



UNIVERSIDAD DE MATANZAS "CAMILO CIENFUEGOS"

FACULTAD DE INGENIERIAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

Obtención de los parámetros de operación que permitan en la planta fraccionamiento de gases la reducción del contenido de pentano en el GLP.

Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo

Autor: Ing. Albertina Mejías Hernández

Tutores: MSc. Eduardo Figueredo García

REFINERÍA DE PETRÓLEO "CAMILO CIENFUEGOS"

Matanzas

2013

Nota de aceptación

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORÍA

Yo, Albertina Mejías Hernández me declaro como única autora del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Nombre y Apellidos. Firma

DEDICATORIA

Este trabajo se lo dedico a mi esposo e hijos por la paciencia que han tenido y su apoyo incondicional para poder enfrentar esta tarea.

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer este trabajo en primer lugar a mi familia por entender y apoyar los estudios para llegar a la etapa final.

Agradecer también a todo el personal técnico profesional que facilitaron el desarrollo del trabajo.

Agradecer al compañero Serguei Varela Pared y Fernando Piñón Yanes por la colaboración y asesoría sabia y útil del trabajo desarrollado.

Agradecer a mi tutor que sin su ayuda no hubiera sido posible la realización de este trabajo.

Resumen

El siguiente trabajo, se realiza en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” con el objetivo de determinar los parámetros de operación en la planta de fraccionamiento de gases que reduzcan el contenido de pentano en el GLP hasta 0.45 %v/v. Se recopila información con muestras tomadas en un año de trabajo de la planta en estudio, usando el software Exaquantum y resultados de laboratorio, así como las fichas técnicas de cada equipo que interviene en el proceso para elaborar el modelo a simular, aplicando el simulador de procesos PRO II en su versión 8.1. Se procesan estadísticamente los datos del laboratorio mediante el cálculo de la media, la desviación estándar y el coeficiente de variación, se selecciona la muestra y se valida el modelo a partir del cálculo del % de error. Se simula la planta con varios valores de contenido de pentano en la corriente del tope de la torre y se obtienen los parámetros de operación necesarios para la producción de GLP con un contenido de pentano de 0.45 % v/v. Se analiza la sensibilidad del modelo con varias simulaciones realizando cambios en el proceso en cuanto al contenido de isopentano en el tope de la torre y se observa el comportamiento en el condensador de tope de las variables dependientes e independientes que inciden en el mismo, este análisis demostró un comportamiento lógico de las variables analizadas para la condición impuesta.

Abstract

The following research was performed at the Camilo Cienfuegos Oil Refinery with the objective to determine the operating parameters at the gas fractioning plant SGP to reduce the pentane in the LPG up to 0.45 %v/v. Information is gathered with samples compiled in a working year period in this plant. To perform this study the Exaquantum software and the laboratory results, as well as the specification sheet of every equipment involved in the process to be simulated, by means of the process simulator PRO II version 8.1. All the data obtained from the laboratory is statistically processed by means of the calculation of the mean, the standard deviation and the variation coefficient, the sample is selected and the model from the error % calculation is validated. The plant is simulated with some values with pentane content in the stream at the top of the tower and the necessary operating parameters are obtained for the LPG production with pentane content of 0.45 % v/v. The sensitivity of the model is analyzed with various simulations performing changes in the process regarding the isopentane content at the top of the tower. The behavior of the independent and dependent variables of the top condensator's related with it is observed. This analysis showed a logical behavior of the analyzed variables for the imposed condition.

TABLA DE CONTENIDOS

Introducción	1
Capítulo I	Análisis bibliográfico.....	5
1.1	Breve reseña sobre la historia del petróleo.....	5
1.1.1	Clasificación de las distintas clases de petróleo.....	6
1.2	Proceso de refinación del petróleo.....	7
1.3	Historia, composición, propiedades y formas de obtención del GLP.....	11
1.3.1	Obtención de GLP.....	13
1.4	Seguridad, almacenamiento y transportación del GLP.....	15
1.5	Introducción a la simulación de proceso en la industria química.....	15
1.5.1	Simulación de procesos en la industria química.....	16
1.5.2	Ejemplos de algunos simuladores de procesos.....	17
1.5.3	Estructura del programa.....	22
1.5.4	Métodos termodinámicos.....	24
1.6	Conclusiones parciales del análisis bibliográficos.....	27
Capítulo II	Diseño metodológico.....	29
2.1	Descripción del proceso tecnológico.....	29
2.2	Caracterización de la materia prima y productos obtenidos.....	31
2.2.1	Ensayos de laboratorio realizados.....	32
2.3	Metodología para la simulación del caso estudio y obtención del modelo.....	34
2.3.1	Pasos a seguir en la simulación.....	34
2.4	Validación del modelo.....	47
2.5	Análisis de sensibilidad.....	49
2.6	Metodología para la evaluación de la columna debutanizadora.....	49
Capítulo III	Análisis de los resultados.....	51
3.1	Caracterización de la materia prima y productos obtenidos.....	51
3.2	Obtención del modelo de simulación.....	53
3.2.1	Construcción del diagrama de flujo de información.....	54
3.3	Resultados de la validación del modelo.....	55
3.4	Resultados del análisis de sensibilidad.....	56
3.5	Resultados de la simulación de la columna debutanizadora.....	59
3.6	Conclusiones parciales del análisis de los resultados.....	61
Conclusiones	63
Recomendaciones	64
Bibliografía	-
Anexos	-

INTRODUCCIÓN

Durante la Revolución Industrial y los avances científicos que se llevaron a cabo, se dio un proceso de búsqueda de eficiencia en los procesos de producción. Inicialmente, se utilizó como principal combustible el carbón de forma masiva en las fábricas para hacer funcionar las máquinas a vapor como los telares, ferrocarriles, entre otras. Con el paso de los años, durante los siglos XIX y XX, se cambió el antiguo carbón por un combustible más eficiente, uno de los derivados del petróleo, el queroseno. Fue a partir de este momento en el que se logró en el mundo un gran avance científico.

Abraham Gesner, considerado como el principal fundador de la industria del petróleo moderna, fue uno de los personajes más importantes de la época en el desarrollo del estudio de los hidrocarburos, ya que gracias a él se conoció el desarrollo del queroseno, uno de los principales y más eficientes derivados del petróleo para la época.

Así fue como en los países más industrializados se empezó a tener cada vez con más fluidez un interés y un desarrollo en el estudio del petróleo y en su proceso de refinación, aplicando varias tecnologías y ciencias de la época para mejorar su comprensión, se aplicaba tanto la física como la química en los procesos de refinación, para lograr compuestos variados y a su vez más eficientes. También ciencias como la geología fueron importantes en la historia del petróleo, ya que si esta no era aplicada era prácticamente imposible determinar a qué profundidad se encontraba el valioso líquido en estado natural, y a su vez, ésta desempeñaba un papel muy importante en la perforación de los pozos para su extracción.

Se puede notar que en la actualidad los procesos; aunque con ayuda mucho más tecnológicas propias de nuestro contexto, no han variado mucho desde las épocas en las que el ser humano apenas estaba emprendiendo el uso de este valioso recurso. La diferencia radica, obviamente en la eficiencia, y en la cantidad de conocimiento acumulado que se tiene sobre el tema. Así es como se desarrollan las distintas formas de estudio en torno al petróleo, tanto técnicas como, tecnológicas y profesionales, hablando a nivel industrial, se tienen muchas ramas de esta fascinante ciencia del petróleo.

No obstante es importante seguir estudiando a fondo todo lo referente al petróleo y a los procesos de refinación, ya que como se puede notar, ha sido y seguirá siendo un producto muy importante para el ser humano, por ser la materia prima que mueve al mundo tanto físico como económico (Iacomunidadpetrolera.com, 2010)

Se puede decir también, que las ciencias referentes al petróleo y a los hidrocarburos en general, seguirán avanzando con el paso de los años, pues así lo ha demostrado la historia. Todo esto para lograr un mundo mejor para el ser humano.

Paralelo al avance de la ciencia y la tecnología que mueve el mundo del petróleo y su proceso de refinación, también se producen cambios continuos en el desarrollo de la producción industrial, influido principalmente por la innovación tecnológica asociada a la microelectrónica, la informática, las comunicaciones, los nuevos materiales y nuevas herramientas que permiten una aproximación a los objetivos deseados. La simulación de procesos es una herramienta fundamental en la actualidad para tomar decisiones sobre las variables que inciden en la calidad y el rendimiento de cualquier proceso químico. La importancia de la producción de gas licuado es extraordinaria y se debe, más que al valor monetario de sus producciones, a la circunstancia de tener este producto un amplio consumo para la obtención de energía y el uso doméstico. (lacomunidadpetrolera.com, 2010)

En Cuba paulatinamente se ha ido desarrollando esta ciencia, a través de la introducción de tecnologías en todo lo relacionado al proceso del petróleo y su refino, donde se están haciendo cambios continuos que permiten ser cada vez más eficientes estos procesos.

La Refinería Camilo Cienfuegos, ubicada en la Finca Carolina de la ciudad de Cienfuegos, tiene como función principal procesar crudos procedente de Venezuela, para obtener productos derivados del petróleo con la calidad que exige el mundo actual y satisfacer demandas del mercado nacional e internacional, para esto la integran varias plantas entre las que se encuentran, Destilación Atmosférica, Reformación Catalítica, Endulzamiento de la fracción Jet A-1, sección de hornos y planta de finales ligeros o Fraccionamiento de Gases. El trabajo de investigación que se presenta se desarrolla en la planta de finales ligeros o Fraccionamiento de Gases.

Esta planta tiene como objetivo estabilizar la fracción inestable Pie-70, desde C_1 hasta nC_4 , e isobutano, que proviene de la planta de Destilación atmosférica (Sección-100), gas hidrocarbonado y corte liviano inestable de la planta de Reformación Catalítica (Sección-200), para separar los gases incondensables y obtener gas licuado del petróleo como producto fundamental y fracción Pie-70 estable para ser mezclado con el catalizado estable y conformar la gasolina. (Tivenca, 2007).

El gas licuado del petróleo (GLP), es un producto que debe mantener los parámetros según las normas de Cupet, sin exceder el contenido de pentano, 2.0 %v/v, este parámetro no satisface las exigencias de la empresa mixta Moa Sherrit, ya que este cliente exige un

producto despentanizado, hasta 0.45 %v/v de pentano, por lo que los parámetros operacionales deben ser determinados para cumplir las exigencias de dicho consumidor, sin afectar la calidad de la nafta ligera estable.

Lo planteado anteriormente permite definir el siguiente **PROBLEMA A RESOLVER:**

¿Cómo reducir el contenido de pentano en el GLP para que cumpla con las especificaciones del mercado de Moa?

Como criterio de solución de este problema se propone la siguiente **HIPÓTESIS:**

Con un modelo de simulación de la planta de fraccionamiento de gases, se puede lograr parámetros de operación, que permitan reducir el contenido de pentano en el GLP hasta 0.45 %v/v.

Para dar solución a la misma, se define como **OBJETIVO GENERAL** de este trabajo:

Determinar los parámetros de operación en la planta de fraccionamiento de gases que reduzcan el contenido de pentano en el GLP hasta 0.45 %v/v.

Para dar cumplimiento al objetivo propuesto, se proponen los siguientes **OBJETIVOS ESPECÍFICOS:**

1. Realizar un análisis bibliográfico relacionado a una breve reseña sobre la historia del petróleo, los procesos de refinación del petróleo y simulación de procesos.
2. Caracterizar la materia prima y productos obtenidos en el proceso que se estudia.
3. Desarrollar el modelo de la planta a través del simulador PRO-II.
4. Validar el modelo en condiciones reales de operación.
5. Realizar análisis de sensibilidad del modelo a cambios en los parámetros de operación.
6. Proponer parámetros de operación que permitan la reducción del contenido de pentano en el GLP hasta 0.45 %v/v.

Resultados esperados: Obtención de los parámetros operacionales de la planta, que permitan 0.45 %v/v de pentano (C₅) en el GLP, que satisfaga las necesidades de calidad del mercado de Moa sin afectar la calidad de la nafta liviana estable.

El trabajo final de la especialidad presenta una estructura de tres capítulos:

Capítulo I: Análisis Bibliográfico:

En este capítulo se hace referencia a la historia del petróleo y los procesos de refinación, principalmente la destilación primaria y secundaria del crudo, los procesos de conversión profunda. Además se presenta una breve reseña de las características, uso y precaución del gas licuado del petróleo, los aspectos que se deben tener en cuenta para su obtención,

almacenamiento y transportación y al finalizar este capítulo se tratan aspectos sobre la simulación de plantas mediante simuladores de procesos.

Capítulo II: Diseño metodológico:

Se presenta todo el trabajo desarrollado para la representación y ajuste de la planta en el modelo de simulación escogido, se fundamenta toda la información técnica necesaria y la metodología de simulación.

Capítulo III: Análisis de los Resultados:

Se muestran los resultados obtenidos al validar y simular el modelo; se realiza un riguroso análisis sobre la caracterización de la materia prima y los productos obtenidos, los resultados del análisis de sensibilidad del modelo utilizado y se proponen parámetros de operación que permitan reducir el contenido de pentano en el GLP hasta 0.45 % volumen. Además cuenta con recomendaciones, conclusiones, anexos, la bibliografía consultada y referenciada.

CAPÍTULO I

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, para esto se hace una referencia sobre la historia del petróleo y los procesos de refinación, principalmente la destilación primaria y secundaria del crudo, los procesos de conversión profunda, además se presenta una breve reseña de las características, uso y precaución del gas licuado del petróleo, los aspectos que se deben tener en cuenta para su obtención, almacenamiento y transportación y cerrando este capítulo se tratan aspectos sobre la simulación de plantas mediante simuladores de procesos en la industria química.

1.1 Breve reseña sobre la historia del petróleo.

El petróleo es una *mezcla homogénea* de compuestos orgánicos, principalmente hidrocarburos insolubles en agua. También es conocido como petróleo crudo o simplemente crudo. La palabra petróleo viene de los Romanos PETRAOLEUS “aceite de las rocas”, “petra” significa roca, “oleus” es Aceite en latín.

Es de origen fósil, fruto de la transformación de materia orgánica procedente de zooplancton y algas que depositados en grandes cantidades en fondos anóxicos de mares o zonas lacustres del pasado geológico, fueron posteriormente enterrados bajo pesadas capas de sedimentos. Se originaron a partir de restos de plantas y microorganismos enterrados por millones de años y sujetos a distintos procesos físicos y químicos. La transformación química (craqueo natural) debida al calor y a la presión durante la diagénesis produce, en sucesivas etapas, desde betún a hidrocarburos cada vez más ligeros (líquidos y gaseosos). Estos productos ascienden hacia la superficie, por su menor densidad, gracias a la porosidad de las rocas sedimentarias. Cuando se dan las circunstancias geológicas que impiden dicho ascenso, trampas petrolíferas como rocas impermeables, estructuras anticlinales, márgenes de diapiros salinos, etc., se forman entonces los yacimientos petrolíferos, (Lluch Urpí, 2008).

En condiciones normales es un líquido bituminoso que puede presentar gran variación en diversos parámetros como color y viscosidad desde amarillentos y poco viscosos como la gasolina hasta líquidos negros tan viscosos que apenas fluyen, densidad (entre 0,75 g/ml y 0,95 g/ml), capacidad calorífica, etc. Estas variaciones se deben a la diversidad de concentraciones de los hidrocarburos que componen la mezcla.

Es un recurso natural no renovable y actualmente también es la principal fuente de energía en los países desarrollados. El petróleo líquido puede presentarse asociado a capas de gas natural, en yacimientos que han estado enterrados durante millones de años, cubiertos por los estratos superiores de la corteza terrestre.

El petróleo está formado principalmente por hidrocarburos, que son compuestos de hidrógeno y carbono, en su mayoría parafinas, naftenos y aromáticos. Junto con cantidades variables de derivados saturados homólogos del metano (CH₄).

Además de hidrocarburos, el petróleo contiene otros compuestos que se encuentran dentro del grupo de orgánicos, entre los que destacan sulfuros orgánicos, compuestos de nitrógeno y de oxígeno. También hay trazas de compuestos metálicos, tales como sodio (Na), hierro (Fe), níquel (Ni), vanadio (V) o plomo (Pb). Asimismo, se pueden encontrar trazas de porfirinas. (Fong de Ruiz, 1996), (Klages, 1968)

1.1.1 Clasificación de las distintas clases de petróleo.

La industria petrolera tiene en cuenta varios criterios para clasificar el petróleo crudo, uno de ellos es según su densidad o gravedad API (ligero, medio, pesado, extrapesado); los refinadores también lo clasifican como "crudo dulce", que significa que contiene relativamente poco azufre, o "ácido", que contiene mayores cantidades de azufre y, por lo tanto, se necesitarán más operaciones de refinamiento para cumplir las especificaciones actuales de los productos refinados.

Ejemplos de crudos de varios países productores:

- Arabian Ligero, de Arabia Saudita
- Bonny Ligero, de Nigeria
- Fateh, de Dubái
- Istmo, de México (no-OPEP)
- Minas, de Indonesia
- Saharan Blend, de Argelia
- Merey, de Venezuela
- Tía Juana Light, de Venezuela

Algunas reservas de petróleo:

Si la extracción continúa al mismo ritmo que en el 2002, salvo que se encontrasen nuevos yacimientos, las reservas mundiales durarían aproximadamente 32 años. Se calcula que quedan unas 143.000 millones de toneladas.

Hay entre 6,8 y 7,2 barriles de petróleo por tonelada, en dependencia de la densidad del petróleo. Por tanto, las reservas de crudo se calculan entre 0,97 y 1,003 billones de barriles de petróleo.

Sin embargo el límite de las reservas podría estar más cercano aún si se tienen en cuenta modelos de previsión con un consumo creciente como ha venido siendo la norma a lo largo de todo el siglo pasado. Los nuevos descubrimientos de yacimientos se han reducido drásticamente en las últimas décadas haciendo insostenible por mucho tiempo los elevados niveles de extracción actuales, sin incluir la futura demanda de los consumidores asiáticos. Por otra parte, la mayoría de las principales reservas mundiales han entrado en declive y solo las de Oriente Medio mantienen un crecimiento sostenido. Se espera que incluso esos yacimientos entren en declive, esto provocaría que toda la producción mundial disminuyera irremediabilmente, conduciendo a la mayor crisis energética que haya sufrido el mundo industrializado.

Existen otros tipos de reservas de hidrocarburos, conocidos como bitúmenes, el cual es petróleo extrapesado, cuyas reservas más conocidas son las de bitumen de las Arenas de Atabasca en Canadá, y la faja petrolífera del Orinoco en Venezuela. Según cálculos de la estatal venezolana PDVSA, la unión de estas reservas no convencionales con reservas convencionales le da a Venezuela el primer puesto como el país con mayores reservas de hidrocarburos en el planeta. (Fong de Ruiz, 1996).

1.2 Procesos de refinación del petróleo.

El refino del petróleo comienza con la destilación o fraccionamiento de los crudos en grupos de hidrocarburos separados. (Iacomunidadpetrolera.com, 2010) .Los productos resultantes están directamente relacionados con las características del petróleo crudo que se procesa. La mayoría de estos productos de la destilación se convierten a su vez en productos más útiles cambiando sus estructuras físicas y moleculares mediante craqueo, reforma y otros procesos de conversión. (Wauquier, 1998).

Los procesos y operaciones de refino de petróleo se clasifican básicamente en:

a) Destilación atmosférica y al vacío.

Este es el primer proceso que aparece en una refinería. El petróleo se recibe por ductos o barcos desde las instalaciones de producción, se almacena en tanques cilíndricos de gran tamaño, de donde se bombea a las instalaciones de este proceso. El petróleo se calienta en equipos especiales y pasa a una columna de destilación que opera a una presión cercana a la atmosférica en la que, aprovechando la diferente volatilidad de los componentes, se logra una

separación en diversas fracciones que incluyen gas de refinería, gas licuado de petróleo (GLP), nafta, queroseno (kerosene), gasóleo, y un residuo que corresponde a los compuestos más pesados que no llegaron a evaporarse.

En una segunda columna de destilación que opera a condiciones de vacío, se logra la vaporización adicional de un producto que se denomina gasóleo de vacío, y se utiliza como materia prima en otros procesos que forman parte de las refinerías para lograr la conversión de este producto pesado en otros ligeros de mayor valor.

En este proceso, el petróleo se separa en fracciones que después de procesamientos adicionales, darán origen a los productos principales que se venden en el mercado: el GLP, gasolina para los automóviles, turbosina para los aviones jet, diesel para los vehículos pesados y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales. Pero estos productos tienen que cumplir con una serie de especificaciones que aseguren su comportamiento satisfactorio.

Originalmente, las especificaciones tuvieron un enfoque eminentemente técnico, como es el número de octano de la gasolina, o el de cetano del diesel, o el punto de humo del queroseno, o la viscosidad del combustóleo; actualmente, las consideraciones de protección ambiental han incorporado muchos más requerimientos, limitándose, por ejemplo en la gasolina, el contenido del azufre (este compuesto al quemarse, produce dióxido de azufre que al pasar a la atmósfera se oxida, y con el agua da origen a la lluvia ácida), el benceno (que es un hidrocarburo que tiene carácter cancerígeno), las olefinas y los aromáticos (que son familias de hidrocarburos altamente reactivas en la atmósfera, promotoras de la formación de ozono); la presión de vapor (que debe limitarse para reducir las emisiones evaporativas en los automóviles y gasolineras), e inclusive se requiere la presencia de compuestos oxigenados que no ocurren naturalmente en el petróleo (estos compuestos favorecen la combustión completa en los motores automotrices). (Kraus, R. S., 1998); y (Wauquier, 1998)

b) Reformación catalítica.

Con la Nafta pesada de destilación atmosférica no es posible la fabricación de gasolinas dado su bajo número de octano. El proceso capaz de incrementar su valor es el reformado catalítico. Para un mismo número de átomos de carbono, los hidrocarburos tienen diferente octano según su tipo, los de mayor número de octano son los aromáticos seguidos de los isoparafínicos, entre los de menor número de octano están los normal parafínicos y los nafténicos. El Reformado es un proceso catalítico en el que se producen una serie de reacciones químicas tendentes a aumentar la aromaticidad de la alimentación y con esto obtener un alto octanaje en la gasolina. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Kraus, R. S, 1998).

c) Craqueo catalítico fluidizado (FCC).

Para la conversión del gasoil de vacío en destilados ligeros se utiliza el proceso denominado Craqueo catalítico en lecho Fluido (“*Fluid Catalytic Cracking*”). En este proceso la ruptura de las grandes moléculas componentes del gasoil de vacío (VGO) da lugar a moléculas de hidrocarburos en el rango de destilación de las gasolinas y los gasóleos, además de GLP, un residuo pesado que se utiliza en la formulación de Fueloil y por último coque que se utiliza como fuente de energía para el propio proceso. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Kraus, R. S, 1998).

d) Coquificación retardada.

El proceso de coquización es un proceso de craqueo térmico controlado que elimina el residuo de vacío y que junto con una elevada cantidad de coque (carbón) produce destilados medios y ligeros y una pequeña proporción de GLP olefínico.

En este proceso, aparte de la alimentación, las condiciones de operación son prácticamente fijas en función del diseño de la planta, únicamente puede actuarse sobre el reciclo interno para optimizar la unidad. No existen por tanto operaciones a diferentes severidades. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Kraus, R. S, 1998).

e) Alquilación.

La alquilación es un proceso que permite obtener componentes de gasolina a partir de hidrocarburos de C₃ (propano) y C₄ (butano). Consiste en la adición de isobutano a compuestos olefínicos, butenos, especialmente n-buteno (subproducto del proceso de Metil-ter-butil-éter), propileno y también amilenos. La reacción de alquilación es catalizada por un ácido fuerte, sulfúrico o bien fluorhídrico. Con sulfúrico la reacción opera entre 5 y 15 °C a una presión suficiente para producir la vaporización de los productos de reacción y de esta forma eliminar el calor de reacción y poder mantener la temperatura de reacción. En el caso del fluorhídrico, la refrigeración es por agua y por tanto puede trabajarse a temperaturas entre 25 y 40 °C. Puesto que las olefinas son elementos reactivos que polimerizan rápidamente es necesario trabajar a una alta relación isobutano/olefinas. Por otro lado, la reacción se produce en fase líquida siendo necesario un buen control de la mezcla de los reactantes. Puesto que la conversión depende de la fortaleza del ácido es necesario eliminar y agregar continuamente el mismo. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Kraus, R. S, 1998).

f) Isomerización.

El objeto de este proceso es mejorar el número de octano de la nafta ligera de destilación directa, en concreto los hidrocarburos normal parafínicos en C₅ (pentano) y C₆ (hexano) mediante su transformación en sus isómeros ramificados. La nafta ligera de destilación directa tiene un índice de octano entre 65 a 70, dependiendo del tipo de crudo y corte de destilación

TBP (*True Boiling Point*). Los valores de octano de los componentes normal parafínicos son inferiores que los de los productos ramificados. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Kraus, R. S, 1998).

g) Hidrocraqueo

El proceso de hidrocraqueo tiene por objetivo la conversión de destilados de vacío, productos de conversión e incluso naftas de destilación directa y residuos, en productos destilados. Es un proceso de craqueo catalítico en presencia de hidrogeno. La alimentación compite con la del FCC pero sus productos, al ser hidrogenados presentan una mejor calidad, en especial los destilados medios. Las Nafta ligera tienen un número de octano inferior a la producida en FCC del orden de 78 a 85 de octanos, pero no presentan olefinas ni azufre. La nafta pesada de carácter marcadamente nafténico es una buena alimentación al reformado catalítico, y los destilados medios presentan un elevado número de cetano, entre 66 – 70. El residuo, altamente hidrogenado puede utilizarse como alimentación al FCC y también en la obtención de bases lubricantes. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Kraus, R. S, 1998).

h) Oligomerización.

El proceso de Oligomerización tiene como objetivo procesar fracciones ligeras olefínicas de C₃/C₄ procedentes de procesos de conversión, debidamente tratados para reducir contenido de impurezas con el fin de producir cortes de gasolina, diesel y GLP. Las reacciones ocurren en la cama catalítica de tres reactores conectados en series, pero antes se hidrogena la materia prima en un reactor en presencia de hidrógeno; en estos dos procesos se ponen de manifiesto las reacciones de hidrogenación selectiva del butadieno de un corte de GLP olefínico y la oligomerización de propileno, isobuteno y normal butenos que conducen a la obtención de los productos deseados para esas condiciones de operación. (Axens, 2011).

i) Otras operaciones en la refinación.

Dentro de las otras operaciones que se llevan a cabo en refinerías, se encuentran la recuperación de ligeros, "*stripping*" de agua ácida, tratamiento de desechos sólidos y de agua, tratamiento y enfriamiento de agua de proceso, almacenamiento, manejo y transportación de productos, producción de hidrógeno, tratamiento de ácidos y "colas", y recuperación de azufre. (Lengiproneftekhim, 1981)

Las operaciones e instalaciones auxiliares incluyen la generación de energía y vapor, sistemas de agua contra incendio y de proceso, sistemas de relevo, hornos y calentadores, bombas y válvulas, suministro de vapor, aire, nitrógeno y otros gases, alarmas y sensores, controles de ruido y contaminación, muestreo, pruebas, inspección, laboratorio, cuarto de control, mantenimiento, e instalaciones administrativas.

Productos obtenidos en procesos de refinación:

- Gases: metano, etano y gases licuados del petróleo (propano y butano)
- Nafta, ligroína o éter de petróleo
- Gasolinas
- Queroseno
- Gasóleos (ligero y pesado)
- Fuelóleo
- Aceites lubricantes
- Asfalto
- Alquitrán

La industria petroquímica elabora a partir del petróleo varios productos derivados, además de combustibles, como plásticos, derivados del etileno, pesticidas, herbicidas, fertilizantes o fibras sintéticas. (LLuch Urpí, J, 2008) y (Wauquier, 1998).

1.3 Historia, composición, propiedades y formas de obtención del GLP.

EL gas licuado de petróleo tiene su origen entre el año 1900 y 1912 en Estados Unidos, al comprobarse que la gasolina natural sin refinar tenía mucha tendencia a evaporarse debido a la presencia de materiales inestables en el combustible. Estos elementos se evaporaban a presión atmosférica y no podían ser obtenidos en estado líquido. Dado que estos gases eran altamente inflamables y no tenían utilidad práctica, se perdían en la atmósfera o se quemaban. En 1911, el químico norteamericano *Walter Snelling* demostró que la evaporación se debía al propano y butano presentes en la gasolina, por lo que no tardó en desarrollar un método práctico para separar estos gases de la gasolina, mediante el cual podían ser licuados a presiones razonables y que ellos se vaporizaban fácilmente cuando se reducía la presión. Esto trajo consigo el desarrollo de un nuevo combustible, denominado gas licuado de petróleo (GLP), el cual tenía la compactibilidad y portabilidad de un líquido y, además la facilidad de evaporación a condiciones atmosféricas, pudiendo ser manejado y usado como gas. En 1932, se adoptó la primera norma NFPA (*National Fire Protection Association*) sobre gas licuado de petróleo. A mediados de los años 30, una gran petrolera introdujo el GLP en Francia y en 1934 se vendió el primer cilindro de GLP. A finales de los años 30 ya varias empresas habían entrado a este mercado, y como innovaciones técnicas de esta época se tienen los primeros vagones para transporte de GLP por ferrocarril, y el establecimiento de plantas de procesamiento y envasado de estos gases por todo Estados Unidos.

A principios de los 50, varias empresas producían cilindros de GLP para viviendas, que se comercializaban bajo licencia en distintos lugares de Europa principalmente. Desde ese momento, el sector fue creciendo al ritmo de la disponibilidad de las refinerías. La disponibilidad aumentó, sobre todo a partir de los 60, época en la que se construyeron muchas nuevas refinerías y el gasóleo desplazó al carbón como combustible industrial. Las ventas de GLP en Europa pasaron de 300 mil toneladas en 1950 a 3 millones de toneladas en 1960 y a 11 millones en 1970. Antes de los 70, la distribución internacional de GLP de petróleo era fundamentalmente un comercio regional, en el que cada región tenía su propia estructura de precios, transporte, distribuidores y compradores. El primer comercio regional, que se inició en los años 50, producía flujos entre los estados del Golfo de Estados Unidos y Sudamérica. La crisis del petróleo de 1973 marcó un punto de inflexión, muchos países productores de petróleo se dieron cuenta de que la exportación de GLP podía generar beneficios económicos importantes y empezaron a construir plantas de recuperación de líquidos. La expansión de la capacidad de producción de GLP que se produjo en Oriente Medio en la década de 1975 a 1985 fue particularmente impresionante. La capacidad instalada pasó de 6 millones de toneladas en 1975 a 17 millones en 1980 y 30 millones en 1985. Y no sólo se construyeron plantas de GLP en Oriente Medio sino también en Australia, Indonesia, Argelia, el Mar del Norte y Venezuela emergieron como nuevos productores. En conjunto, los años 80 propició un periodo de potente expansión de las exportaciones de GLP en todo el mundo, convirtiéndolo en un mercado global. (Ramos, 1997).

El gas licuado de petróleo es una mezcla de hidrocarburos de petróleo los cuales son gaseosos a la temperatura y presión ambientales normales. Esta mezcla de gases puede ser licuada aplicándole una presión moderada para facilitar su transporte y almacenaje. El GLP en forma líquida es 250 veces más denso que en la forma gaseosa. Se deriva principalmente del gas natural o de los gases de la refinación de petróleo. La composición del GLP puede ser marcadamente diferente dependiendo de donde provenga. El GLP comercial contiene una mezcla de gases principalmente propano y butano. Adicionalmente, ambos productos pueden contener algunos componentes livianos (etanos) y pesados (pentanos).

Puede ser comercializado como propano comercial o como butano comercial, o como una mezcla de propano comercial y butano comercial como es el caso en la República Dominicana y en Cuba. La calidad del GLP para los clientes de este producto está asegurada por especificaciones de calidad, (Lluch Urpí, 2008).

El GLP para el uso estándar de calefacción y para propósito de uso doméstico generalmente consiste en una mezcla de propano comercial y butano comercial. El propano comienza a

evaporarse por encima de los $-45\text{ }^{\circ}\text{C}$ por lo que es el gas más versátil para uso general. El butano comienza a evaporarse por encima de los $-2\text{ }^{\circ}\text{C}$ y en ambientes fríos se requiere una mezcla de propano/butano ya que el butano no se evapora tan rápidamente como el propano. En climas cálidos la composición (propano/butano) no es muy crítica para uso doméstico, sin embargo, debido a la propiedad de mejor evaporación el propano es el componente gaseoso preferido particularmente para el uso industrial donde se puede requerir una alta capacidad de evaporación rápida. Por otro lado el butano es un 12 % más pesado (denso) que el propano, por lo que es posible transportar y almacenar más butano para un volumen líquido dado.

La composición y especificaciones del GLP comercial varían en función de la disponibilidad y las condiciones climáticas prevalecientes. El valor calorífico del GLP por unidad de masa es más alto que el de la gasolina o el gasoil. Sin embargo, debido a su baja densidad (casi dos veces más liviana que el agua) en base a volumen tiene un valor calorífico menor, lo cual es una desventaja. El GLP consiste casi en su totalidad de carbono e hidrógeno e impurezas no significativas. Para el propano comercial el total de aire requerido es alrededor de 24 volúmenes por volumen de gas y el contenido de dióxido de carbono resultante del proceso de combustión es de 13.8 %. Para el butano el requerimiento de aire es alrededor de 30 volúmenes por volumen de gas y el dióxido de carbono resultante es de 14.1 %. (Ramos, 1997).

1.3.1 Obtención de GLP.

El GLP se puede obtener a partir de procesos de refinación del petróleo o a partir del gas natural, a continuación se explica la obtención del Gas Licuado del Petróleo o GLP:

Obtención del GLP a partir de procesos de refinación.

En los procesos de refinación del petróleo que se realiza a los crudos procedentes de los pozos, existen varios procesos donde uno de los productos obtenido es el gas licuado del petróleo, la calidad de este producto está en función de las condiciones de operación de la planta y del mercado disponible, alguno de estos procesos pueden ser; fraccionamiento de gases procedente de la destilación atmosférica, destilación al vacío, reformación catalítica, craqueo catalítico fluidizado (FCC), coquificación retardada e hidrocrqueo.

El GLP obtenido en un FCC es rico en propileno y butenos. El propileno se recupera para su utilización en la industria petroquímica y los butenos se emplean como alimentación a las unidades de MTBE (Metil-ter-butil-éter) y alquilación. Puede utilizarse también directamente como componente del “pool” de GLP comercial y en el de gasolinas. El rendimiento en propano olefínico (mezcla propano/propileno) puede estar entre el 6 y el 15 % peso según se opere maximizando o no el GLP. En cuanto al butano olefínico (butanos/butenos) está entre el

7 y el 12 % según los casos. Si se compara el GLP obtenido en una unidad de FCC con el del proceso de coquificación retardada se puede ver bajo rendimiento en producción de GLP en este último.

El GLP de destilación directa o el obtenido en procesos de conversión profunda contiene mercaptanos, H₂S (sulfuro de hidrógeno) disuelto, ambos son corrosivos y por lo tanto deben de eliminarse. Esto se realiza mediante el proceso de endulzamiento para transformar los mercaptanos en disulfuros y garantizar el producto en especificación para el mercado.

En el proceso de reformación catalítica y en fraccionamiento de gases en dependencia de las condiciones de operación y las variables del proceso se puede obtener GLP con bajo contenido de pentano, obteniendo rendimientos altos de GLP sin afectar la calidad de la nafta ligera estable. (Ramos, 1997).

Obtención de GLP a partir del gas natural.

El gas natural de propano y butano puede ser extraído por procesos consistentes en la reducción de la temperatura del gas hasta que estos componentes y otros más pesados se condensen. Los procesos usan refrigeración o turboexpansores para lograr temperaturas menores de -40 °C necesarias para recuperar el propano. Estos líquidos son sometidos a un proceso de purificación usando trenes de destilación para producir propano y butano líquido o directamente GLP.

El gas natural es una de las varias e importantes fuentes de energía no renovables formada por una mezcla de gases ligeros que se encuentra en yacimientos de petróleo, disuelto o asociado con el petróleo o en depósitos de carbón.

El GLP producido por cualquiera de las formas de obtención destinado para uso doméstico se le añade trazas de compuestos de la familia del mercaptano, entre ellos el metil-mercaptano, para que sea fácil detectar una fuga de gas y evitar su ignición espontánea. (Ramos, 1997).

Usos principales del GLP.

- Obtención de olefinas, utilizadas para la producción de numerosos productos, entre ellos, la mayoría de los plásticos.
- Combustible para automóviles, una de cuyas variantes es el Autogás.
- Combustible de refinería.
- Combustible doméstico (mediante garrafas o redes de distribución).

1.4 Seguridad, almacenamiento y transportación del GLP

La temperatura espontánea de ignición para el GLP, es decir la temperatura a la cual el GLP en presencia de aire se enciende sin necesidad de chispas ni llamas, es generalmente más alta que otro tipo de combustibles líquidos como la gasolina, el kerosene y el gasoil.

EL GLP es incoloro e inodoro, por lo que para detectar cualquier escape se le añade un químico especial "agente odorante" que le da al GLP un olor particular desagradable. Para uso doméstico el GLP se distribuye en cilindros de metal de varios volúmenes. Como combustible para vehículos se utilizan tanques diseñados especialmente para esto, y se colocan generalmente en el baúl de los automóviles.

Los estándares de diseño, manejo y transporte de los cilindros de GLP se basan generalmente en que el cilindro se usará en el servicio de propano comercial, esto provee un margen de seguridad en caso de que se almacenen en los cilindros mezclas de propano y butano y también en caso de errores en las operaciones de llenado de los cilindros.

En los cilindros domésticos que contienen mezclas de propano y butano, puede ocurrir una segregación del butano el cual es más pesado que el propano. (Suciu, 1977) y (Fitzer, 1975) Esto puede afectar la eficiencia de la combustión haciéndola menos óptima, ya que la mezcla de gas se hace más densa y necesita más aire para encender el producto que está en el fondo del cilindro. Esto es un inconveniente para los usuarios industriales, además, un alto contenido de butano hace que quede más producto en el cilindro cuando se envía de nuevo a llenar, y por lo tanto resulta menos atractivo para el consumidor (Boudet, 1975) y (Ramos, 1997).

1.5 Introducción a la simulación de proceso en la industria química.

La simulación de procesos es un resumen de toda la teoría relacionada con un proceso en el cual se sustituyen las situaciones reales por otras creadas artificialmente, de las cuales se deben aprender ciertas acciones, habilidades y hábitos, (Bischoff, 2000).

En los últimos años, la simulación de procesos ha llegado a ser una herramienta adecuada y oportuna de apoyo para el diseño, caracterización, optimización y monitoreo del funcionamiento de procesos industriales. Para aplicar estas simulaciones existen en la actualidad una gran variedad de procesos. Son los modelos matemáticos el elemento esencial de un simulador de procesos, que contienen a las leyes de conservación, de termodinámica y sus restricciones, el control y diseño. (Robles, 2002), y (Sánchez, 1999.)

Aplicaciones

En principio, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas de un proyecto, puede haber necesidad de realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación, (simsci.com, 2009).

La simulación de procesos puede usarse en las siguientes etapas del desarrollo de un proyecto industrial:

- Investigación y desarrollo: Una simulación sencilla se puede usar para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.
- Etapa crítica en la toma de decisiones: Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman decisiones.
- Planta piloto: Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial.
- Diseño: La simulación proporciona todos los datos de proceso requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos.
- Simulación de plantas existentes: Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quieren sustituir materias primas. (Robles, 2002) y (Sánchez, 1999.)

1.5.1 Simulación de procesos en la Industria química.

La simulación de procesos químicos es una herramienta moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso. Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación y llevar a cabo las siguientes tareas, las cuales son comunes en las diversas ramas de la industria química:

- Detección de cuellos de botella en la producción.
- Predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta.
- Optimización de las variables de operación.
- Optimización del proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado.
- Análisis de nuevos procesos para nuevos productos.
- Evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía.
- Análisis de condiciones críticas de operación.
- Transformación de un proceso para desarrollar otras materias primas.
- Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos.
- Optimización del proceso para minimizar la producción de desechos y contaminantes.

- Entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.
- Investigación de la factibilidad de automatización de un proceso.

Estos simuladores están dedicados fundamentalmente a la industria con el objetivo de mejorar e incrementar la eficiencia de las mismas a permitir hacer simulaciones de diferentes procesos antes de que ocurran en realidad, las cuales producen resultados que pueden ser analizados para una futura realización de los mismos. (Himmelblau, D.M; Springer y Bischoff, K.B., 2000)

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunos de las cuales son poderosas herramientas de cálculo, con inmensos bancos de datos que contienen las propiedades físicas de miles de compuestos y sustancias químicas, selección de modelos termodinámicos, cálculos de equipos (teórico y real), análisis de costo, estado de agregación y condiciones de operación, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. (Robles, R.T y Arellano, J.J, 2002)

Tipos de Simuladores de Proceso

- *HYSYS*
- *ASPEN-PLUS*
- *CHEMCAD*
- *PROMODEL*
- *DESIGN*
- *PRO-II*

1.5.2 Ejemplos de algunos simuladores de procesos.

a) Simulador HYSYS

Características generales:

Simulador de Procesos HYSYS, utilizado fundamentalmente en la esfera industrial, es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos, (Scenna, N. J. Y. C., 1999). Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. Fue adquirido por AspenTech en el 2004 por lo que es desarrollado en la actualidad por Aspen Technology. Es un simulador que proporciona varias ventajas; por ejemplo es bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos interactivos. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como

para régimen dinámico. Es un software para la simulación de plantas petroquímicas y afines. Desarrollado para su uso con PC, interface gráfica de fácil uso (orientado a objeto) además tiene la posibilidad de adicionar código de programación con visual basic. Este simulador interpreta interactivamente los comandos según se introducen en el programa. Por tanto no necesita un botón de ejecución (run), aunque existe la posibilidad de plantear el problema completo sin hacer cálculos y después ejecutarlo. (Aspen Technology , 2009)

En general las características de este simulador se resumen en lo siguiente:

Integrado	{	<ul style="list-style-type: none"> La información se comparte entre aplicaciones. Modelos termodinámicos comunes. Flowsheet comunes. Interface. Cambio de aplicación.
Interactivo	{	<ul style="list-style-type: none"> Cálculos automáticos al aportar nueva información. No límites al acceso de información útil. Unidades de operación en estado estacionario o dinámico.
Abierto y extensible	{	<ul style="list-style-type: none"> Especificar expresiones para reacciones cinéticas. Paquetes de propiedades especiales. Extensión de la funcionalidad de la simulación en respuesta a posibles cambios.

b) Simulador Aspen Plus (Advance System for Process Engineering)

Características generales:

Simulador de Procesos Anpen Plus, utilizado fundamentalmente en la esfera industrial. El Sistema avanzado para Ingeniería de Procesos - *Advanced System for Process Engineering* (ASPEN) es un mercado líder en herramientas de modelado de proceso de diseño conceptual, optimización y monitoreo de desempeño para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Desarrollado en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology* (MIT) y comercializado desde 1980 por una compañía denominada AspenTech. Aspen Plus es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones). Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refinado de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros. Aspen Plus tiene la base

exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales.

De forma general este software, como una herramienta de productividad tiene muchas ventajas entre las que cabe mencionar las siguientes:

- Incremento en la productividad por el uso de información obtenida a partir de la simulación diaria de cálculos relacionados con las condiciones de operación.
- Maximizar la rentabilidad de las operaciones por el diseño más eficiente de nuevos procesos y equipos.
- Reducción de costos e inversiones de capital por la optimización y solución de los cuellos de botella existentes en los procesos y en los equipos.
- Incluye bases de datos de componentes químicos, métodos termodinámicos y unidades de operación que permiten la simulación en estado estacionario de procesos químicos continuos desde escala laboratorio a escala industrial.
- Simulación en régimen dinámico y de procesos discontinuos.
- Interface gráfica, Funcionamiento bajo Windows (Chemstations, 1984).

d) Simulador ProModel

Características generales:

Simulador de procesos industriales “ProModel” es un programa de simulación de procesos industriales, permite simular cualquier tipo de proceso de manufactura, además de procesos logísticos, procesos de manejo de materiales y contiene excelentes simulaciones de talleres, grúas viajeras, bandas de transporte y mucho más.

En teoría, cualquier sistema de procesos puede ser modelado en computadora, solo se necesita de esfuerzo e ingenio, además de las herramientas que nos permitan plasmar nuestro pensamiento en un modelo computarizado, una de esas herramientas es “ProModel”, en el cual se puede crear un modelo computarizado de todo proceso de manufactura y una vez realizado el modelado, se podrá simular sobre él una gran cantidad de situaciones como Justo a Tiempo, Teoría de Restricciones, Sistemas de Empujar y Jalar, Logística y muchas otras más. Además de permitir el simulado de acciones, nos enseña como optimizar los procesos en la misma, y así obtener los mejores con el consumo mínimo de recursos, para dicha tarea, el sistema cuenta con 2 optimizadores.

“ProModel” es un paquete de simulación que no realiza solamente el simulado, sino también optimiza los modelos ingresados. Corre bajo el sistema operativo Windows y sus requerimientos mínimos son un procesador 486, 32 MB de RAM, 2 MB de espacio en Disco Duro. (Robles, 2002).

e) Simulador PRO/II

Características generales:

Simulador que trabaja en un entorno gráfico de simulación interactivo. Funciona bajo entorno Windows. Tiene la posibilidad de incluir código de programación en VISUAL BASIC. Realiza simulación en régimen dinámico (paquete PROTISS). El simulador de proceso **PRO/II** con provisión es un programa de simulación de procesos en estado estacionario diseñado por la empresa Simulation Sciences, (<http://www.simsci.com>, 2009) muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general, (Martínez,V.H, Alonso,P.A, López,J y Rocha, J.A., 2000).

Este programa permite modelar el comportamiento operacional de plantas químicas y cuantificar el efecto que tiene modificar los valores de ciertas variables sobre el proceso. Adicionalmente, tiene una amplia base de datos de propiedades de compuestos químicos, una gran variedad de métodos para la predicción de propiedades termodinámicas y utiliza técnicas avanzadas para la resolución de las operaciones unitarias. Mediante este programa se pueden modelar y optimizar procesos de transferencia de masa y calor, realizar cálculos hidráulicos en unidades de operación y tuberías y evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor (rigurosos o no), mezcladores, columnas (despojadoras, fraccionadores, de extracción), reactores, compresores, bombas, tambores flash, separadores trifásicos, divisores, ciclones, disolvedores, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica. (ESSOR-SIMSCI, 1996).

Adicionalmente, a través de las simulaciones de procesos, bien sea a condiciones de diseño u operación, es posible manipular los modelos matemáticos del proceso, realizando cambios sobre el mismo, sin necesidad de interferir con la actividad de la planta.

El paquete profesional software PRO II con PROVISION, permite integrar la solución de cada una de las etapas de forma detallada con las ventajas siguientes:

- 1) Información compartida y sin fronteras.
- 2) Todas las aplicaciones utilizan modelos termodinámicos comunes.
- 3) Todas las aplicaciones emplean una misma tipología de diagrama de flujo.
- 4) Se puede lograr integración entre la simulación y el diseño.

Estos simuladores están concebidos fundamentalmente para analizar problemas de la industria petroquímica y sus derivados. El programa PRO II con PROVISIÓN proporciona modelos para caracterizar los procesos de refinación de petróleo donde además de la simulación del proceso se pueden realizar casos de estudio relacionados con las alternativas de operación, la

cuantificación de los balances de masa y energía y nos da una visión un tanto acertada sobre como funciona el proceso. (ESSOR-SIMSCI, 1996).

Luego del estudio y análisis de los simuladores de procesos descritos anteriormente se selecciona el simulador de proceso PRO II con PROVISIÓN en la versión 8.1 por presentar características factibles que permitan cumplimentar los objetivos de este trabajo, además de contar con su disponibilidad en la refinería.

1.5.3. Estructura del programa.

- Sistema de unidades:

El programa PRO-II con PROVISION ofrece una amplia gama de unidades disponibles tanto para la introducción de datos como para la impresión de los resultados. De manera que los datos se pueden introducir en sus unidades originales sin necesidad de convertirlos a las utilizadas por el programa.

- Datos generales:

Es la primera sección en cualquier archivo de entrada de datos se presenta la información general de la simulación: título del proyecto, nombre del usuario, fecha, breve descripción del problema y sistema de unidades de los resultados.

Adicionalmente, permite establecer ciertos parámetros de cálculo y resolución de las operaciones unitarias, así como tolerancias para la convergencia de reciclo y selección de la información a presentar en el archivo de salida. (ESSOR-SIMSCI, 1996)

- Datos de los componentes:

En esta sección se deben definir todos los componentes presentes en las corrientes de proceso del sistema a simular, bien sea componentes puros o pseudocomponentes. Se pueden seleccionar componentes puros de la base de datos propia del PRO-II con PROVISION, ya sean como compuestos comunes o de la lista general de componentes. Si el componente no está definido en la base de datos, se puede especificar proporcionándole ciertas propiedades tales como: peso molecular, presión, temperatura, volumen crítico y densidad. En el caso de crudos y fracciones de petróleo, éstas pueden ser caracterizadas en pseudocomponentes a partir de la curva de destilación y la gravedad específica.

Para esto se asocian los ensayos de laboratorio a una serie de componentes hipotéticos discretos (seudocomponentes). A partir de esta información y correlaciones, se pueden predecir las propiedades termodinámicas y de transporte necesarias para modelar los fluidos o corrientes de proceso.

Si no se dispone de datos de destilación, los simuladores pueden generar una TBP (*true boiling point*) promedio basado en las propiedades globales del hidrocarburo: peso molecular,

densidad. Sin embargo mientras más información se suministre, más exactas serán las propiedades predichas por el simulador, especialmente cuando se trabaja con crudos pesados. Si se dispone de la curva de destilación y se suministran las propiedades físicas globales del hidrocarburo, se obtendrá una mejor predicción de las propiedades de los seudocomponentes y por ende de las corrientes de proceso. Lo ideal es disponer de curvas de laboratorio para el peso molecular, densidad y viscosidad, lo cual aumenta la exactitud de la predicción de propiedades.

A partir del ensayo del crudo o fracción de crudo, se puede caracterizar dicha corriente con la ayuda de un simulador de procesos, para ello se determina el número de cortes ó número de seudocomponentes para cada rango de punto de ebullición.

En general para establecer el número definitivo de seudocomponentes en una corriente, se verifica si el modelo construido en el simulador reproduce las características del crudo en estudio, determinando el porcentaje de desviación entre las propiedades calculadas y los datos de laboratorio. Normalmente se puede aceptar un porcentaje de desviación en las curvas de destilación del orden del margen de error del ensayo.

- Datos termodinámicos:

En esta sección se especifican los métodos termodinámicos para el cálculo de: equilibrios de fases (constantes de equilibrio líquido - vapor y coeficientes de reparto entre fases líquidas), propiedades termodinámicas (entalpías y entropías), propiedades físicas (densidades del vapor y del líquido), propiedades de transporte (viscosidades y conductividades térmicas del vapor y líquido), tensión superficial. La selección del método termodinámico puede hacerse en arreglos predefinidos por el programa o seleccionando un método para cada propiedad requerida. También se pueden definir varios métodos termodinámicos y especificarlos para la operación unitaria que lo requiera.

- Datos de las corrientes:

En esta sección se describen las corrientes de entrada y salida del proceso, definiendo su presión, temperatura, composición y flujo (molar, másico o volumétrico). La composición puede ser establecida en base a componentes puros o a seudocomponentes. También se puede definir una corriente con respecto a otra, en cuyo caso se conserva la composición, pudiéndose especificar nuevas condiciones de presión, temperatura y flujo.

- Datos de las operaciones unitarias:

Por último, se introducen los datos de las operaciones unitarias a simular: intercambiadores de calor, separadores, bombas, columnas de fraccionamiento. Como datos de la operación unitaria

se pueden suministrar las condiciones de operación, identificación de las corrientes de entrada y salida y valores iniciales usados en la primera iteración. (ESSOR-SIMSCI, 1996)

1.5.4. Métodos termodinámicos.

Los simuladores de procesos involucran métodos termodinámicos que permiten calcular propiedades y obtener los resultados esperados. Una buena selección del método termodinámico es de vital importancia para la validación de las simulaciones. Esto se debe a que por medio de ecuaciones de estado, correlaciones generalizadas o métodos de actividad de líquido se pueden estimar propiedades termodinámicas (entalpías, entropías) y constantes de equilibrio (líquido-vapor ó líquido-líquido). Estimar con certeza estas propiedades permitirá la resolución rigurosa de los algoritmos de cálculos de las diversas operaciones unitarias. (Feliu, 2006).

Los procesos de destilación en la industria del petróleo pueden clasificarse en función de la presión de operación en el momento de definir el método termodinámico a emplear de forma tal que se obtengan resultados más confiables. Estos pueden ser:

1. Sistemas a baja presión.

Incluye las unidades de destilación atmosféricas y al vacío. Para las unidades de destilación atmosféricas se recomienda el uso del método termodinámico GS (Grayson-Streed) y para las unidades de destilación al vacío, las correlaciones ofrecidas por el método Braun K10 resultan más apropiadas.

Incluye los fraccionadores de las unidades de craqueo catalítico fluidizado y de los procesos de coquización retardada.

2. Sistemas a alta presión.

Para el caso de las unidades de finales ligeros, donde es apreciable el contenido de fracciones muy ligeras, se propone el uso de los métodos Peng-Robinson (PR), Soave-Redlich-Kwon (SRK).

Para mejor comprensión se presentan algunas características de los métodos mencionados anteriormente.

Sistema termodinámico Grayson – Streed (G-S).

La correlación de Grayson – Streed usa la formulación original de Chao –Seader. Es bueno en simulaciones donde existen despropanizadoras, desbutanizadoras y desisobutanizadoras. En el programa PRO II, los coeficientes especiales para N₂, CO₂ y H₂S son incorporados en el programa. Los límites de trabajo para esta correlación son: (ESSOR-SIMSCI, 1996).

Presión: menor que 3000 psia.

Temperatura: 0 – 800 °F (-20 °C a 450 °C)

Este método asume los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método de Grayson – Streed (G-S), para el cálculo de los valores de la constante de vaporización (K).
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entalpías, tanto del líquido como del vapor.
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entropías, tanto del líquido como del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido.
- Método de Soave – Redlich – Kwong, para el cálculo de la densidad del vapor.

Sistema termodinámico Braun K-10 (BK10):

El método termodinámico Braun K-10 (BK10), es utilizado en simulaciones de condiciones de proceso en la refinación de hidrocarburos pesados a bajas presiones, es ideal para columnas de destilación al vacío. Posee los siguientes rangos de aplicación:

Presión: 0 – 100 Psia.

Temperatura: 100 °F – 1600 °F (37.8 °C – 871.11 °C).

Composición: C₆ y mayores.

En el simulador PROII con PROVISION, cuando es seleccionado el sistema termodinámico (BK10) para llevar a cabo la simulación, son asumidos los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método de Braun K10 (BK10), para el cálculo de los valores de la constante de vaporización en el equilibrio (K).
- Método de Johnson - Grayson (JG), para el cálculo de las entalpías, tanto del líquido como del vapor.
- Método de Curl – Pitzer (CP), para el cálculo de las entropías, tanto del líquido como del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido.
- Método Ideal, para el cálculo de la densidad del vapor.

Sistema termodinámico Peng – Robinson (P-R):

La ecuación de Peng – Robinson fue un intento para extender la ecuación de Van der Waals y así predecir las densidades de los líquidos con razonable exactitud. La forma es relativamente cercana a la ecuación de SRK y específicamente sirve para lograr la convergencia cerca del punto crítico. Aunque la exactitud de la densidad de los líquidos es un tanto mejor por PR en comparación con SRK; para el proceso se toma el método API si la ecuación Peng – Robinson

es seleccionada. Se aplica para producir resultados razonables en los mismos sistemas en los cuales se emplea el modelo Soave – Redlich – Kwong y sobre el mismo rango de operaciones. El rango de aplicación sugerido tanto para el SRK como para el PR es:

Presión: 0 – 500 psia

Temperatura: -460 °F – 1200 °F (237.8 °C – 648.9 °C)

Sistema termodinámico Soave-Redlich-Kwong (SRK01)

Las propiedades termodinámicas de una mezcla de hidrocarburos no ideales pueden ser estimadas por una simple ecuación de estado, siendo ésta válida para ambas fases (líquido y vapor). Dado que la ecuación de estado de Redlich – Kwong tiene solo dos parámetros, la exactitud con la cual se calcula la fase líquida es menor que para la fase vapor. Soave añade un tercer parámetro, el factor acéntrico de Pitzer para la ecuación de Redlich – Kwong. Esta modificación produce una buena predicción del equilibrio líquido – vapor para sustancias puras y mezclas. El modelo SRK es ampliamente usado para una variedad de mezclas de hidrocarburos livianos y medios (muy bueno entre C_1 – C_{10} , no mayores de C_{20}) sobre un amplio rango de condiciones de procesos. Las constantes en este programa han sido usadas para producir resultados razonables para sistemas criogénicos, planta de gas, sistemas de refrigeración.

Este sistema asume los siguientes métodos para calcular las propiedades:

- Método Chao-Seader, para el cálculo de los valores de K.
- Método Curl-Pitzer, para el cálculo de las entalpías tanto para la del líquido como la del vapor.
- Método Soave – Redlich – Kwong (SRK), para el cálculo de la densidad del vapor.
- Método API, para el cálculo de la densidad del líquido. (PRO /II Workbook, 1996).

Recomendaciones para la selección del método termodinámico.

Las unidades de procesos que operan a baja presión en general contienen menos del 3 % del volumen de extremos ligeros, además, las fracciones de petróleos presentes en la alimentación muestran un comportamiento casi ideal. Para estas unidades, la caracterización de las fracciones del petróleo es mucho más importante que el método termodinámico utilizado. El usuario debe probar diferentes métodos de ensayo y ver en primer lugar si los resultados de la simulación están cercanos a los datos reales de la planta.

Puesto que estas unidades contienen una pequeña cantidad de fracciones ligeras, el K10 Braun (BK10) debería ser usado como un primer intento, y es probable que dé respuestas aceptables,

pero este método, sin embargo, ofrecen sólo estimaciones aproximadas para el valor de K de H₂, y no se recomienda para las corrientes que contienen H₂.

Para estos sistemas, y para otros sistemas donde los resultados del método BK10 no son satisfactorios, el Grayson-Streed (GS), Grayson-Streed Erbar (GSE), o Grayson-Streed de Mejora (IGS), pueden utilizarse, estos métodos contienen coeficientes especiales para el hidrógeno y metano, y como tal, proporcionan mejores predicciones para corrientes que contienen pequeñas cantidades de H₂ a bajas presiones. Es importante señalar que la termodinámica predefine los sistemas a utilizar, GS, GSE, e IGS, el rizo-Pitzer (CP) como método de cálculo de entalpías.

Además, la parte superior de mucha de estas unidades de baja presión en general contiene cantidades insignificante de componentes ligeros tales como el metano. En estas condiciones, la ecuación de estado como método Soave-Redlich-Kwong (SRK-01) o Peng Robinson (PR) proporcionará mejores respuestas que la BK10 o los métodos de Grayson-Streed.

Las unidades de crudo que operan a alta presión en general contiene mayor cantidad de fracciones ligeras que las unidades que operan a baja presión, la caracterización de las fracciones de petróleo sigue siendo mucho más importante que el método termodinámico utilizado. El usuario debe probar diferentes métodos de ensayo y ver en primer lugar si los resultados de la simulación están cercanos a los datos reales de la planta. Dado que estas unidades contienen grandes cantidades de fracciones ligeras, los métodos GS, GSE, IGS, SRK, pueden ser utilizados, y es probable que dé respuestas aceptables. (Robles, R.T y Arellano, J.J, 2002).

Como resultado de éste análisis y partiendo de las características del proceso a simular se selecciona el modelo termodinámico Soave-Redlich-Kwong (SRK-01) siguiendo las recomendaciones dadas por el manual de información del simulador.

1.6 Conclusiones parciales del análisis bibliográfico.

Para cumplir estos objetivos se realizó una búsqueda bibliográfica acerca de los documentos y libros presentes en el departamento de documentación de nuestra refinería, además de diferentes bases de datos remota, disponible en INTERNET y otros documentos propios del proceso, incluyendo bases de datos y software. Se concluye lo siguiente:

1. La extracción de crudo y su refino avanza vertiginosamente acortando el período de existencia de las reservas petrolíferas a nivel mundial.
2. La obtención del gas licuado del petróleo a partir de procesos de refinación involucran los procesos de destilación primaria, destilación secundaria y procesos de conversión

profunda, donde la calidad puede variar teniendo en cuenta el tipo de proceso, condiciones de operación y el mercado disponible.

3. Existen en el mercado un importante número de simuladores de procesos de la industria química que permiten comparar alternativas de diseños y/o tecnologías, predecir situaciones y rendimiento de las plantas, además de interactuar con el proceso sin interferir en el mismo, pero la mayoría de ellos no se encuentra disponible en nuestro país.
4. Después de haber analizados las características de los simuladores de procesos anteriores se ha seleccionado el simulador de proceso PRO/II para darle solución al problema de investigación planteado. Este simulador permite interactuar con el proceso sin interferir en el mismo, presenta características apropiadas para complementar los objetivos propuestos en este trabajo además de ser el más factible y viable.
5. El sistema termodinámico más apropiado para el desarrollo de este trabajo es el Soave – Redlich – Kwong (SRK-01), por ser el recomendado para este tipo de proceso según el soporte de información de este simulador, además de proporcionar excelentes resultados para hidrocarburos livianos y medios.

CAPÍTULO II

En este capítulo se describe el proceso tecnológico de la planta de fraccionamiento de gases, se explica la metodología a seguir para la recolección de datos, la obtención del modelo a simular de la planta, validación y análisis de sensibilidad, la evaluación de la columna debutanizadora, además de la realización de los cálculos.

2.1 Descripción del proceso tecnológico.

La Sección 400 está diseñada para el fraccionamiento de gas (fracción 70 °C inestable) proveniente de la planta de destilación atmosférica (Sección 100) y nafta liviana inestable de la planta de reformación catalítica (Sección 200), para obtener la fracción 70 °C estable y la separación de gases licuados del petróleo con el fin de desprender propano, n-butano, Isobutano y gas seco.

Por diseño, la composición de la materia prima es la siguiente:

Proveniente de la planta de destilación atmosférica, se alimenta un flujo de 27,98 m³/h estándar. Desde la planta de reformación catalítica, se alimenta un flujo de 1,78 m³/h estándar, así como gas de estabilización de esta misma sección con un flujo de 9.70 m³/h. Esta composición se muestran en el anexo I y la composición molar de la mezcla resultante se encuentra en el anexo II.

Los procesos que forman parte de esta planta son los siguientes:

- Sistema de Neutralización de la materia prima con sosa cáustica.
- Obtención del GLP y de la fracción PIE 70 estable en la torre T-401/1.

La fracción PIE 70 inestable de la sección 100 y la nafta liviana inestable de la sección 200, se somete a la refinación del sulfuro de hidrógeno con un 15 % de solución alcalina en los tambores de reposo que trabajan normalmente en serie, para el ahorro de sosa cáustica, pero tienen la facilidad de trabajar en paralelo.

La materia prima es lavada (alcalización) con sosa cáustica al 15 %, y es descargada a la línea de recirculación por la bomba; en la entrada de los tambores se encuentran los eyectores 1,2. La alimentación de la sosa es periódica y la misma se repone a medida que se reduzca su concentración. Estos tambores cuentan con interruptores de nivel interface, con alarma por baja (20 %) y por alta (80 %).

A continuación, en la figura 2.1, se muestra el esquema de la planta de fraccionamiento de gases.

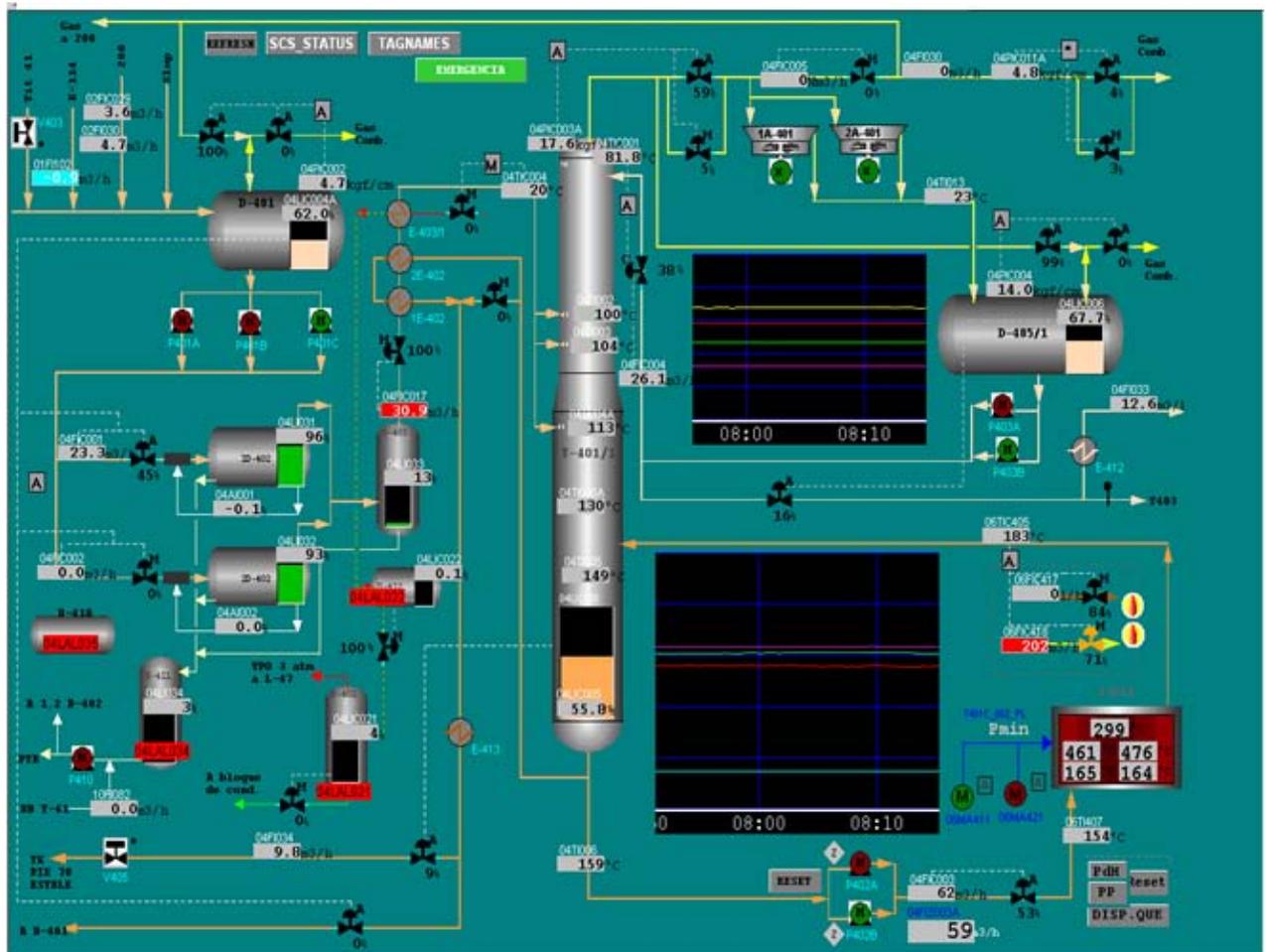


Figura 2.1. Esquema general de la planta en estudio

Cuando se logra el lavado con sosa cáustica de la fracción PIE-70 inestable ésta pasa al tambor clarificador. Los posibles arrastres de sosa cáustica que se separan se envían desde el clarificador al tambor de sosa usada, aquí es tratada con vapor, para eliminar los posibles gases que contenga. Luego de un tiempo de reposo la sosa ya tratada y enfriada es succionada por una bomba y descargada hacia la planta de tratamiento de residuales (PTR). Terminado el proceso de alcalización, la fracción PIE 70 inestable y la nafta liviana inestable se dirige hacia la torre T-401/1 donde se separa el gas licuado del petróleo de la nafta ligera estable, esta última se obtiene por el fondo. Por el tope el exceso de nivel del tanque de reflujo se enfría y se envía a las balas de GLP (gas licuado del petróleo).

El PIE 70 estable será utilizado para mezclas de gasolina en patio de tanques (MCP) y el GLP (mezcla de C₃ y C₄) se comercializará. (Lengiproheftekhim, 2002) y (TIVENCA, 2007).

Se hace la aclaración que del proceso tecnológico en estudio no se trabaja con el sistema de neutralización de la materia prima con sosa cáustica, se toma el proceso de obtención de GLP y la fracción PIE 70 estable en la torre T-401/1.

2.2. Caracterización de la materia prima y productos obtenidos.

Para el desarrollo de esta investigación se recopilan y analizan ensayos de laboratorios correspondientes a un año de trabajo de la planta de fraccionamientos de gases, estos ensayos fueron tomados del gráfico de control analítico del laboratorio, que tiene una frecuencia de realización de los análisis de una vez al mes, con el objetivo de caracterizar las corrientes de procesos, productos finales y utilizar esta información en la validación y simulación de la planta en estudio. Se utiliza la composición de las corrientes de salida para caracterizar la alimentación de la planta (corrientes de entradas).

Estos ensayos comprenden la calidad de los productos obtenidos tanto del GLP como la de la nafta ligera estable o PIE 70 estable, también se toman datos de mediciones de instrumentos y se recopilan datos de diseño y de operación de todos los equipos involucrados en el proceso, utilizando gráficos y ficha técnica de los mismos. (Lengiproheftekhim, 2002) y (TIVENCA, 2007).

Las condiciones de operación de equipos e instrumentos correspondientes a los ensayos de laboratorios que se analizan se toman de software exaquantum, mediante el cual se accede a una base de datos de los parámetros operacionales que registra el sistema de control de la planta de fraccionamiento de gases, para seleccionar estos datos se tuvo en cuenta el gráfico de control analítico del laboratorio, de manera que existiera una correspondencia con la hora de toma de muestra y las condiciones de operación que había en la planta en esos momentos.

En el anexo III aparecen algunas de las condiciones de operación tomadas del software exaquantum en correspondencia con las muestras, para caracterizar las corrientes de proceso que se tienen en cuenta para el análisis.

Mediante el método de observación y el análisis de los documentos emitidos por el laboratorio se determina la existencia del problema de investigación.

En la tabla siguiente se muestran los ensayos de laboratorio que permiten caracterizar las corrientes de proceso.

2.2.1 Ensayos de laboratorios realizados.

Tabla 2.1. Ensayos de laboratorios

	Productos	Determinación	Método y /o equipos de laboratorio
Fondo T-401	PIE-70 Estable	Composición (% v/v)	Cromatografía
Tope T-401	GLP S-400	RVP (MPa) Azufre (mg/kg) Composición (% v/v) Gravedad específica (g/cm ³)	ASTM 1267 ASTM 6667 Procedimiento ASTM 2598

Selección de la muestra

Para seleccionar la muestra que se va a utilizar para el desarrollo de este trabajo se analizan las muestras que cumplen con las especificaciones de calidad de los productos y se procesan estadísticamente mediante el cálculo de la media, la desviación estándar y el coeficiente de variación por la siguiente fórmula.

$$CV = \frac{S}{\bar{X}} \cdot 100 \quad (\text{Ec.2. 1})$$

Donde:

- CV (coeficiente de variación)
- S (desviación estándar)
- X (media)

En las tablas 2.2 y 2.3 se muestran los ensayos de laboratorios utilizados para este análisis.

Tabla 2.2. Ensayos de laboratorio-GLP.

Elementos	GLP-Sección-400-S-E 412 - Composición (% volumen)						
	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5	Muestra 6	Muestra 7
Propano	28.73	24.17	25.47	23.6	19.15	18.87	20.86
Propileno	0	0	0	0	0	0	0
Iso-Butano	27.77	25.83	25.89	34.55	21.78	20.65	20.93
N-Butano	40.74	48.34	46.78	49.07	57.53	58.88	56.12
RVP (MPa)	7.13	6.2	6.37	6.65	5.63	5.64	6.04
Gravedad Específica(g/cm ³)	0.5498	0.5562	0.5549	0.5544	0.5613	0.5615	0.5588
Densidad	0.5505	0.5564	0.5552	0.5546	0.5609	0.5617	0.559
Peso Mol	52.8	53.81	53.58	53.55	54.63	54.64	54.18
Valor Calórico	11891.2	11879	11881.7	11882.5	11870.2	11870.4	11875.7
C ₃ + Ligeros	31.48	25.83	27.26	26.38	20.65	20.47	22.93
Butanos =	68.5	74.17	72.67	73.62	79.31	79.53	77.06

Tabla 2.3. Ensayos de laboratorio PIE-70 Estable.

Elementos	HK-Estable – Muestras (% volumen)						
	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5	Muestra 6	Muestra 7
Parafinas	53.01	52.24	49.99	56.8	55.29	51.02	51.82
Iso Parafinas	45.05	42.09	43.88	38.81	43.14	47.11	45.78
Total de Parafinas	53.01	52.24	49.99	56.8	55.29	51.02	51.82
P C5	46.06	49.19	49.38	45.87	54.89	50.29	49.29
Total de Iso Parafinas	45.05	42.09	43.88	38.81	43.14	47.11	45.78
IP IC5	40.94	40.28	41.29	34.92	42.09	44.91	43.13

Luego del análisis estadístico realizado a la información del laboratorio y con las especificaciones de calidad que existe para cada producto se hace la selección de la muestra.

2.3. Metodologías para la simulación del caso de estudio y obtención del modelo.

Para el desarrollo de esta tarea, se utiliza el simulador de procesos PRO II en su versión 8.1 desarrollado por *SIMSCI ESSOR* para simular la planta de fraccionamiento de gases y alcanzar los resultados esperados de obtener los parámetros de operación en la torre T-401/1 que permitan un GLP con un contenido de pentano hasta 0.45 % v, según especificación de la norma establecida por Cupet. (Cupet, 2008) Ver anexo IV

Este simulador permite hacer una representación del proceso mediante ecuaciones. Los datos necesarios para operar el PRO/II se pueden proporcionar en casi cualquier orden, y PRO/II indica cuando faltan datos por suministrar requeridos por el sistema. Sin embargo, es deseable seguir un camino lógico a la hora de la introducción de los mismos. Por consiguiente, generalmente se recomienda comenzar por construir un diagrama de flujo secuencial de la simulación. (López, 1999)

2.3.1 Pasos a seguir en la simulación.

Paso 1

Dibujar el diagrama de flujo.

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. (Himmelblau, 1997)

Los diagramas de flujo se transforman en diagramas de flujo de información (DFI) para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa a una operación o proceso.

- La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.
- La confección del diagrama de flujo de información se realiza fácilmente siguiendo de cerca el diagrama de flujo del proceso.
- Para la construcción del DFI se tienen en cuenta todos los equipos y operaciones que intervienen (por ejemplo las operaciones de mezclado y separación de corrientes).
- Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos.
- Varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo.

Se selecciona las operaciones unitarias necesarias (equipos de procesos) para los cálculos del diagrama de flujo. Las corrientes de procesos se conectan a los diferentes equipos siguiendo una lógica del proceso permitiendo el paso de información de una unidad a otra. (ESSOR-SIMSCI, 1996)

Paso 2

Definir los componentes en su sistema.

La selección de los componentes del sistema permite adicionar los componentes puros del sistema con sus propiedades físicas asociadas.

Es mejor ordenar los componentes en el orden de volatilidad, empezando con el componente más ligero. Definiendo el agua como el primer componente en los sistemas de hidrocarburos/agua, luego se suministran los datos de los hidrocarburos. (ESSOR-SIMSCI, 1996)

Las corrientes pueden definirse a partir de ensayos de laboratorio. Típicamente, tales ensayos consistirían en datos de la destilación (TBP, ASTM D86), datos de gravedad específica (valor promedio del corte y posiblemente una curva de gravedad) y quizás los datos para el peso molecular, componentes ligeros y propiedades físicas especiales y específicas de la refinación tales como el contenido de azufre, etc. En este estudio las corrientes se definen por la información que reportan los ensayos de laboratorios, por lo que no hay gastos por reactivos, ni otros consumos en el laboratorio.

Esta información se usa por PRO/II para producir uno o más juegos de pseudocomponentes para representar la composición de cada corriente. (ESSOR-SIMSCI, 1996)

Paso 3

Seleccionar el método termodinámico y propiedades de transporte.

Para muchos problemas de simulación, se pueden usar métodos predefinidos, según el tipo de proceso tecnológico en cuestión y/o los componentes del sistema. Para hacer esta selección se analizaron documentos y soportes de información del propio simulador, así como el organigrama que involucra todos los métodos (ESSOR-SIMSCI, 1996) ver anexo V.

PRO/II utiliza siempre el modelo predefinido a menos que en algún caso particular se especifique la utilización de otro modelo.

Para realizar la simulación de la planta de fraccionamiento de gases en la sección 400 de la Refinería Camilo de Cienfuegos se selecciona el modelo termodinámico Soave – Redlich – Kwong (SRK), método recomendado para este tipo de proceso según manual de información del simulador, este es un método basado en las correlaciones de Chao Seader. El SRK

proporciona mejor respuestas que el de BK10 o los métodos de Grayson-Streed. (PRO /II Workbook, 1996)

Paso 4

Suministrar datos para las corrientes.

Aquí se debe proporcionar las condiciones térmicas, los flujos, y composiciones para todas las corrientes de alimentación al proceso. El resto de las corrientes hereda las propiedades por conectividad del sistema. (PRO /II Workbook, 1996)

Se suministran tres tipos de información fundamentalmente: la condición térmica de la corriente, la proporción de flujo, y la composición de la misma.

Corrientes de proceso.

Se define por el software el nombre de la corriente, si no se desea el propuesto, entonces el usuario puede utilizar el más conveniente. Se selecciona el tipo de corriente, para el caso de estudio está compuesta a partir de la composición de la fracción PIE-70 inestable procedente de la destilación atmosférica (Sección 100) y la nafta liviana inestable de la planta de reformación catalítica (Sección 200). Para las corrientes de entradas se toman las características de las corrientes de salida (producto GLP y PIE-Estable), ver epígrafe 2.2.

Además se deben introducir los valores de flujo de las corrientes (volumen, peso o mol), las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentra la corriente, como se muestra más abajo en las figura 2.2 y 2.3.

The image shows a software dialog box titled "PRO/II - Stream Data". It has a menu bar with "UOM", "Range", "Help", "Tag", "Overview", "Status", and "Notes". The "Stream" field contains "GLP-R-M" and the "Description" field is empty. Below this, "To Unit" is set to "M1". The "Stream Type" section has a list box with "Composition Defined" selected, and buttons for "Flowrate and Composition...", "Stream Solids Data...", and "Stream Polymer Data...". The "Thermal Condition" section has "First Specification" set to "Temperature" with a value of "40.00" and unit "C", and "Second Specification" set to "Pressure" with a value of "7.0000" and unit "kg/cm²g". The "Thermodynamic System" is set to "Default (SRK01)". At the bottom are "OK" and "Cancel" buttons.

Figura 2.2. Datos del análisis de la corriente GLP tope T-401/1.

PRO/II - Stream Data

UOM Range Help Tag Overview Status Notes

Stream: Description:

To Unit: M1

Stream Type

- Composition Defined
- Petroleum Assay
- Referenced to Stream
- Solids Only Stream

Thermal Condition

First Specification:

C

Second Specification:

kg/cm²g

Thermodynamic System:

Figura 2.3. Datos del análisis de la corriente PIE estable fondo T-401/1.

Una vez introducidos los datos correspondientes a este menú, se pasa a caudal de flujo y luego a propiedades de inspección de las refinerías (*Refinery Inspection Properties*) para adicionar datos referidos a las propiedades físicas de los cortes de hidrocarburos y finales ligeros (*Lihgt ends*) y suministrar información relacionada con el contenido de las fracciones ligeras de la corriente. Ver figura 2.4 y 2.5

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream GLP-R-M

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: kg/hr

Individual Component Flowrates

Copy	Component	Composition
Paste	METHANE	
	ETHANE	2.7900
	PROPANE	23.600
	BUTANE	49.070
	PENTANE	
	HEXANE	
	HEPTANE	

Total: 100.01 Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

Figura 2.4. Datos de la composición de la corriente GLP tope T-401/1.

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream HKEST

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: kg/hr

Individual Component Flowrates

Copy	Component	Composition
Paste	METHANE	
	ETHANE	
	PROPANE	0.020000
	BUTANE	9.8100
	PENTANE	45.870
	HEXANE	1.0300
	HEPTANE	0.070000

Clear Compositions Total: 100.65 Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

OK Cancel

Figura 2.5. Datos de la composición de la corriente PIE estable fondo T-401/1.

Paso 5

Introducir las condiciones de operación de la unidad.

Esto se realiza introduciendo los datos para cada unidad de funcionamiento (equipamiento) del esquema de flujo diseñado previamente para acceder a sus ventanas de entrada de datos. Los códigos coloridos (rojos) indican qué datos usted debe proporcionar y qué datos tienen los valores predeterminados. (PRO /II Workbook, 1996)

Principales equipos del sistema en estudio

Para la simulación, el proceso se puede representar como un modelo en los que las ecuaciones y cada subsistema o equipo se codifican de modo que pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un modelo es un elemento individual del diagrama de flujo. Cada modelo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo o que sale de él.

A continuación se muestran los principales equipos que componen el esquema con la información asociada necesaria.

La planta de fraccionamiento de gases está compuesta por varios módulos, los cuales son:

- **DRUM** (tambor alimentación)
- **MIXER** (mezclador)
- **PUMP** (bombas)
- **HEAT EXCHANGER** (intercambiador de calor)
- **VALVE** (válvula)
- **SPLITTER** (separador)
- **COLUMM** (torre debutanizadora)
- **FIRED HEATERS** (horno)
- **SEPARATOR** (tambor separador)
- **COOLER** (enfriador por aire)

A continuación se hace una referencia a algunos módulos que intervienen en el proceso.

Módulo **DRUM**

En este módulo se indican las condiciones de presión de las corrientes de entradas que se dirigen al módulo que le sigue, en la figura 2.6 se muestran estas condiciones.

Figura 2.6. Datos del tambor de alimentación D-401.

Módulo *MIXER*

Este módulo realiza un balance completo de materia y energía en el punto mezcla. Si se conocen las propiedades de las corrientes de entrada (temperatura, presión, flujo y composición), las propiedades de la corriente de salida serán calculadas automáticamente de forma rigurosa.

Módulo *PUMP*

El módulo *PUMP* es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión desconocida, la temperatura o la eficiencia de la bomba. Los cálculos se basan en la ecuación de potencia de una bomba estándar usando la elevación de la presión, el flujo de líquido y la densidad de la sustancia. (Martínez, Alonso, López, y Rocha , 2000)

$$Potencia\ requerida_{IDEAL} = \frac{(P_{SALIDA} - P_{ENTRADA}) \times F}{\rho} \quad (Ec.2.2)$$

Donde:

F: flujo de líquido; kg/s

ρ : densidad del líquido; kg/m³

Nótese que la ecuación define la potencia ideal necesaria para elevar la presión de entrada del líquido. La potencia real requerida se define a partir de la eficiencia de la Bomba:

$$\eta = \frac{Potencia\ requerida_{IDEAL}}{Potencia\ requerida_{REAL}} \times 100 \quad (Ec.2.3)$$

Donde:

η : eficiencia de la bomba; %

Combinando las dos ecuaciones, el cálculo de la potencia real requerida para **PUMP** quedará:

$$Potencia\ requerida_{REAL} = \frac{(P_{SALIDA} - P_{ENTRADA}) \times F}{\rho \times \eta} \quad (Ec.2.4)$$

Si la alimentación está completamente definida, se necesitará solo dos variables para calcular todos los parámetros desconocidos:

- Presión de salida o Caída de Presión
- Eficiencia
- Potencia de la bomba

Los parámetros aplicables al módulo *PUMP* son la eficiencia adiabática, la elevación de la presión y la potencia de la bomba. Si se especifican las presiones de las corrientes de entrada

y salida, el simulador de procesos calculará la elevación de la presión y si se le introduce esta, calculará la presión de salida.

Al igual que para las corrientes se puede aceptar la nomenclatura propuesta o asignar un código por el usuario. Como dato principal a suministrar se encuentran las opciones de presión que se proponen, seleccionando una de ellas y la eficiencia de la bomba que es 70 % como aparece en la figura 2.7.

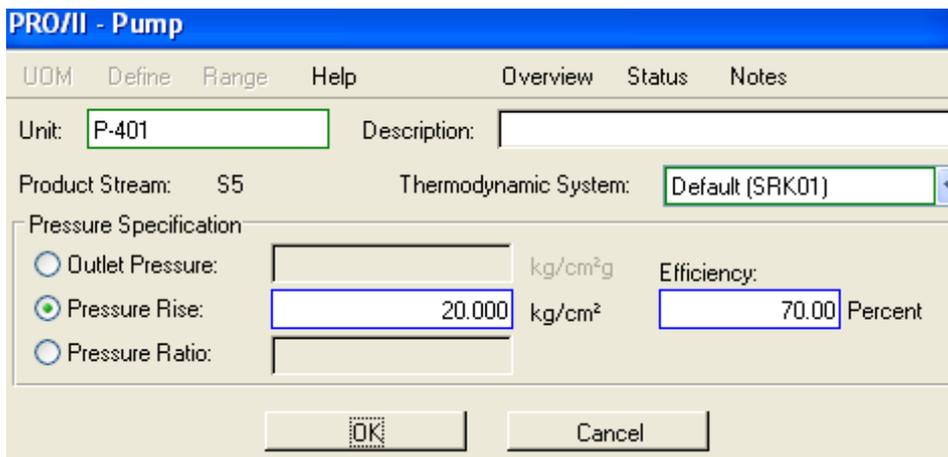


Figura 2.7. Datos de una de las bombas incluidas en el diagrama de simulación.

En la tabla 2.4 muestran los datos de todas las bombas incluidas en el modelo a simular.

Tabla 2.4. Datos de las bombas incluidas en el diagrama de simulación.

Bomba	Eficiencia (%)	Variación de presión(kg/cm ²)
P-401	70	20
P-402	70	9.6
P-403/1	70	10.5

Módulo *HEAT EXCHANGER*

El módulo *HEAT EXCHANGER* representa los cálculos de balance de materia y energía de ambos lados del intercambiador. Este módulo es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), los flujos de materiales del equipo o el producto coeficiente por el área.

Al escoger el modelo *HEAT EXCHANGER* para el análisis, se puede seleccionar el modelo *End Point*, un modelo ideal en contracorriente, *Weighted*, un método de evaluación en Estado Estacionario (**EE**) y un método de evaluación en Estado Dinámico (**ED**) para la simulación.

Los cálculos están basados en los balances de energía de los fluidos caliente y frío

$$\left[F_{cold} * (H_{out} - H_{in})_{cold} - Q_{leak} \right] - \left[F_{hot} * (H_{out} - H_{in})_{hot} - Q_{loss} \right] = 0 \quad (\text{Ec.2.5})$$

Donde:

F – Flujo másico, kg/s.

H – Entalpía, kJ/kg.

Q_{leak} – Calor de escape, kW.

Q_{loss} – Calor perdido, kW.

Los subíndices *cold* y *hot* designan a los fluidos fríos y calientes, así como *in* y *out* se refieren a las condiciones en la entrada y en la salida, respectivamente.

Se debe introducir el tipo de cálculo deseado para este equipo (evaluación - predicción, flujo de calor fijo, temperatura de salida de los tubos y temperatura de salida de la coraza). El número de tubos por coraza y/o el diámetro de la coraza o el área por coraza.

Como configuración se especifica la misma de acuerdo a los criterios de clasificación de la norma TEMA, para este caso todos son del tipo AES (cabezal móvil con un paso por la coraza y cabezal flotante con respaldo). Para los deflectores se define el tipo y el porcentaje del corte. Los tubos se caracterizan a través de su diámetro externo e interno, su longitud y el arreglo. Como se muestra en la figura 2.8.

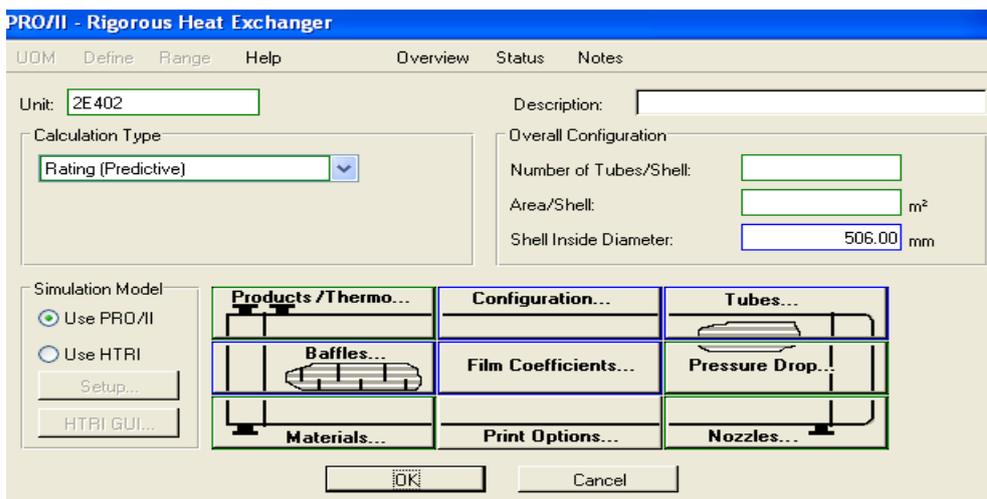


Figura 2.8. Datos de uno de los intercambiadores incluidos en el diagrama de simulación.

En la tabla 2.5 se muestran los datos de todos los intercambiadores incluidos en el modelo a simular.

Tabla 2.5. Datos de los intercambiadores incluidos en el diagrama de simulación.

Equipo	Diámetro coraza (mm)	Diámetro tubos (mm)	Longitud tubos (m)	Diámetro fuera tubos (mm)	Variación presión tubo (kg/cm ²)	Variación presión carcasa (kg/cm ²)	Calor específico (Kcal/hr.m ² .K)
1,2E402	506	15	6	20	1	0.5	244.12
	506	15	6	20	1	0.5	244.12
E-403	602	20	6	25	1	0.5	244.12
E-412	325	15	6	20	1	0.5	244.12
E-413	602	20	6	25	1	0.5	244.12

Módulo *VALVE*

Esta operación realiza un balance de materiales y energía entre las corrientes de entrada y salida del Módulo *VALVE*. Para el cálculo se asume que en la operación hay variación de la presión. Las siguientes variables pueden ser especificadas por el usuario para esta operación. Para el cálculo del módulo se requieren solo tres de ellas:

- Temperatura de entrada
- Presión de entrada
- Temperatura de salida
- Presión de salida
- Caída de presión

Módulo *COLUMN*

El módulo *COLUMN* no es más que una columna de platos donde se realiza el fraccionamiento de los diferentes hidrocarburos ligeros en dependencia de sus temperaturas de ebullición. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondiente a la torre. Los cálculos se basan en los balances de materiales y energía dentro de una torre de platos:

$$N_A = k_y (y_{AG} - y_{Ai}) = k_x (x_{Ai} - x_{AL}) \quad (\text{Ec.2.6})$$

Donde:

N_A : Flujo molar de A en función de los coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

K_y y k_x : Coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

y_{AG} y x_{AL} : Composición para cada fase

y_{Ai} y x_{Ai} : Composición en la interface

Luego en función de los coeficientes globales de la transferencia de masa nos queda que:

$$N_A = K_y (y_{AG} - y^*_A)$$

Donde:

K_y : Coeficiente global de la transferencia de masa.

y^*_A : Composición en el equilibrio.

Como primer dato a introducir está el número de etapas teóricas de la columna, donde el primer plato corresponde al condensador de tope y el último al rehervidor de fondo, es importante aclarar que en nuestro caso de estudio la numeración de los platos es contrario o sea el primer plato corresponde al rehervidor de fondo y el último al condensador de tope. Además se definen los platos de alimentación y las corrientes que alimentan y salen de la columna.

Se introducen valores relativos al perfil de presiones (total o para cada uno de los platos) especificando el valor de la presión de tope y la variación de presión de la columna.

Para la hidráulica de los platos deben suministrarse las características de los platos, entre ellas el diámetro del plato, de la válvula, la altura del tabique de drenaje, la distancia entre platos, el espacio libre debajo del bajante. (PRO /II Workbook, 1996)

También como dato importante se encuentran las especificaciones que se quieren obtener en dicha columna las que se muestran en la figura 2.9.

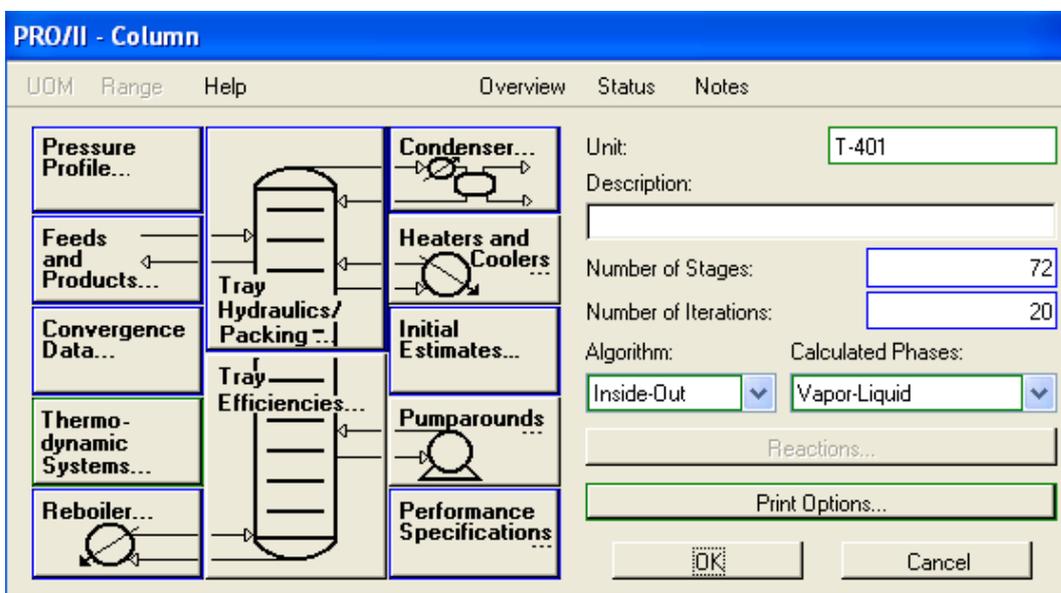


Figura 2.9. Datos de la torre incluida en el diagrama de simulación.

A continuación se muestran las tablas 2.6 y 2.7 donde se recogen los datos de la columna involucrada en el modelo simulado.

Tabla 2.6. Datos de la torre T- 401/1

Equipos	Número de platos	Presión tope (kg/cm ²)	Variación de presión (kg/cm ²)	Flujo por plato (m ³ /h)	
				1	72
T-401/1	72	17.5	0.6	5.00	59.2

Tabla 2.7. Datos de temperatura de la torre T- 401/1

Equipo	Temperatura por platos (°C)				
	41	44	47	tope	fondo
T-401/1	131.	114.	105.	86.4	152

Módulo FIRED HEATERS:

Es un módulo que se encuentra dentro de la clasificación de los equipos por transferencia de calor, se especifica con un margen del 10 % del servicio normal. Este margen se refiere tanto al proceso como a una parte del recalentamiento de vapor. La eficiencia mínima es de un 90 % la cual se alcanza por el precalentamiento del aire, al quemar gas combustible o fuel.

En la figura 2.10 que se muestra a continuación aparecen los parámetros de entrada del módulo fired heaters.

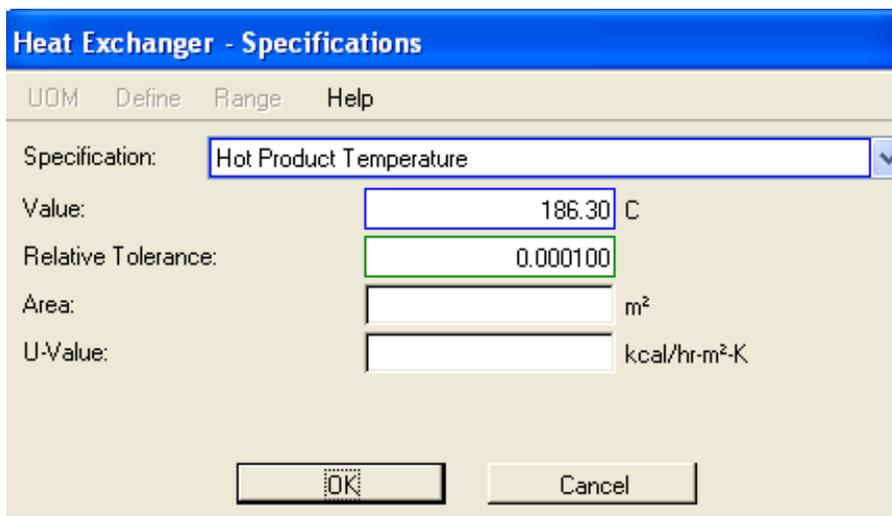


Figura 2.10. Datos de entrada del módulo fired heaters.

En la tabla 2.8 se muestran los datos de entrada del hornos.

Tabla 2.8. Datos de entrada de hornos.

Horno	Temperatura (° C)
F-401/01	186.3

Módulo SEPARATOR

El módulo **SEPARATOR** es básicamente un tanque *flash*. La presión a la cual se realiza el *flasheo* es a la menor presión de la alimentación menos la caída de presión a través del equipo. El **SEPARATOR** puede usar una corriente conocida para calcular las propiedades de las corrientes de salida. Los parámetros a especificar son:

- La composición de un producto.
- La temperatura o la presión de una corriente de salida.

Módulo COOLER

Los módulos **COOLER** son intercambiadores de calor de un solo lado. La corriente de entrada es enfriada (o calentada) hasta las condiciones de salida requeridas y la corriente de energía proporciona la diferencia de entalpía entre las dos corrientes. Estos módulos son muy útiles cuando solo interesa conocerse cuánta energía se necesita para enfriar o calentar una corriente de proceso con una utilidad, desconociendo las condiciones de dicha utilidad.

El módulo **COOLER** usa las ecuaciones básicas; la diferencia fundamental es el signo convencional para el flujo de energía. Para un **COOLER**, la entalpía o el flujo de calor de la corriente de energía será sustraído de la corriente de entrada.

Módulo RECYCLE

El módulo **RECYCLE**, es una operación lógica que realiza las iteraciones hasta alcanzar la convergencia del sistema. El módulo instala un bloque teórico en la corriente del proceso. Las condiciones de la corriente pueden ser transferidas hacia delante o hacia atrás, en términos de solución se coloca entre la corriente asumida o de corte y la corriente calculada. El simulador de procesos emplea un método de aproximaciones sucesivas para alcanzar la convergencia del sistema con la tolerancia especificada.

Para cada uno de los equipos que conforman el esquema se obtienen los datos de sus características constructivas a partir de las fichas técnicas que están en la Refinería.

El objetivo de este paso es seleccionar el módulo donde se debe comenzar la simulación.

Se debe empezar por la unidad que tenga las corrientes de entradas definidas y que permita el cálculo de los restantes módulos de forma consecutiva. (Martínez,V.H, Alonso,P.A, López,J y Rocha, J.A., 2000)

Paso 6

Ejecutar la simulación del proceso.

El simulador PRO/II usa códigos coloridos para permitir saber cuándo se ha proporcionado la información suficiente para realizar los cálculos. Cuando no aparece ningún equipo ni corriente señalado en color rojo, esto indica que se está listo para ejecutar la simulación.

Paso 7

Analizar los resultados de la simulación.

El PRO II ofrece una gran variedad de reportes de salida para analizar los resultados de la simulación. Estos permiten responder las siguientes preguntas: ¿Los resultados calculados son razonables?, ¿Cómo son los resultados obtenidos comparados con los datos de la planta?, ¿Las diferencias pueden reconciliarse?

¿Se necesitan los datos más precisos para una mejor caracterización del alimento?, ¿El modelo termodinámico utilizado es adecuado? (Robles, 2002)

Una vez cumplidos con todos los requisitos exigidos por el programa se procede a su ejecución. La simulación se da por terminada de forma satisfactorias si todos los componentes que forman el esquema de flujo de proceso quedan delineados y rellenos de color azul. Esto significa que el modelo converge y es consistente. (PRO /II Workbook, 1996)

2.4. Validación del modelo.

Para ajustar y validar el modelo de la planta en estudio, se trabaja con el caso base ya ajustado con las condiciones de diseños y se simula con los datos que aporta la muestra de laboratorio seleccionada, además se utiliza el software exaquantum para tomar las condiciones de operación actuales de la planta que existía a la hora de tomar la muestra; estas condiciones están en correspondencia con la muestra seleccionada, esto nos permite obtener un modelo de la planta en estudio.

Se trabaja con el modelo de simulación obtenido y se analiza mediante la comparación de los parámetros operacionales obtenidos en el simulador incluyendo la composición de los productos, con las condiciones del proceso real.

Las condiciones de operación y la composición de los productos que se tuvo en cuenta para realizar el análisis de comparación se indican en las tablas 2.9 y 2.10.

Tabla 2.9. Condiciones de operación

Condiciones de trabajo	Valor real	unidades
Temperatura Inyecta a la Torre (T-401/1)	114.9	°C
Temperatura tope de la Torre (T-401/1)	86.4	°C
Temperatura Fondo de la Torre (T-401/1)	152.2	°C
Temperatura salida del Horno(F-401/1)	186.3	°C
Duty del Horno (F-401/1)	1.93	M*kcal/hr

Tabla 2.10. Composición de las corrientes

Composición	Valor real	unidades
GLP		
Propano	22.57	% volumen
Butano	48.37	% volumen
Pentano	0	% volumen
Iso Butano	26.73	% volumen
Iso Pentano	0	% volumen
PIE-70 Estable		
Butano	9.81	% volumen
Pentano	45.87	% volumen
Iso Butano	0.03	% volumen
Iso Pentano	34.92	% volumen

Las variables obtenidas se comparan con los resultados reales y se calcula el % de error.

Este cálculo del % de error se realiza a través de la fórmula siguiente:

$$\% \text{ Error} = \frac{\text{Proceso real} - \text{Proceso simulado}}{\text{Proceso simulado}} * 100 \text{ (Ec. 2.7)}$$

2.5. Análisis de sensibilidad

Para realizar el análisis de sensibilidad se simula con diferentes valores de composición en relación al contenido de isopentano en el tope de la torre T-401/01, y se analiza la sensibilidad del proceso a través de los resultados obtenidos en el simulador para comprobar si este tiene respuestas lógicas ante cambios realizados en el proceso, este análisis se realiza en lo fundamental en el condensador de tope.

Los valores de contenido de isopentano utilizados para este análisis están en el rango desde 0.0001000 kg mol/hr hasta 0.0008500 kg mol/hr con un paso de 0.0004500 kg mol/hr, este rango de trabajo seleccionado nos permite abarcar valores por encima y por debajo del valor hasta donde se quiere reducir el contenido de pentano en el GLP y ver el comportamiento de la variable independiente en función de las variables utilizadas en la respuesta, que en este caso van a estar relacionadas con el comportamiento de la temperatura de tope ,el flujo de GLP a tanque ,el reflujo al tope de la torre ,contenido de pentano e isopentano y la *duty* del condensador de tope.

Los resultados que más incidencia tengan se representan en gráficas para un mejor análisis.

Luego de concluir con el ajuste del modelo y de obtener un margen de error hasta un 10 %, además de demostrar la sensibilidad del proceso se valida el modelo utilizado.

2.6. Metodología para la evaluación de la columna debutanizadora.

Se realiza la simulación de la planta en estudio y la evaluación de la columna debutanizadora, con el objetivo de determinar los parámetros de operación que permitan obtener una calidad en el GLP de 0.45 % volumen en relación al contenido de pentano, para esto se utiliza un rango de trabajo que incluyen los valores máximos que exige la norma para el mercado de Cupet y el mercado de Moa.

En la tabla 2.11 se indica el rango de trabajo que se tuvo en cuenta para la simulación.

Tabla 2.11. Rango de trabajo para la simulación

Producto	Mercado	
	Cupet	Moa Sherrit
C ₅ + Pesado	2 máximo % v/v	0.45 máximo % v/v

Para esto se realizan varias simulaciones donde se disminuye el contenido de pentano desde 2 máximo hasta 0.45 máximo % v/v, posteriormente se analizan los resultados obtenidos en cada una de las simulaciones. Este análisis incluye parámetros de operación entre los que se

encuentran la temperatura de inyecta a la torre, temperatura del tope y fondo de la torre ,temperatura de la corriente salida del horno y la duty del reboiler, además de la composición del producto GLP en relación al contenido de pentano ,luego del análisis se selecciona la simulación que permita determinar los parámetros de operación en la planta de fraccionamiento de gases que reduzcan el contenido de pentano en el GLP hasta 0.45 %v/v.

CAPÍTULO III

En este capítulo se presentan los resultados que se obtienen al aplicar las metodologías para la obtención, simulación y validación del modelo de la planta de fraccionamiento de gases (S-400) en el simulador de procesos Pro II en su versión 8.1, además del resultado del análisis realizado para la selección de la muestra mediante el cálculo del % de error y el análisis de sensibilidad.

3.1 Caracterización de la materia prima y productos obtenidos

Se analizaron los ensayos de laboratorios realizados en un período de un año de trabajo de la planta de fraccionamiento de gases; estos ensayos corresponden a los productos obtenidos, que son GLP destino Cupet y Moa Sherrit tope de la torre, además de PIE 70 estable (nafta estable) fondo de la T-401/1.

Los datos de laboratorio fueron analizados estadísticamente donde se calculó la media, la desviación estándar, y el coeficiente de variación (CV) para demostrar que los mismos son representativos.

En la tabla 3.1 se indica el resultado del análisis estadístico para el GLP.

Tabla 3.1. Resultado del análisis estadístico para el GLP

	GLP	Composición(%volumen)	
	Media	Desviación	CV
Propano	22.98	3.58	15.60
Iso-Butano	25.34	4.92	19.42
N-Butano	51.06	6.64	13.01
RVP	6.24	0.54	8.66
Gravedad Específica(g/cm ³)	0.56	0.01	0.75
Densidad	0.56	0.001	0.71
Peso Mol	53.88	0.66	1.22
Valor Calórico	11878.66	7.42	0.06
C3+ Ligeros	25.00	3.94	15.78
Butanos =	74.98	3.95	5.26

En la tabla 3.2 se presentan los resultados para el caso de los análisis correspondientes a los ensayos del PIE 70 estable o nafta estable.

Tabla 3.2.Resultado del análisis estadístico para e la nafta estable.

Elemento	PIE 70 Estable	Composición(%volumen)	
	Media	Desviación	C.V
Parafinas	52.88	2.40	4.54
Iso Parafinas	43.69	2.73	6.24
Total de Parafinas	52.88	2.40	4.54
P C5	49.28	3.01	6.11
Total de Iso Parafinas	43.69	2.73	6.24
IP IC5	41.08	3.12	7.60

Analizando los resultados obtenido en las tablas anteriores podemos decir que existe una dispersión moderada en cuanto al coeficiente de variación, tanto para el GLP como para la nafta estable o PIE 70 estable, esto nos permite decir que los datos aportados por el laboratorio son representativos.

Como resultado del análisis estadístico realizado a la información del laboratorio unido a las especificaciones de los productos obtenidos se selecciona la muestra 4 por tener los valores más cercanos a las condiciones reales del proceso.

En las tablas 3.3 y 3.4 se indican los valores de especificación de la muestra seleccionada para el producto GLP (tope de la torre) y para el PIE 70 estable (fondo de la torre).

Tabla 3.3.Especificación de calidad para el GLP

GLP	Muestra 4	Composición(%volumen)
Propano		23.6
Propileno		0
Iso-Butano		34.55
N-Butano		49.07
RVP		6.65
Gravedad Específica		0.5544
Densidad(g/cm ³)		0.5546
Peso Molecular		53.55
Valor Calórico		11882.5
C3+ Ligeros		26.38
Butanos =		73.62

Tabla 3.4. Especificación de calidad para el PIE 70 Estable.

PIE 70 estable	Composición(%volumen)
Parafinas	56.8
Iso Parafinas	38.81
Total de Parafinas	56.8
P C5	45.87
Total de Iso Parafinas	38.81
IP IC5	34.92

3.2. Obtención del modelo de simulación.

En este trabajo se determina el modelo de la planta para simular el proceso de fraccionamiento de gases en la columna T-401/1 (debutanizadora) teniendo en cuenta cada entrada y salida del flujo, los equipos. Adicionalmente, a través de las simulaciones de procesos, bien sea en condiciones de diseño u operación, es posible lograr cambios en el comportamiento que sufre el proceso, sin necesidad de interferir con la actividad de la planta.

Para verificar la calidad y confiabilidad del modelo, se comparan los resultados obtenidos en el simulador con los de proceso. En tal sentido es de vital importancia que estos datos sean confiables y consistentes.

Para desarrollar este trabajo se construyó el diagrama de simulación, el mismo permitió la obtención del modelo de la planta de fraccionamiento de gases según las metodologías desarrolladas en el Capítulo II.

El diagrama de simulación elaborado de la planta en estudio aparece en la figura 3.1

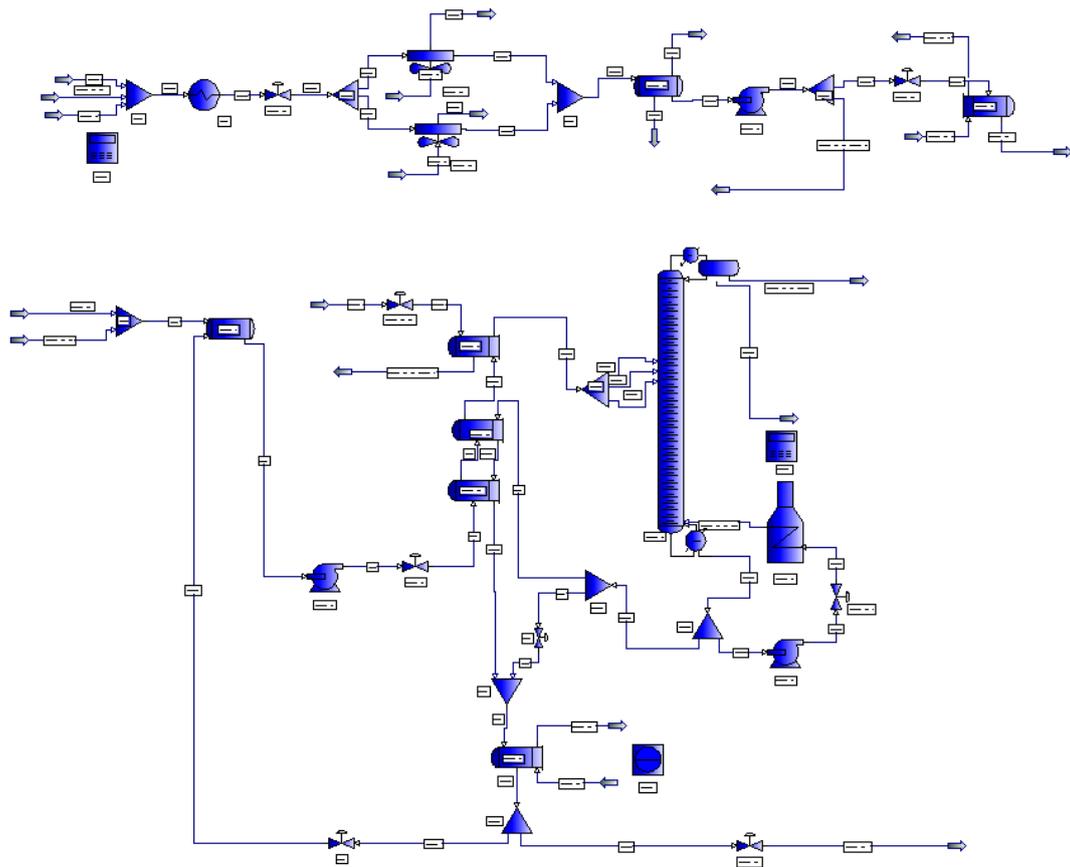


Figura 3.1. Modelo elaborado para la simulación

3.2.1 Construcción del diagrama de flujo de información.

A partir del diagrama de flujo de la planta de fraccionamiento de gases que aparece en la figura 3.1, se construyen los diagramas de flujo de información (DFI). El diagrama de flujo de información de la planta de fraccionamiento de gases para el módulo de columna se muestra a continuación en la figura 3.2.

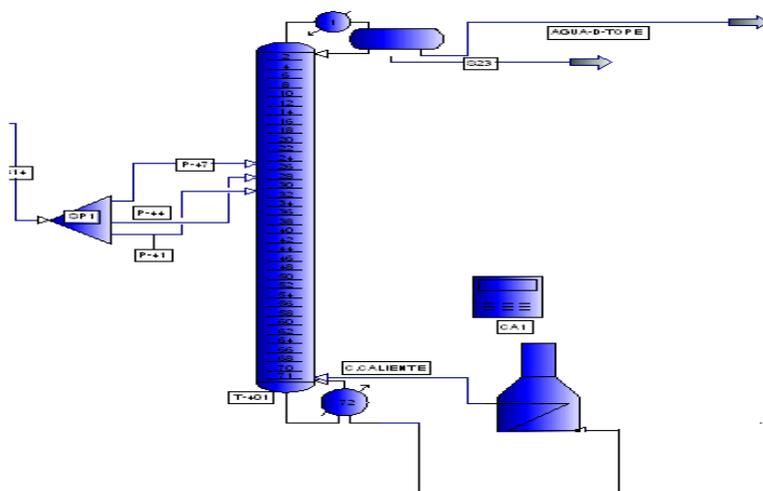


Figura 3.2. Diagrama de flujo de información de T-401/1.

3.3. Resultados de la validación del modelo.

Como parte del cumplimiento de los objetivos elaborados para el desarrollo de este trabajo, se lleva a cabo la simulación para estudiar el comportamiento del proceso según las condiciones actuales de operación y validar el modelo utilizado.

Se trabaja con el modelo de simulación obtenido y se analiza mediante la comparación de los parámetros operacionales obtenidos en el simulador incluyendo la composición de los productos, con las condiciones del proceso real, las mismas fueron tomadas del software exaquantum en correspondencia con la hora de toma de la muestra seleccionada.

El resultado de la validación se muestra en las tablas 3.5 y 3.6

Tabla 3.5. Cálculo del % de error (Condiciones de operación)

Condiciones	Valor real	Valor obtenido	% de error
Muestra 4			
Temperatura Inyecta a la Torre (T-401/1-°C)	114,9	111,8	2,77
Temperatura tope de la Torre (T-401/1- °C)	86,4	91,6	5,67
Temperatura Fondo de la Torre (T-401/1- °C)	152,0	152,2	0,13
Temperatura salida del Horno(F-401/1- °C)	186,3	186,3	0
Duty del Horno (F-401/1-Mkcal/h)	1,93	1,86	3,76

Tabla 3.6. Cálculo del % de error (Composición de las corrientes)

Composición -Muestra 4	Valor real	Valor obtenido	% de error
GLP (Comp.molar)			
Propano	22.57	23.65	4.36
Butano	48.37	49.05	1.38
Pentano	0	0	0
Isobutano	26.73	24.52	9.01
Isopentano	0	0	0
PIE-Estable (Comp.molar)			
Butano	9.81	9.71	1.02
Pentano	45.87	45.60	0.59
Isobutano	0.03	0.03	0
Isopentano	34.92	34.86	0.17

En la tabla 3.5 se observa que los valores de temperaturas obtenidos tienen una desviación cercana a las condiciones reales de la planta, este mismo comportamiento ocurre para la composición de las corrientes en la tabla 3.6. Estos resultados indican que para los valores de la

muestra seleccionada el modelo se ajusta a las condiciones reales de la planta, además de ser el modelo aplicable a este proceso.

En estas tablas se muestran los parámetros operacionales variados en el diagrama de flujo del simulador comparado con los del proceso real que da un margen de error por debajo del 10 %, lo que corrobora que el modelo es válido para la torre T-401/1.

Estos valores obtenidos en el simulador PRO II están en el rango de los considerados en el proceso, lo que evidencia que el modelo simulado está acorde con los parámetros establecidos.

3.4. Resultados del análisis de sensibilidad

Para analizar la sensibilidad del proceso ante cambios realizado en cuanto al contenido de isopentano en el tope da la torre T-401/1 en el modelo de simulación utilizado, se hicieron varias simulaciones donde cada simulación arrojó un resultado determinado, todo el análisis se realizó en el condensador de tope. Este análisis permite corroborar si el modelo utilizado es sensible para condiciones de cambios en el proceso, en la figura 3.3 se representa el diagrama de flujo de información del condensador de tope.

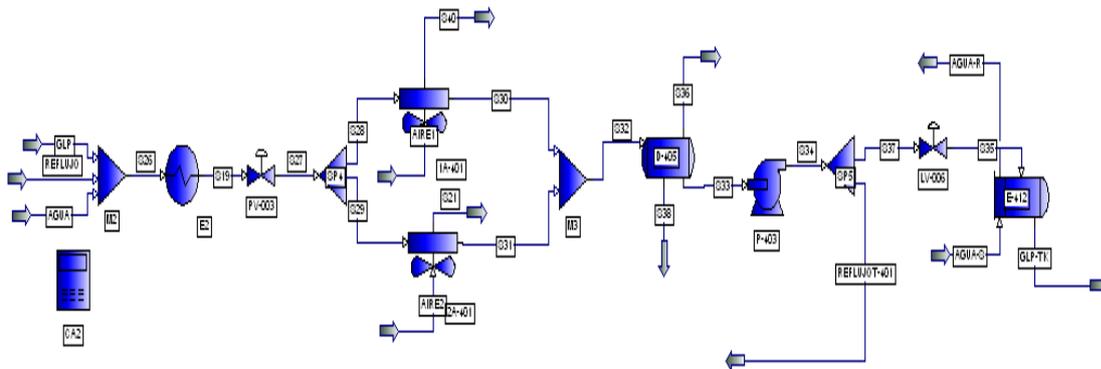
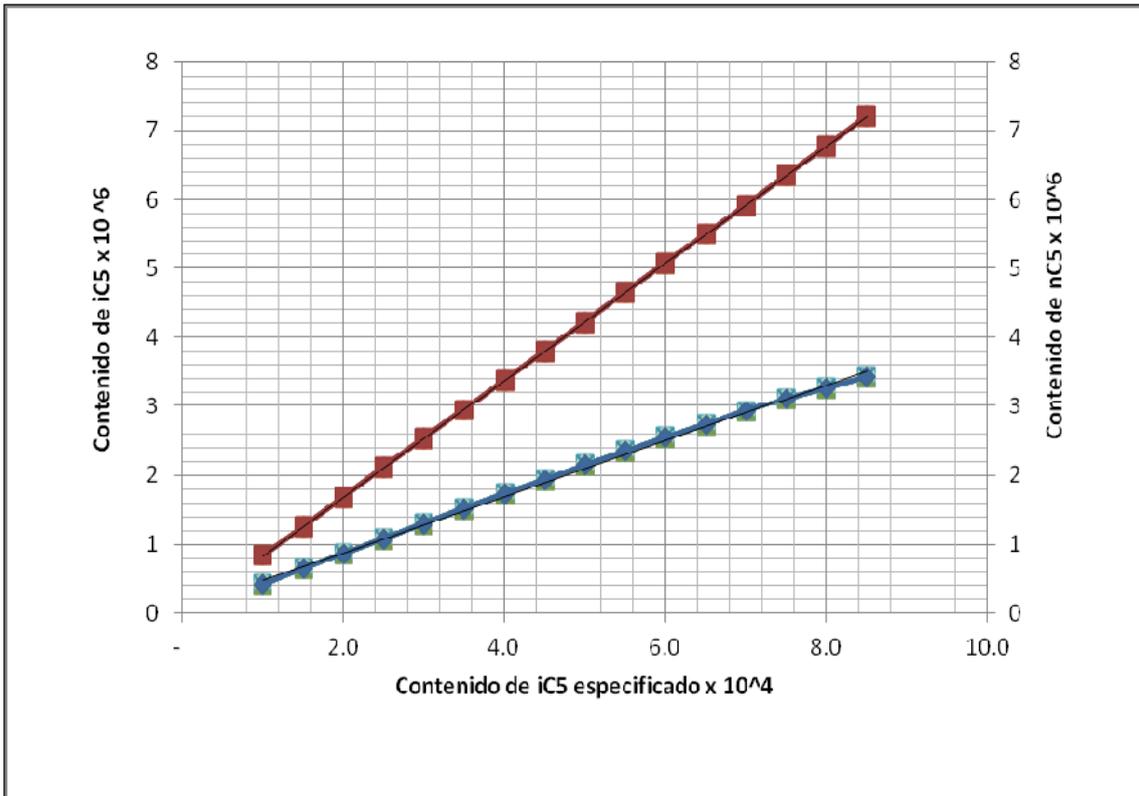


Figura 3.3. Diagrama de flujo de información del tope de la T-401/1.

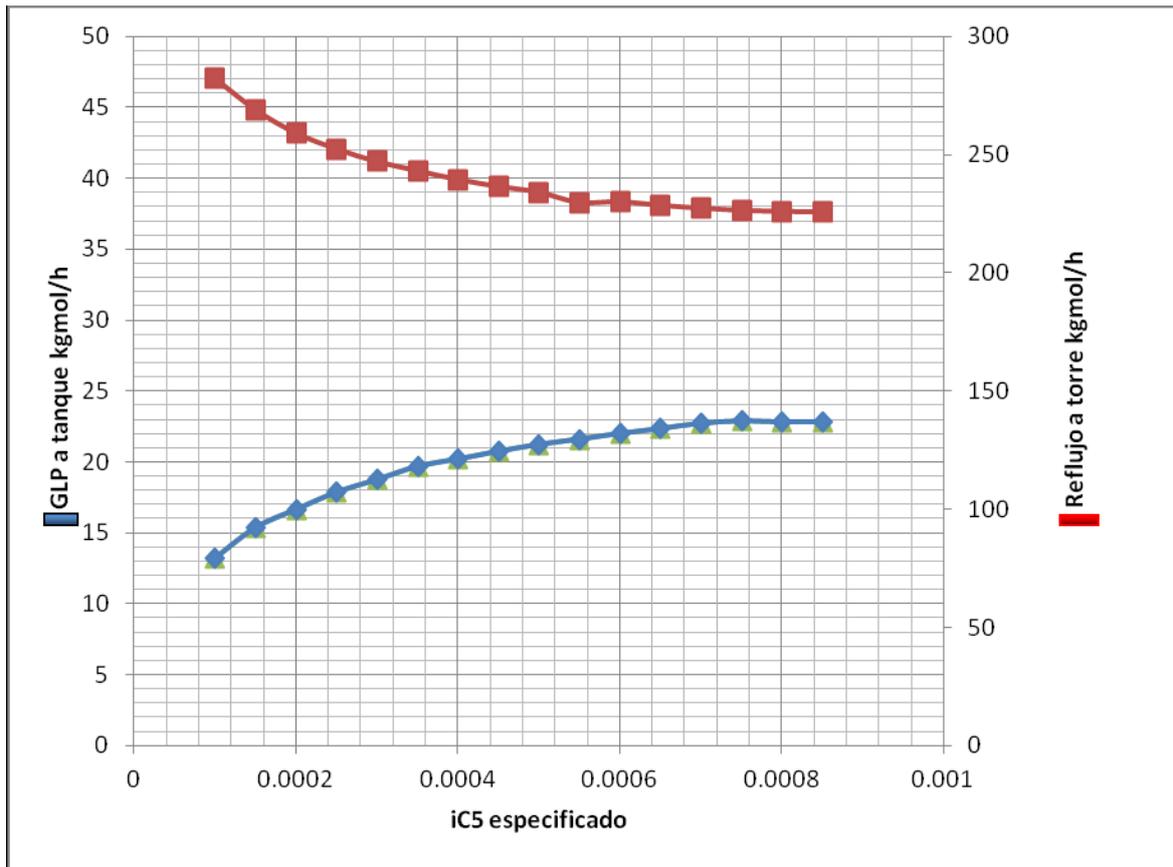
Se estudió el comportamiento de diferentes variables; como por ejemplo la temperatura en el tope de la torre, el flujo de GLP a tanque, el reflujo de regreso al tope de la torre, así como el intercambio de calor que ocurre en el condensador, este estudio fue en función del valor dado a la condición impuesta, que en este caso es la variación en el contenido de isopentano en la composición de la corriente del tope de la torre.

En las gráficas 3.1, 3.2 y 3.3 se representan el comportamiento de la variable independiente y las variables dependientes utilizadas para este análisis.



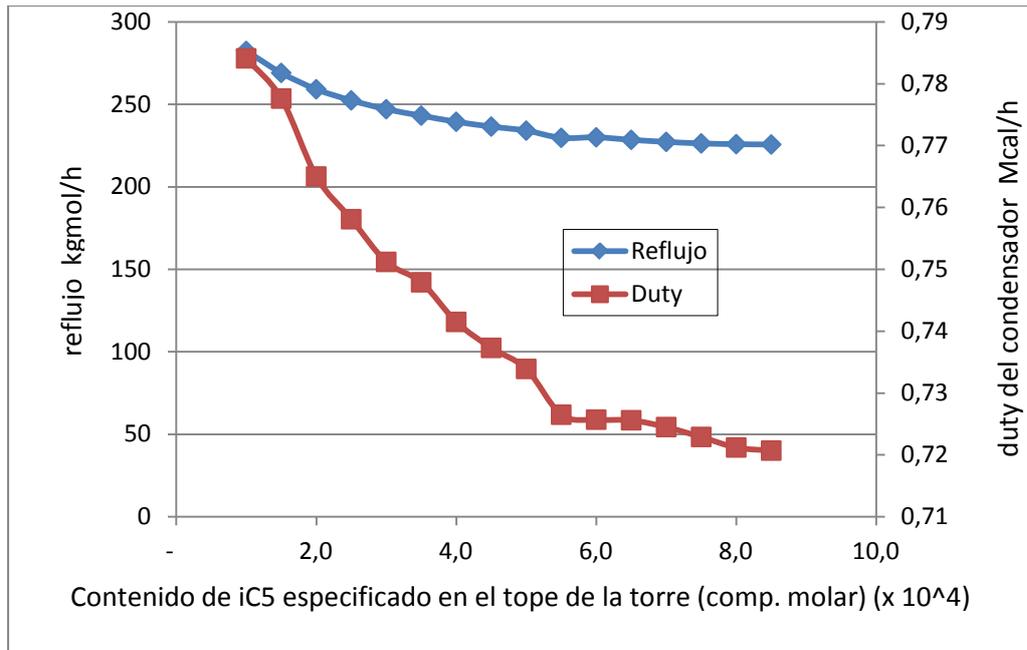
Gráfica 3.1. Comportamiento del contenido de nC5, iC5 con la condición impuesta en el tope de torre.

Para el análisis de la gráfica 3.1 se fija como variable independiente el contenido de isopentano en el tope de la torre en el eje de las **X**, como variables dependientes el contenido de pentano e isopentano que se obtiene como respuesta en el simulador en el eje de las **Y**. Esta gráfica permite observar como varían las variables dependientes en función de la variable independiente; es decir hay dependencia una con respecto a las otras dos. Al aumentar el contenido de isopentano en la corriente del tope de la torre se obtendría como resultado un incremento en la concentración de pentano e isopentano en la corriente de salida, debido a que hay un incremento de la temperatura en el tope de la torre, este resultado corrobora que el modelo se comporta de manera lógica ante cambios realizados en el proceso. Estos valores se pueden apreciar en los anexos VI y VII.



Gráfica 3.2. Comportamiento del reflujo a tope y flujo de GLP a tanque

En la gráfica 3.2 se refleja el resultado obtenido cuando se varía la variable correspondiente al contenido de isopentano especificado en el tope de la torre con el flujo de GLP para almacenamiento y el reflujo que regresa a la torre, éste resultado corrobora la sensibilidad del proceso en el modelo escogido ante cambios realizados, si tenemos en cuenta que si el reflujo de regreso a la torre disminuye manteniendo su temperatura, garantizaría las condiciones de operación en el tope de la torre y por consiguiente el flujo de GLP a tanque debe aumentar. En el anexo VII se pueden ver estos resultados.



Gráfica 3.3. Comportamiento del reflujo con la *duty* del condensador

La gráfica 3.3 fija como variable independiente el contenido de isopentano en la corriente de tope en el eje de las **X**, para analizar su influencia en las variables dependientes que en este caso son el reflujo hacia la torre y el intercambio de calor que ocurre en el condensador de tope (*duty*) por el eje de las **Y**. El incremento del contenido de isopentano en el tope de la torre provoca un aumento de la temperatura en esa zona, el reflujo de regreso a la torre se mantiene aproximadamente a la misma temperatura pero con menos flujo y al mismo tiempo el flujo de GLP a tanque aumenta (ver anexos VII, VIII, IX); esto garantiza mantener las condiciones de operación en el tope de la torre, el reflujo debe disminuir y por tanto se necesita menos intercambio de calor en el condensador.

En la gráfica anterior se demuestra este comportamiento dando evidencia que el modelo es sensible ante cambios ocurridos en el proceso.

3.5. Resultado de la simulación en la columna debutanizadora.

La simulación de la columna debutanizadora se realiza según la metodología explicada en el capítulo II. Se realizaron cinco simulaciones donde se varió el contenido de isopentano en el tope de la torre, desde el valor máximo para el mercado de Cupet (máx.2 %v/v) hasta el valor máximo para el mercado de Moa (máx.0.45 %v/v), y se obtuvieron los parámetros de operación para diferentes calidades del producto GLP.

Los parámetros de operación obtenidos en cada simulación de la torre y las especificaciones del producto GLP aparecen en las tablas que a continuación se presentan. 3.7 y 3.8

Tabla 3.7. Resultados de la Simulación – Parámetros de Operación

Parámetros	Simulación I	Simulación II	Simulación III	Simulación IV	Simulación V
	Valor Obtenido				
Temperatura de inyector (Plato 44) (°C-corriente)	116.23	116.23	116.22	116.22	116.8
Temperatura de tope (°C-corriente)	98	98	98	98	97.9
Temperatura de fondo (°C-corriente)	159.4	159.4	159.4	159.3	159.4
Temperatura salida del horno (°C-corriente)	186.3	186.3	186.3	186.3	186.3
Duty del reboiler (Mkcal/h)	1.722	1.722	1.723	1.73	1.732

Tabla 3.8. Resultados de la Simulación – Composición.

Composición (Composición molar)	Simulación I	Simulación II	Simulación III	Simulación IV	Simulación V
	Valor Obtenido				
Metano	0	0	0	0	0
Etano	1.737363	1.737032	1.742800	1.734296	1.732970
Propano	14.77170	14.76890	14.81780	14.74589	14.73508
Butano	67.99072	68.00608	67.93255	68.05307	68.06252
Pentano	0.00534	0.002990	0.002740	0.001961	0.001543
Hexano	1.45E-12	5.46E-13	4.73E-13	2.69E-13	1.82E-13
Heptano	1.31E-19	4.61E-20	3.97E-20	2.17E-20	1.43E-20
Isobutano	15.47486	15.47501	15.49511	15.45879	15.46338
Isopentano	0.020000	0.010000	0.009000	0.006000	0.004500
22DMB	5.03E-09	2.31E-09	2.06E-09	1.31E-09	9.57E-10
23DMB	0	0	0	0	0
2MPentano	4.39E-10	1.90E-10	1.68E-10	1.04E-10	7.43E-11
3MPentano	4.13E-11	1.77E-11	1.56E-11	9.60E-12	6.83E-12
24DMP	9.54E-17	3.74E-17	3.27E-17	1.91E-17	1.32E-17
2Mhexano	5.57E-18	2.07E-18	1.80E-18	1.02E-18	6.86E-19
23DMP	2.54E-18	9.58E-19	8.33E-19	4.75E-19	3.23E-19
3Mhexano	2.47E-18	9.14E-19	7.92E-19	4.47E-19	3.01E-19
Benceno	6.78E-13	3.00E-13	2.67E-13	1.67E-13	1.20E-13
Tolueno	1.88E-19	6.75E-20	5.85E-20	3.24E-20	2.16E-20
CP	9.94E-08	4.71E-08	4.22E-08	2.74E-08	2.02E-08

Tabla 3.8. Continuación...

MCYCPNT	3.75E-13	1.59E-13	1.40E-13	8.56E-14	6.06E-14
CH	2.83E-15	1.16E-15	1.02E-15	6.12E-16	4.29E-16
1C3M	5.23E-18	2.00E-18	1.74E-18	9.98E-19	6.81E-19
1T3M	4.94E-18	1.88E-18	1.64E-18	9.39E-19	6.39E-19
1T2C	7.91E-18	3.01E-18	2.62E-18	1.50E-18	1.02E-18
MCYHXN	9.07E-18	3.37E-18	2.93E-18	1.65E-18	1.12E-18

Analizando los resultados planteados en las tablas 3.7 y 3.8 se puede decir que la simulación V permite conocer los parámetros de operación que se necesitan en la torre debutanizadora de la planta de fraccionamiento de gases, para obtener GLP con la calidad requerida en cuanto al contenido de pentano, según las exigencias del mercado de Moa Sherrit, es decir esos son los parámetros de operación seleccionados para obtener GLP con contenido de pentano de 0.45 % v/v teniendo en cuenta lo establecido en la norma de Cupet para este mercado.

En el anexo X se muestran otros resultados obtenidos para la simulación seleccionada.

3.6. Conclusiones parciales del análisis de los resultados.

- 1- El análisis estadístico realizado a las muestras del laboratorio demostró que estas son representativas, además de confiables.
- 2- Las variables dependientes e independientes utilizadas en el análisis de sensibilidad nos permitió demostrar la sensibilidad del proceso ante cambios ocurridos.
- 3- Los parámetros operacionales obtenidos para cada simulación con su correspondiente contenido de pentano en el GLP se indican a continuación.

Tabla 3.9. Conclusión de las simulaciones realizadas

	Simulación I	Simulación II	Simulación III	Simulación IV	Simulación V
Temperatura de inyección a la torre(°C)	116.23	116.23	116.22	116.22	116.8
Temperatura del tope de la torre	98	98	98	98	97.9
Temperatura del fondo de la torre	159.4	159.4	159.4	159.3	159.4
Temperatura de salida del horno	186.3	186.3	186.3	186.3	186.3
Duty del reboiler (Mkcal/h)	1.722	1.722	1.723	1.73	1.732
Contenido de pentano(comp. molar)	0.020000	0.010000	0.009000	0.006000	0.004500

Conclusiones

1. El análisis bibliográfico realizado sobre los procesos de refinación de petróleo, incluyendo los procesos de conversión profunda, así como los métodos termodinámicos existentes y los *softwares* utilizados en la simulación de los procesos de industria del petróleo, permitieron la descripción y simulación de la planta objeto de estudio.
2. Se obtiene un modelo de simulación con el software PRO II con provisión de la torre debutanizadora de la planta de fraccionamiento de gases, que representa de forma adecuada los parámetros reales del proceso con un margen de error aproximadamente menor de un 10 %.
3. El modelo de simulación obtenido responde lógicamente a cambios realizados en el proceso.
4. Los parámetros operacionales que permiten reducir el contenido de pentano hasta 0.45 %v/v para cumplir con las exigencias del mercado de Moa Sherrit según la simulación V son:
 - Temperatura de inyecta a la torre : 116.8 °C
 - Temperatura del tope de la torre : 97.4 °C
 - Temperatura del fondo de la torre : 159.9 °C
 - Temperatura de salida del horno : 183.3 °C
 - *Duty* del reboiler : 1.732 Mkcal/h

Recomendaciones

1. Aplicar en la planta de fraccionamiento de gases, los parámetros de operación obtenidos en la simulación seleccionada, como la mejor variante para obtener GLP despentanizado.

Bibliografía

- Aspen Technology . 2009.** Disponible en web nc. <http://www.aspentech.com/product>.
<http://www.aspentech.com/product>. [En línea] 2009. [Citado el: 24 de abril de 2012.]
- Axens. 2011.** Base de Diseño Proyecto Expansión 2382 –Technip. Italy
- Bischoff, K.B. 2000.** *Análisis y simulación de procesos*. Alemania : Springer, 2000.
- Boudet, R, 1975.** 9no Congreso Mundial del Petróleo. *Capítulo 14, Página 316 a la 318* . Tokio : s.n., 1975.
- ESSOR -SIMSCI . 1996.** *Keyword Input Manual Simulation*. 1996.
- Cupet, 2008. Catálogo de Especificaciones de Productos Derivados del Petróleo. MINBAS. Habana. 2008
- Disponible en web <http://www.simsci.com>. 2009.** Simulation Sciences Inc.
<http://www.simsci.com>, *manual de soporte del PRO II versión 9.0* . [En línea] 2009.
- Feliu, G. 2006.** *Modelización Perspectivas de la simulación de proceso. Ingeniería Química. No 415*. 2006.
- Fong de Ruiz. 1996.** *Informe Técnico*. 1996.
- Fitzer, E, 1975. 9no Congreso Mundial del Petróleo, R.P.12. Tokio. 1975
- Himmelblau, D.M, Springer y Bischoff, K.B. 2000.** *Análisis y simulación de procesos*. Alemania : s.n., 2000.
- Himmelblau, D.M, 1997.** Manual de elaboración de diagramas de flujo de información. Alemania. 1997.
- Chemstations, Inc. 1984.** Interface gráfica para simuladores. Microsof Corporation. 1984.
- Klages, F. 1968.** *Tratado de Química Orgánica. Tomo III Campos Especiales, pág 166*. Berlín : reverté,sa, 1968.
- Kraus, R. S. 1998.** Manual Proceso de Refino del Petróleo. [aut. libro] Richard S. Kraus. *Petróleo y Gas Natural*. 1998, pág. página 3 hasta la 19.
- lacomunidadpetrolera.com. 2010.** www.lacomunidadpetrolera.com/.../2346-Proceso-de-Refinación. www.lacomunidadpetrolera.com/.../2346-Proceso-de-Refinación. [En línea] 2010.
- Lengiproheftekhim. 2002.** *Manual de Operaciones. Sección 400. Fraccionamiento de Gases. Código del Documento: RF-DO-M-17-06*. Leningrado : s.n., 2002.
- Lengiproneftekhim. 1981.** *Instituto Estatal de Proyección de Empresas de Industria de Refinación de petróleo y petroquímica. Notas Aclaratorias* . Leningrado : s.n., 1981.

- Lluch Urpí, Jose. 2008.** *Tecnología y margen de refino del petróleo.* España : Ediciones Díaz de Santos. 340 p. ISBN: 978-84-7978-875-9, 2008.
- López, L. 1999.** *Simulación y diseño de la unidad de destilación atmosférica para un sistema fraccionador de crudo.* Barquisimeto : UNEXPO, 1999.
- Martínez, V.H, Alonso, P.A, López, J. Salado, M y Rocha, J.A . 2000.** *Simulación de procesos en Ingeniería Química.* 2000.
- PRO /II Workbook. 1996.** *Hydrocarbon distillation simulation Sciences Inc.* USA : s.n., 1996.
- Ramos Carpio, M. A. 1997.** *Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica.* Madrid : Fundación Fomento Innovación Industrial, 1997.
- Robles, R. T. 2002.** *Análisis y simulación de procesos de refinación de petróleo.* México : s.n., 2002.
- Robles, R. T. y Arellano, J. J. C. 2002.** *Análisis y simulación de procesos de refinación de petróleo.* México : s.n., 2002.
- Sánchez, A. 1999.** *Simulación y diseño de la unidad de destilación al vacío para un sistema fraccionador de crudo.* Barquisimeto : Tesis de grado, 1999.
- Scenna, N. J. Y. C. 1999.** *Modelado Simulación y Optimización de procesos Químicos.* 1999.
- simsci.com. 2009.** Simulation Sciences Inc. <http://www.simsci.com>, manual de soporte del PRO II versión 9.0 . 2009.
- Suciu, Gh.C, 1977. *Progresos en los Procesos de Refinación de los Hidrocarburos.* Editorial Técnica. Bucarest.1977.
- TIVENCA. 2007.** *Filosofía de Operación y Control Fraccionamiento de Gas Sección 400/600.* s.l. : ingeniería básica y detalle- proyecto N° 00001, 2007.
- Wauquier. 1998.** *Productos derivados del petróleo crudo; diagramas de flujo de procesos.* Edicion TECHNIP. Italia.

ANEXOS

Anexo I. Composición de la Materia Prima.

Componente	Porcentaje Molar		
	Gas de Estabilización	Fracción Liviana Inestable proveniente de la Sección 200	Fracción 70 °C Inestable proveniente de la Sección 100
H ₂ O	0,0000	0,0000	0,05740
ETANO	6,18970	8,2058	0,08300
PROPANO	26,0473	30,7765	7,17860
ISOBUTANO	44,4628	25,0469	9,47260
N-BUTANO	20,1272	34,1744	18,0735
ISOPENTANO	0,00000	0,00000	26,2810
N-PENTANO	0,22120	1,02650	26,2800
H ₂ S	0,00000	0,00000	0,00000
HEXANO	0,00000	0,00000	0,05400
H ₂	2,95180	0,00000	0,00000
METANO	0,00000	0,7686	0,00000
NBP 74	0,00000	0,0000	3,27860
NBP 86	0,0000	0,0000	3,99830
NBP 99	0,0000	0,0000	3,18130
NBP 113	0,0000	0,0000	1,42350
NBP 124	0,0000	0,0000	0,63790

Anexo II. Composición de la Mezcla Resultante.

Componente	Porcentaje Molar
H ₂ O	0,19910
ETANO	0,73120
PROPANO	9,13790
ISOBUTANO	12,2864
N-BUTANO	18,6803
ISOPENTANO	23,7436
PENTANO	23,7875
H ₂ S	0,00000
HEXANO	0,04000
H ₂	0,05190
METANO	0,02240
NBP 74	2,96210
NBP 86	3,61220
NBP 99	2,87410
NBP 113	1,28610
NBP 124	0,57630

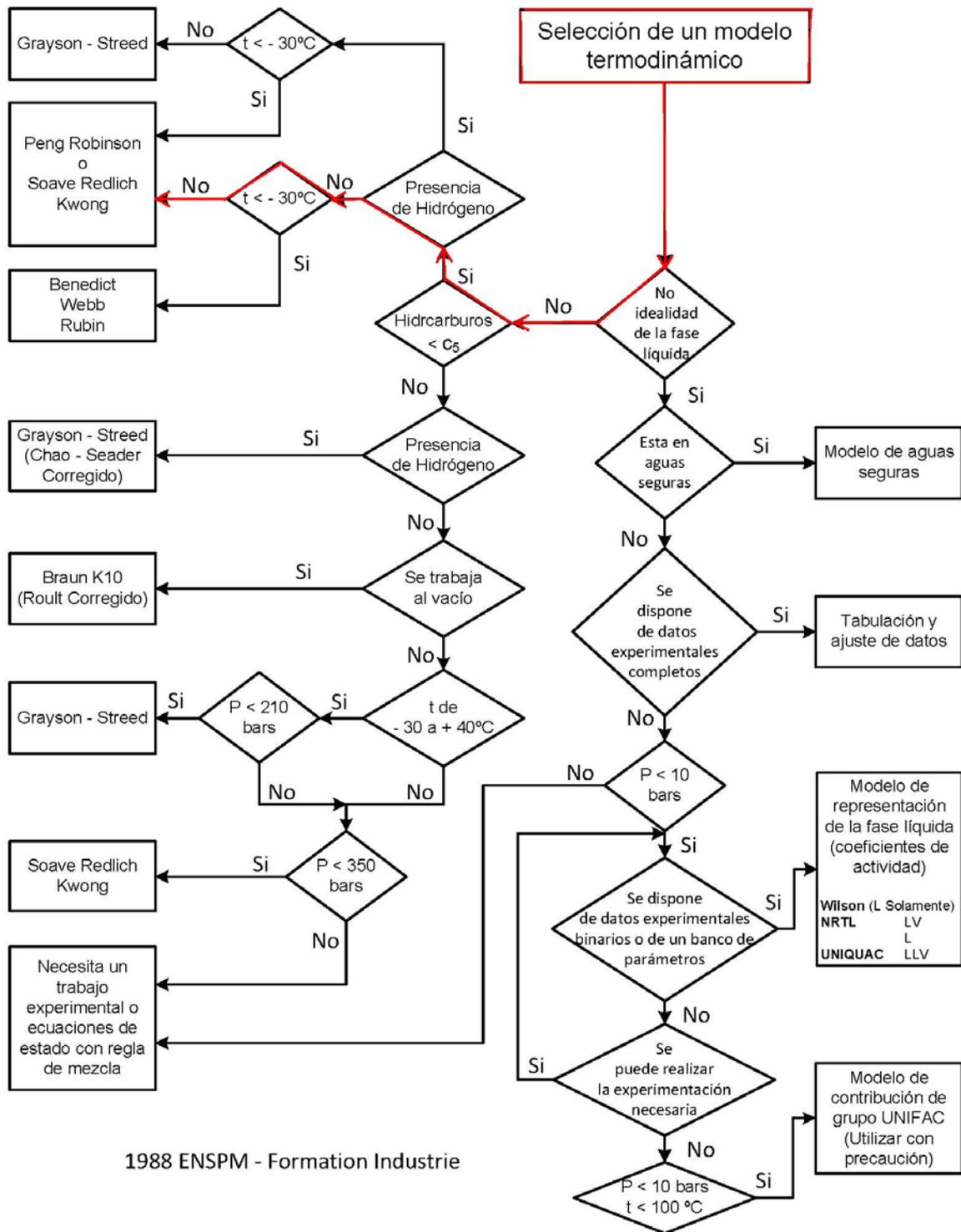
Anexo III Algunos resultados del software exaquantum en correspondencias con las muestras.

Parámetros	unidades	Muestra 1	Muestra 2	Muestra 3	Muestra 4	Muestra 5	Muestra 6	Muestra 7
Temperatura tope	°C	80.5	86.1	87.4	86.4	87.2	86.1	86.0
Temperatura plato 41	°C	107.9	125.1	134.0	131.9	140.8	133.5	127.8
Temperatura plato 44	°C	105.8	111.2	124.8	114.9	140.5	130.4	113.8
Temperatura plato 47	°C	102.6	106.2	114.3	105.8	133.7	109.1	106.9
Presión de tope.	kgf/cm ²	17.6	17.6	17.6	17.5	17.6	17.6	17.6
Temperatura fondo	°C	148.3	152.6	157.1	152.0	157.6	156.3	154.9
Temperatura salida del horno	°C	187.9	189.2	189.4	186.3	192.3	186.9	190.1

Anexo IV: Especificación del GLP, Norma Cupet.

Producto	Mercado	
	Cupet	Moa Sherrit
Densidad 15 °C	0.5 a 0.6	Reportar
Azufre	145 ppm	5 ppm máximo.
Peso molecular	Reportar	Reportar
Corrosión al Cu	1 máximo	1 máximo
RVP	10.0	10.5 máximo
Composición		
C ₃ +Ligerio	15 a 50	20 a 60
C ₄	50 a 85	40 a 80
C ₅ + Pesado	2 máximo	0.45 máximo
Valor calórico neto	Reportar	Reportar
Color	Perceptible	Imperceptible
Insaturados	-----	1 máximo

Anexo V. Selección de método termodinámico.



Anexo VI. Resultado del análisis de sensibilidad

Número de Simulación	Contenido de iC5 especificado en el tope de la torre	Valores Obtenidos en la Simulación	
		Contenido de nC5 (Comp. molar)	Contenido de iC5 (Comp. molar)
1	1.0×10^{-4}	4.04×10^{-7}	8.35×10^{-7}
2	1.5×10^{-4}	6.39×10^{-7}	1.25×10^{-6}
3	2.0×10^{-4}	8.63×10^{-7}	1.68×10^{-6}
4	2.5×10^{-4}	1.08×10^{-6}	2.11×10^{-6}
5	3.0×10^{-4}	1.30×10^{-6}	2.53×10^{-6}
6	3.5×10^{-4}	1.52×10^{-6}	2.95×10^{-6}
7	4.0×10^{-4}	1.73×10^{-6}	3.38×10^{-6}
8	4.5×10^{-4}	1.93×10^{-6}	3.80×10^{-6}
9	5.0×10^{-4}	2.14×10^{-6}	4.22×10^{-6}
10	5.5×10^{-4}	2.34×10^{-6}	4.65×10^{-6}
11	6.0×10^{-4}	2.54×10^{-6}	5.07×10^{-6}
12	6.5×10^{-4}	2.73×10^{-6}	5.50×10^{-6}
13	7.0×10^{-4}	2.93×10^{-6}	5.92×10^{-6}
14	7.5×10^{-4}	3.11×10^{-6}	6.35×10^{-6}
15	8.0×10^{-4}	3.27×10^{-6}	6.77×10^{-6}
16	8.5×10^{-4}	3.43×10^{-6}	7.20×10^{-6}

Anexo VII. Resultado del análisis de sensibilidad

		Valores Obtenidos en la Simulación			
Número de Simulación	Contenido de iC5 especificado en el tope de la torre	Temperatura de Tope (°C)	Flujo GLP a Tanque(kg-mol/h)	Reflujo a Torre (kg-mol/h)	Temperatura del Reflujo(°C)
1	1.0 x10 ⁻⁴	89.80	13.22	282.36	32.63
2	1.5 x10 ⁻⁴	92.58	15.37	269.05	32.46
3	2.0 x10 ⁻⁴	93.89	16.65	259.14	32.35
4	2.5 x10 ⁻⁴	94.93	17.86	252.40	32.29
5	3.0 x10 ⁻⁴	95.61	18.75	247.05	32.24
6	3.5 x10 ⁻⁴	96.23	19.68	243.16	32.20
7	4.0 x10 ⁻⁴	96.57	20.20	239.43	32.27
8	4.5 x10 ⁻⁴	96.9	20.74	236.52	32.14
9	5.0 x10 ⁻⁴	97.17	21.23	234.06	32.12
10	5.5 x10 ⁻⁴	97.37	21.60	229.70	32.09
11	6.0 x10 ⁻⁴	97.58	22.00	230.02	32.09
12	6.5 x10 ⁻⁴	97.75	22.34	228.49	32.08
13	7.0 x10 ⁻⁴	97.93	22.72	227.25	32.07
14	7.5 x10 ⁻⁴	98.01	22.88	226.32	32.06
15	8.0 x10 ⁻⁴	97.97	22.81	225.88	32.06
16	8.5 x10 ⁻⁴	97.98	22.83	225.66	32.06

Anexo VIII. Resultado del análisis de sensibilidad

Número de Simulación	Valores Obtenidos en la Simulación		
	Contenido de iC5 especificado en el tope de la torre	Reflujo a Torre(kg-mol/h)	Duty del Condensador(Mkcal/h)
1	1.0 x10 ⁻⁴	282.36	0.7841
2	1.5 x10 ⁻⁴	269.05	0.7776
3	2.0 x10 ⁻⁴	259.14	0.7650
4	2.5 x10 ⁻⁴	252.40	0.7581
5	3.0 x10 ⁻⁴	247.05	0.7512
6	3.5 x10 ⁻⁴	243.16	0.7479
7	4.0 x10 ⁻⁴	239.43	0.7415
8	4.5 x10 ⁻⁴	236.52	0.7373
9	5.0 x10 ⁻⁴	234.06	0.7339
10	5.5 x10 ⁻⁴	229.70	0.7265
11	6.0 x10 ⁻⁴	230.02	0.7257
12	6.5 x10 ⁻⁴	228.49	0.7256
13	7.0 x10 ⁻⁴	227.25	0.7245
14	7.5 x10 ⁻⁴	226.32	0.7229
15	8.0 x10 ⁻⁴	225.88	0.7212
16	8.5 x10 ⁻⁴	225.66	0.7207

Anexo IX. Resultado del análisis de sensibilidad

Número de Simulación	Valores Obtenidos en la Simulación		
	Contenido de iC5 especificado en el tope de la torre (comp. molar) ($\times 10^4$)	Flujo de GLP a Tanque(kg-mol/h)	Duty del Intercambiador de calor (Mkcal/h)
1	1.0	13.22	9.240×10^{-4}
2	1.5	15.37	9.690×10^{-4}
3	2.0	16.65	9.792×10^{-4}
4	2.5	17.86	9.970×10^{-4}
5	3.0	18.75	1.007×10^{-3}
6	3.5	19.68	1.023×10^{-3}
7	4.0	20.20	1.025×10^{-3}
8	4.5	20.74	1.031×10^{-3}
9	5.0	21.23	1.035×10^{-3}
10	5.5	21.60	1.027×10^{-3}
11	6.0	22.00	1.042×10^{-3}
12	6.5	22.34	1.045×10^{-3}
13	7.0	22.72	1.051×10^{-3}
14	7.5	22.88	1.052×10^{-3}
15	8.0	22.81	1.048×10^{-3}
16	8.5	22.83	1.048×10^{-3}

Anexo X. Otros resultados de la Simulación V

Column T-401 Profile Summary				
Tray	Temperature °C	Pressure kg/cm2	Net Liq. Rate kg-mol / hr	Net Vap. Rate kg-mol / hr
1	32.6	16.53322708	236.6807758	0
2	96.9465115	18.53322766	392.7867095	257.5246833
3	101.040076	18.54179909	398.859557	413.630617
4	103.25747	18.55037051	401.9306173	419.7034645
5	104.519956	18.55894194	403.4615998	422.7745248
6	105.275561	18.56751337	404.2082138	424.3055072
7	105.752873	18.5760848	404.5567446	425.0521213
8	106.072864	18.58465623	404.7061248	425.4006521
9	106.301389	18.59322766	404.7583133	425.5500323
10	106.475389	18.60179909	404.7637579	425.6022208
11	106.616555	18.61037051	404.7446459	425.6076654
12	106.738735	18.61894194	404.7066101	425.5885534
13	106.852149	18.62751337	404.6440514	425.5505176
14	106.966058	18.6360848	404.5415825	425.4879589
15	107.090794	18.64465623	404.3727176	425.38549
16	107.239769	18.65322766	404.0961487	425.2166251
17	107.431891	18.66179909	403.6495576	424.9400562
18	107.694795	18.67037051	402.9409159	424.493465
19	108.069244	18.67894194	401.8379735	423.7848234
20	108.614849	18.68751337	400.1589122	422.681881
21	109.41666	18.6960848	397.6722346	421.0028197
22	110.590656	18.70465623	394.1226007	418.516142
23	112.283128	18.71322766	389.3069567	414.9665082

Anexo X. Continuación...

24	114.654831	18.72179909	383.2100147	410.1508642
25	117.840346	18.73037051	376.1216075	404.0539222
26	121.890406	18.73894194	368.475215	396.965515
27	126.756819	18.74751337	360.0121111	389.3191229
28	132.446948	18.7560848	621.2092392	380.8560186
29	132.92179	18.76465623	623.4549304	460.0475676
30	133.218343	18.77322766	624.8081084	462.2932584
31	133.416816	18.78179909	625.6835352	463.6464368
32	133.559303	18.79037051	626.2929637	464.5218632
33	133.668981	18.79894194	626.749659	465.1312921
34	133.75913	18.80751337	627.1165458	465.587987
35	133.837642	18.8160848	627.4295773	465.9548742
36	133.909404	18.82465623	627.709711	466.2679057
37	133.977616	18.83322766	627.9693494	466.548039
38	134.044549	18.84179909	628.2159336	466.8076775
39	134.112002	18.85037051	628.4539994	467.0542616
40	134.18158	18.85894194	628.6863812	467.2923275
41	134.254886	18.86751337	628.9149247	467.5247093
42	134.333657	18.8760848	629.1409237	467.7532528
43	134.419876	18.88465623	629.365397	467.9792518
44	134.515873	18.89322766	629.5892803	468.2037251
45	134.624426	18.90179909	629.8135823	468.4276087
46	134.748862	18.91037051	630.0395345	468.6519103
47	134.893169	18.91894194	630.2687702	468.8778629

Anexo X. Continuación...

48	135.062102	18.92751337	630.5035482	469.1070986
49	135.261287	18.9360848	630.7470576	469.3418762
50	135.497305	18.94465623	631.0038319	469.5853856
51	135.777738	18.95322766	631.280295	469.84216
52	136.11114	18.96179909	631.585463	470.118623
53	136.506906	18.97037051	631.9317974	470.4237914
54	136.974978	18.97894194	632.3361484	470.7701258
55	137.52535	18.98751337	632.8206587	471.1744764
56	138.167321	18.9960848	633.4133753	471.6589867
57	138.908498	19.00465623	634.1481814	472.2517037
58	139.753593	19.01322766	635.0635678	472.9865098
59	140.703137	19.02179909	636.1997753	473.9018962
60	141.752352	19.03037051	637.5940531	475.0381033
61	142.890456	19.03894194	639.2742462	476.4323812
62	144.100729	19.04751337	641.2515127	478.1125742
63	145.361567	19.0560848	643.5133603	480.0898408
64	146.648615	19.06465623	646.0177655	482.3516884
65	147.937975	19.07322766	648.6868307	484.8560939
66	149.210663	19.08179909	651.3918106	487.5251591
67	150.459584	19.09037051	653.903132	490.230139
68	151.703666	19.09894194	655.7274036	492.7414604
69	153.023969	19.10751337	655.611763	494.5657316
70	154.665824	19.1160848	650.1856108	494.450091
71	157.330834	19.12465623	538.4877134	489.0239392
72	157.359091	19.13322767	538.3790964	0.108617074