011094	0,000144	0,485475	0,009357
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014582	0,001171	0,000000	0,111955	0,109383
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011812	0,000697	0,000000	0,077667	0,115419
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001641	0,000067	0,000000	0,008076	0,021420
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008159	0,008068	0,019581	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000001
Pesados	0,999994	0,013543	0,321449	0,000627	0,000000	0,017910	0,744361

Tabla 37. Estabilización del aceite de peso molecular 157 kg/kmol

Consumo total de energía 1,2451E+07 kJ/h

Reposición: 11,90 kg/h

keroseno 157,72	Respuesta en los equipos						
	Absorbedor			deetanizadora	Depropanizadora	Debutanizadora	
	Entrada	Salida		Salida	Salida	Salida	
Variable	Tope	Tope	Fondo	Tope	Propano	Butano	Gasolina
Temperatura	-9,436	-4,760	-11,370	21,164	52,134	37,434	149,990
Presion	6032,914	5998,440	6067,388	2206,323	1861,585	344,738	758,423
Flujo molar	82,368	2307,559	286,363	76,783	23,969	24,322	12,378
Flujo masico	12777,000	41744,376	19912,167	2146,214	1051,886	1492,860	1152,231
Peso molecular	155,120	18,090	69,535	27,952	43,886	61,380	93,087
Comp.Nitrogeno	0,000000	0,000351	0,000036	0,000014	0,000000	0,000000	0,000000
comp.Oxigeno	0,000000	0,001412	0,000315	0,000273	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Metano	0,000000	0,877562	0,274827	0,331360	0,000000	0,000000	0,000000
comp. Etano	0,000000	0,098246	0,175862	0,515939	0,016672	0,000000	0,000000
comp. Propano	0,000000	0,013793	0,118379	0,108369	0,981708	0,009779	0,000000
comp. Iso butano	0,000000	0,000326	0,027852	0,010724	0,001461	0,286385	0,000061
comp. N butano	0,000000	0,000007	0,044934	0,011124	0,000145	0,482431	0,009591
comp.Iso pentano	0,000001	0,000000	0,014656	0,001175	0,000000	0,112526	0,109200
comp. N pentano	0,000002	0,000000	0,011872	0,000699	0,000000	0,078659	0,114951
comp. Ciclopentano	0,000003	0,000000	0,001649	0,000067	0,000000	0,008347	0,021239
comp. Agua	0,000000	0,000008	0,000009	0,000022	0,000000	0,000000	0,000000
Comp. Co2	0,000000	0,008161	0,008068	0,019604	0,000000	0,000000	0,000000
Comp.Glicol	0,000000	0,000000	0,000002	0,000003	0,000015	0,000000	0,000000
livianos licuados hipo	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000000	0,000002
esados	0,999994	0,013439	0,321540	0,000627	0,000000	0,021872	0,744955

