



UNIVERSIDAD DE MATANZAS

FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

Obtención de las condiciones de operación de la T-202 para reducir el contenido de pentano en el GLP.

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

Autor: Ing. María Herminia Sánchez Salazar

Matanzas

2015



UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
*DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E
INGENIERÍA QUÍMICA*

**CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS**

Obtención de las condiciones de operación de la T-202 para reducir el contenido de pentano en el GLP.

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

Autor: Ing. María Herminia Sánchez Salazar

Tutores: Dr. Agustín Benítez Hernández

Especialista Ing. Miriam Paredes del Sol

Matanzas
2015

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, María Herminia Sánchez Salazar me declaro como única autora del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

María Herminia Sánchez Salazar

Nombre y apellidos

Firma

AGRADECIMIENTOS



AGRADECIMIENTOS

En el presente trabajo primeramente me gustaría agradecerle a ti Dios por bendecirme para llegar hasta donde he llegado, porque hiciste realidad este sueño.

A la Universidad de Matanzas y a la dirección de Cuvenpetrol por darme la oportunidad de estudiar y obtener el título de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo.

A mi familia, por su apoyo incondicional.

A mi tutora y amiga Miriam Paredes por permitirme el privilegio de trabajar bajo su asesoría, quien puso en mis manos sus conocimientos sobre Reformación catalítica.

A mi tutor Agustín quien ha dedicado muchas horas de exhaustivo trabajo y dedicación para que hoy pueda obtener esta categoría.

A Serguei Varela por brindarme sus conocimientos y asesoría en simulación de procesos para poder llevar a cabo este proyecto.

A mis compañeros de trabajo en especial los compañeros de la expansión, tecnología, laboratorio y servicios técnicos de la refinería quienes me apoyaron de manera incondicional en la búsqueda de datos e información necesaria para realizar este trabajo.

En especial a los profesores de la universidad de Matanzas por impartirnos sus conocimientos y dedicarnos su tiempo para lograr este objetivo.

Son muchas las personas que han formado parte de mi vida profesional a las que me encantaría agradecerles su amistad, consejos, apoyo, ánimo y compañía en los momentos más difíciles de mi vida. Algunas están aquí conmigo y otras en mis recuerdos y en mi corazón, sin importar en donde estén quiero darles las gracias por formar parte de mí, por todo lo que me han brindado y por todas sus bendiciones

A todos mi sincero agradecimiento.

SINTESIS



SINTESIS

El siguiente trabajo, se realiza en la Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos” con el objetivo de determinar los parámetros de operación en la torre estabilizadora T-202 de la planta de Reformación catalítica para reducir el contenido de pentano en el GLP (gas licuado del petróleo) hasta valores inferiores a 0.45 % v/v y que cumpla los requisitos del mercado de “Moa Nickel S.A.”. Se recopila información en un día de trabajo de la planta en estudio, usando el software exaquantum se procesan estadísticamente los datos mediante el empleo de las herramientas estadísticas de la media (\bar{X}), la desviación estándar (S) y el coeficiente de variación (CV) para seleccionar los datos a emplear en la simulación, a las muestras tomadas de GLP, gas de estabilización y del catalizado estable se les hace en el laboratorio los análisis de cromatografía y destilación al catalizado estable, se preparan las fichas técnicas con los datos de cada equipo que interviene en el proceso para elaborar el modelo a simular. Utilizando el simulador de procesos PRO/II en su versión 8.1 se construye el diagrama de flujo y utilizando todos los datos recopilados se valida el modelo a partir del cálculo del error. Se simula la torre T-202 para lograr condiciones de operación, de modo que se pueda obtener una producción de GLP con un valor de máximo de pentano de 0.45 % v/v para que cumpla con las especificaciones de GLP depentanizado. Se analiza la sensibilidad del modelo con simulaciones para diferentes contenidos de pentano por debajo de este valor para obtener parámetros de operación de la torre T-202 manteniendo la presión de trabajo real de la planta.

Palabras claves: reformación- simulación- pentano- parámetros operacionales.

ABSTRACT



ABSTRACT

This research was conducted in the Camilo Cienfuegos Oil Refinery with the aim of determining the Catalytic Reforming Unit Stabilizer Tower (T-202) operating parameters, in order to reduce LPG pentane content down to values under 0.45 % v/v and make it comply with Moa Nickel S.A market requirements. The study gather information from a full day of performance in the unit; using the software Exaquantum the data were processed by employing statistical tools such as the mean (\bar{X}), standard deviation (S) and coefficient of variation in order to select the data to be employed in the simulation. LPG, stabilization gas, and stable catalyzed samples were tested for chromatography and distillation on stable catalyzing; data sheets were prepared with the information on every equipment involved in the process in order to make the model to be simulated. With the use of PRO/II v.81, the flow diagram was conformed and using all the data gathered the model was validated based on error calculation. T-202 was simulated to obtain operating conditions, in order to get an LPG production with a maximum pentane content of 0.45 % v/v. The model sensitivity was assessed with simulations for different pentane content under this value in order to obtain T-202 operating conditions while keeping the unit's actual operating pressure.

Keywords: reforming-simulation-pentane-operating parameters

INDICE



INDICE

	Pág.
<i>Introducción</i>	1
CAPÍTULO I	ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO
1.1	Reformación catalítica
1.1.1	Proceso de Reformación Catalítica.
1.1.2	Materia prima
1.2	Composición de plantas de Reformación
1.2.1	Desulfuradora de nafta
1.2.2	Unidad de reformado
1.2.3	Sección de estabilización y fraccionamiento
1.3	Reacciones químicas del proceso de reformación catalítica
1.4	Destilación
1.4.1	Procedimientos a seguir para lograr la separación
1.4.2	Destilación del petróleo
1.4.3	Destilación atmosférica
1.4.4	Destilación al vacío
1.5	Torres de destilación
1.5.1	Equipos principales de una torre de destilación
1.5.2	Columna de platos
1.5.3	Dispositivos internos de una torre. Platos
1.6	Pruebas a realizar para la caracterización de los hidrocarburos
1.7	Introducción a la simulación de procesos en la industria química
1.7.1	Simulación de procesos en la Industria química
1.7.2	Ejemplos de simuladores de procesos
1.7.3	Estructura del programa PRO/II
1.7.4	Métodos termodinámicos
1.7.5	Código de colores
1.8	Conclusiones parciales del análisis bibliográfico
CAPÍTULO II	METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN
2.1	Descripción del proceso tecnológico
2.1.1	Unidades de procesamiento de la Refinería de Cienfuegos
2.1.2	Descripción del proceso tecnológico de la Planta de Reformación Catalítica
2.1.2.1	Unidad de hidrotratamiento de nafta (NHT).
2.1.2.2	Unidad de reformación catalítica de nafta
2.2	Datos técnicos y parámetros tecnológicos de los equipos de la sección de estabilización
2.3	Caracterización de la materia prima
2.4	Metodología para la obtención del modelo simulación
2.4.1	Pasos a seguir para la construcción del modelo de simulación
2.4.1.1	Datos generales del proceso

2.4.1.2	Definición de los components	49
2.4.1.3	Selección del método termodinámico de cálculo	50
2.4.1.4	Construcción del diagrama de flujo	51
2.4.1.5	Datos de equipos	52
2.4.1.6	Corrida de la simulación	54
2.4.2	Torre estabilizadora o desbutanizadora T-202	54
2.4.2.1	Definición del tipo de rehervidor	55
2.4.2.2	Definición del tipo de condensador	56
2.5	Validación del modelo de simulación caso diseño	63
2.5.1	Modelo de simulación en condiciones de diseño	64
2.6	Modelo de simulación para las condiciones de operación	65
2.6.1	Validación del modelo de simulación para condiciones de operación	67
2.7	Metodología para la obtención de parámetros operacionales	68
<i>CAPÍTULO III</i>	<i>ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS</i>	69
3.1	Caracterización de la materia prima para las condiciones de operación	69
3.2	Modelo de simulación para condiciones de diseño.	71
3.2.1	Perfil de temperatura.	71
3.2.2	Flujo de productos para las condiciones de diseño.	72
3.2.3	Cromatografía del GLP.	73
3.3	Modelo de simulación para condiciones de operación.	74
3.3.1	Perfil de temperatura	75
3.3.2	Flujo de productos para las condiciones de operación.	76
3.3.3	Características de los productos.	76
3.4	Parámetros para obtener GLP con contenido de pentano menor de 0.45 % v/v.	77
<i>Conclusiones</i>		82
<i>Recomendaciones</i>		83
<i>Bibliografía</i>		84
<i>Anexos</i>		-

INTRODUCCION



INTRODUCCIÓN

El petróleo ha generado una profunda transformación de la técnica industrial, de los medios de transportación, ha influido directamente en la economía y ha determinado nuevas formas de vida.

El desarrollo científico y técnico de los últimos años, ha posibilitado un incremento en el uso de otras fuentes de energía, como la eólica, solar, nuclear, geotérmica y otras pero el petróleo sigue siendo la de mayor consumo mundial con un 37% del total.

El desarrollo de los procesos de destilación del petróleo en las refinerías contribuyó al incremento de la eficiencia energética de los productos derivados del petróleo. (1)

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, hidrotratadora de nafta, reformación catalítica, hidrotratadora de diesel, endulzamiento de la fracción Jet A-1, sección de hornos y planta de finales ligeros o fraccionamiento de gases. (2) (3) El trabajo de investigación que se presenta se desarrolla en la planta reformación catalítica o sección 200. Esta planta tiene como objetivo principal la obtención de un producto catalizado debutanizado con un índice de octano no inferior a 95 según el método investigativo, utilizado como componente de la gasolina de alto octanaje, siendo la materia prima la fracción 70-180 °C obtenida del proceso de destilación directa.

Como producción secundaria se obtiene gas licuado del petróleo (GLP), que en su proyecto inicial esta corriente es enviada a la sección de fraccionamiento de gases, pues es un producto que debe mantener los parámetros según las normas de Cuba petróleo (CUPET), sin exceder el contenido de pentano de 2.5 %v/v. Este parámetro no satisface las exigencias de la empresa mixta Moa Nickel SA, ya que este cliente exige un producto depentanizado, con un contenido de pentano inferior a 0.45 %v/v, por lo que los parámetros operacionales del proceso deben ser determinados para cumplir las exigencias de dicho consumidor, sin afectar la calidad del reformado obtenido.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Lo planteado anteriormente permite definir el siguiente **problema a resolver**:

¿Cómo reducir el contenido de pentano en el GLP que se obtiene en la planta de Reformación Catalítica (Sección 200) para que cumpla con las especificaciones del mercado de la Empresa *Moa Nickel S.A.*?

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

Si se modifican las condiciones de operación de la torre T-202, se pueden encontrar parámetros operacionales, que permitan reducir el contenido de pentano en el GLP por debajo de 0.45 % v/v.

Para dar solución a la misma, se define como **objetivo general** de este trabajo: Establecer las condiciones de operación en la torre T-202 que permitan obtener GLP con un contenido de pentano inferior al límite máximo de 0.45 %v/v.

Para dar cumplimiento al objetivo propuesto, se proponen los siguientes **objetivos específicos**:

1. Realizar un análisis bibliográfico sobre los procesos de refinación del petróleo, equipos principales del proceso y simulación de procesos.
2. Caracterizar la materia prima y productos obtenidos en el proceso que se estudia.
3. Desarrollar el modelo de la torre T-202 a través del simulador PRO/II para las condiciones de diseño.
4. Validar el modelo en condiciones de diseño y reales de operación.
5. Realizar la simulación para obtener los parámetros de operación de la T-202 que permitan la reducción del contenido de pentano en el GLP.

Resultados esperados: Obtención de los parámetros operacionales de la torre estabilizadora T-202, para lograr contenidos de pentano inferiores a 0.45 % v/v en el GLP, de modo que este producto cumpla con las especificaciones de calidad del Gas licuado depentanizado establecido en el Catálogo de especificaciones de productos rama combustibles. (4)

CAPITULO I



CAPÍTULO I: ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO

1.1 Reformación catalítica

1.1.1 Proceso de reformación catalítica

La reformación catalítica es un proceso químico utilizado en el refino del petróleo. Es fundamental en la producción de gasolina. Su objetivo es aumentar el número de octano de la nafta pesada obtenida en la destilación atmosférica del crudo. Esto se consigue mediante la transformación de hidrocarburos parafínicos y nafténicos en isoparafínicos y aromáticos. Estas reacciones producen también hidrógeno, un subproducto valioso que se aprovecha en otros procesos de refino.

La reformación puede realizarse de dos maneras distintas: mediante calor (reformación térmica) o mediante calor y la existencia de un catalizador (reformación catalítica). (4)

La reformación catalítica es un proceso único en la refinación del petróleo crudo, donde el índice de octano y el contenido de aromáticos del producto resultante (reformado) pueden ser modificados sobre un amplio intervalo, la materia prima (nafta pesada) proveniente de la destilación atmosférica con un índice de octano entre (45 - 50), no es aplicable como gasolina para automóviles. Por consiguiente es necesario modificar la estructura química de los compuestos que integran las naftas, en condiciones de presión y temperatura determinada, se promueven reacciones catalíticas que conducen a la generación de compuestos de mayor valor agregado (formación de aromáticos e isoparafinas). (5)

Sin embargo la nafta pesada tal y como sale del proceso de destilación atmosférica no puede ser alimentada directamente a la reformación, para lo cual será necesario un tratamiento previo de hidrosulfurización que se lleva a cabo en la unidad de hidrofinación de nafta donde las reacciones consumen hidrógeno que es producido en la sección de reformación, en presencia de catalizadores a temperaturas elevadas. (6)

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

1.1.2 Materia prima

Una refinería de petróleo incluye muchas operaciones y procesos unitarios. La primera operación en una refinería ocurre en la unidad de destilación continua del petróleo crudo que se procesa. El destilado líquido de cabeza se llama nafta y se convertirá en un componente principal de la gasolina de la refinería, después de procesarse adicionalmente en un hidro desulfurador catalítico para eliminar el azufre contenido en los hidrocarburos. Luego es procesada en un reformador catalítico para convertir sus moléculas lineales de hidrocarburo en moléculas más complejas con un octanaje superior, lo cual le añade valor comercial.

La nafta es una mezcla de muchos compuestos de hidrocarburos diferentes. Tiene un punto de ebullición inicial alrededor de 35 °C y un punto final de ebullición de aproximadamente 200 °C. Contiene parafinas, naftenos e hidrocarburos aromáticos que van desde aquellos que poseen 4 átomos de carbono a los que presentan alrededor de 10 u 11 átomos de carbono.

La nafta de la destilación de petróleo crudo es a menudo redestilada para producir una nafta ligera que contiene la mayor parte de los hidrocarburos con 6 o menos átomos de carbono y una nafta "pesada" que contiene la mayor parte de los hidrocarburos con más de 6 átomos de carbono. La nafta pesada tiene un punto de ebullición inicial entre 140 a 150 °C y un punto de ebullición final de aproximadamente 190 a 205 °C. Las naftas derivados de la destilación de petróleos crudos se conocen como "naftas de destilación directa". (7)

La nafta pesada de destilación directa es la que normalmente se procesa en un reformador catalítico debido a que la nafta ligera tiene moléculas con 5 o menos átomos de carbono, que al reformarse, tienden a craquearse en hidrocarburos de bajo peso molecular que no son útiles como componentes en la mezcla de gasolina, es decir son gases como metano, etano, propano y butano. Por otro lado se restringen las naftas con moléculas de 6 átomos de carbono porque tienden a formar compuestos aromáticos como benceno, que no son deseables ya que las regulaciones gubernamentales ambientales en un número de países limitan la cantidad de compuestos aromáticos que la gasolina pueda contener al ser compuestos altamente cancerígenos, a pesar del elevado número de octano que el benceno

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

aporta al producto reformado. Estas son las razones para la restricción en el punto inicial de ebullición de las naftas que alimentan procesos de reformación catalítica.

Debe tenerse en cuenta que hay un gran número de fuentes de petróleo crudo en todo el mundo y cada uno tiene su propia composición única. Además, no todas las refinerías procesan los mismos petróleos crudos y cada refinería produce sus propias naftas de destilación directa con su punto inicial y final de ebullición, características que dependen en gran medida de la materia prima. En otras palabras, la nafta es un término genérico en lugar de un término específico. (8) (9)

1.2 Composición de plantas de reformación

Las unidades de reformado catalítico constan generalmente de las siguientes secciones:

- Desulfuradora de nafta
- Reformador catalítico propiamente dicho
- Estabilización y fraccionamiento

1.2.1 Desulfuradora de nafta

Tiene como objetivo eliminar el azufre y nitrógeno de la nafta pesada, mediante la mezcla con hidrógeno en presencia de un catalizador. Este proceso es imprescindible dado que estos elementos son venenos para el catalizador de platino-renio usado en la unidad de reformado. La unidad consta de depósito y bomba de carga, tren de precalentamiento, horno, reactor en lecho fijo con catalizador sólido tipo cobalto/molibdeno sobre alúmina. El efluente del reactor, una vez recuperada parte de su energía en el tren de precalentamiento de la carga, se enfría en un enfriador por aire y se envía al separador de alta presión. De allí pasa a la columna de despojamiento donde se eliminan por el tope los gases producto de la reacción (SH_2 , NH_3 , H_2O). La nafta pesada desulfurada sale por el fondo de la columna del despojador y es alimentada a la unidad de reformado propiamente dicha. (10)

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

1.2.2 Unidad de reformado

La nafta desulfurada se mezcla con una corriente de hidrógeno de reciclaje y después de ser precalentada en un tren de intercambio, pasa al horno de carga donde se vaporiza completamente. De allí entra en los reactores de reformado. Es un proceso muy endotérmico, por lo que se lleva a cabo en varios reactores en serie entre los que hay intercalados hornos de recalentamiento. En las unidades más antiguas los reactores (tres o cuatro) son de lecho fijo. En este tipo de reactor el catalizador se desactiva con el tiempo, debido a la formación de coque que se deposita sobre los centros activos de platino y los bloquea. Por ello es necesario parar la unidad cada dos o tres años para regenerar el catalizador con la pérdida de producción que ello implica. (11)

En 1971 UOP introdujo la variante denominada CCR (regeneración continua del catalizador), donde los reactores son de lecho móvil descendente, y que permite la regeneración continua del catalizador de platino y/o platino-renio. Dado que el coque ya no es un problema, el CCR se diseña para trabajar a menor presión y mayor temperatura, lo que permite obtener un producto con un número de octano superior que en el proceso original.

Después de los reactores el producto se enfría y despresuriza para separar el hidrógeno del producto líquido de la reacción.

1.2.3 Sección de estabilización y fraccionamiento

El producto líquido reformado se estabiliza en una columna dedicada al efecto, separándose en ella el gas y gas licuado del petróleo (GLP) que salen por el tope y el reformado que sale por el fondo. Este reformado tiene un contenido en benceno alto, en torno al 5%, por lo que es muy frecuente que se fraccione obteniéndose un reformado ligero, un concentrado bencénico y un reformado pesado. El benceno es un compuesto cancerígeno que la legislación de la mayoría de los países limita en la gasolina comercial. Por tanto el concentrado bencénico se vende como materia prima petroquímica mientras que los reformados ligeros y pesados son usados como componentes mayoritarios de la gasolina producida en la refinería. (12)

1.3 Reacciones químicas del proceso de reformación catalítica

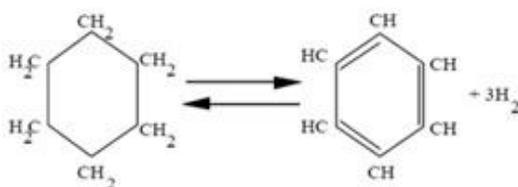
Hay muchas reacciones químicas que se producen en el proceso de reformación catalítica, las cuales se producen en presencia de un catalizador y una presión parcial alta de hidrógeno. Dependiendo del tipo o versión de reformador catalítico utilizado, las condiciones de reacción tienen una gama de temperaturas de aproximadamente 495 a 525 °C y presiones entre 5 a 45 atm.

Los catalizadores de reformado catalítico comúnmente usados contienen metales nobles tales como platino y/o renio, que son muy susceptibles al envenenamiento por compuestos de azufre y nitrógeno. Por lo tanto, la materia prima de nafta que alimenta un reformador catalítico está siempre pre-procesada en una unidad de hidrodesulfuración que elimina tanto el azufre como los compuestos de nitrógeno.

Las cuatro principales reacciones de reformado catalítico son las siguientes:

1: Deshidrogenación de los naftenos para convertirlos en compuestos aromáticos, termodinámicamente la reacción es altamente endotérmica y es favorecida por la alta temperatura y baja presión. Además, a mayor número de átomos de carbono, mayor será la producción de aromáticos en equilibrio.

Ecuación 1.1: Ejemplo de deshidrogenación de naftenos. (11)



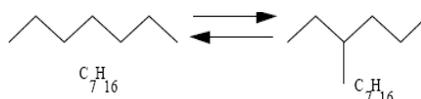
2: La isomerización de parafinas y ciclopentanos dan lugar a productos de más bajo octanaje que el obtenido con su conversión a aromáticos. Sin embargo hay un aumento sustancial sobre el de los compuestos no isomerizados. Son reacciones rápidas y con pequeños efectos caloríficos.

Isomerización de parafinas lineales: resulta en un ligero incremento del número de octano. Desde un punto de vista cinético, la alta temperatura favorece la isomerización

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

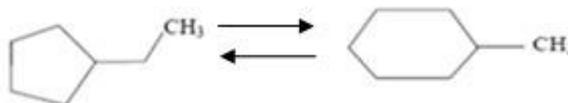
pero la presión parcial del hidrógeno no tiene efecto. Estas reacciones son promovidas por la función ácida de la base catalítica. (13)

Ecuación 1.2 Isomerización de parafinas lineales.



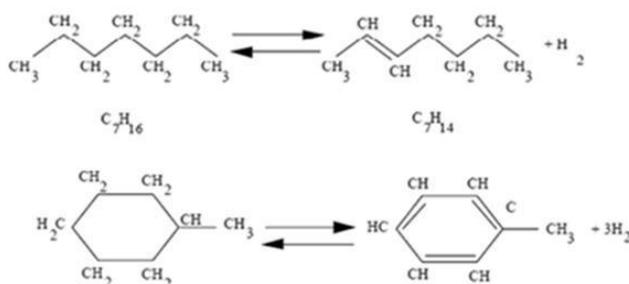
Isomerización de ciclo parafinas: La isomerización de alquilciclopentanos a ciclohexanos, con su subsecuente conversión a benceno.

Ecuación 1.3: Isomerización de ciclo parafinas.



3: Deshidrogenación y aromatización de parafinas: La relación de deshidrociclización aumenta con la baja presión y alta temperatura. Esta reacción es catalizada tanto por la función metálica como por la función ácida del catalizador.

Ecuación 1.4: Deshidrogenación y aromatización de parafinas.



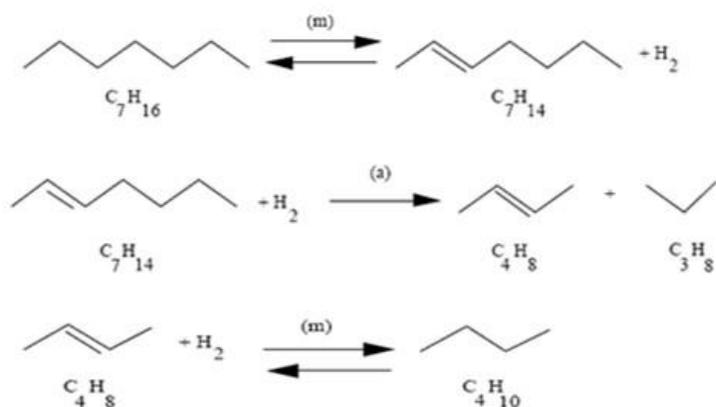
4: El hidrocraqueo de parafinas en moléculas más pequeñas, como se ejemplifica por el craqueo de heptano normal, en isopentano y etano. Esta reacción se considera indeseable pues conduce al decrecimiento del número de octano, disminución de la

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

pureza del hidrógeno o disminución del rendimiento de productos.

El hidro craqueo de parafinas es el único de los anteriores que consume hidrógeno. La isomerización de parafinas normales no consume ni produce hidrógeno. Sin embargo, tanto la deshidrogenación de naftenos y la deshidrociclación de parafinas producen hidrógeno. La producción neta global de hidrógeno en el reformado catalítico de naftas de petróleo oscila de aproximadamente 50 a 200 metros cúbicos de gas hidrógeno por metro cúbico de nafta líquida de alimentación. En muchas refinerías de petróleo, el hidrógeno producido en la red de suministro de reformado catalítico es una parte significativa del hidrógeno utilizado en otras áreas productivas de la refinería.

Ecuación 1.5 Hidro craqueo



1.4 Destilación

Es una operación unitaria en la que se suministra calor a una mezcla líquida de componentes con diferentes puntos de ebullición para que ocurra una separación física de los mismos, generándose vapor con una mayor concentración de los componentes más volátiles y líquido con mayor concentración de los menos volátiles. (14)

Dependiendo del número de componentes presentes en la alimentación a separar se clasifican en:

Destilación binaria: Cuando solo hay dos componentes en la mezcla.

Destilación multicomponente: Cuando están presentes tres o más compuestos bien

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

identificados o cuyas propiedades sean fácilmente determinadas.

Una torre con secciones de rectificación y despojamiento es capaz de hacer una separación aceptable de una mezcla de multicomponentes, al principio, se deben listar los componentes de la alimentación siguiendo el orden de su volatilidad relativa.

Destilación compleja: Cuando la mezcla está constituida por un gran número de componentes, difíciles de identificar. Este tipo de mezclas están principalmente representadas por fracciones del petróleo a las cuales se les determina sus propiedades promedios por métodos empíricos.

1.4.1 Procedimientos a seguir para lograr la separación

➤ Destilación de equilibrio o instantánea (flash)

Este es un proceso de una sola etapa que puede realizarse por lotes o en continuo, en el que una mezcla líquida se vaporiza parcialmente, permitiéndose que el líquido y el vapor establezcan un equilibrio para luego ser separados. El equipo de destilación instantánea consta de un tanque donde se forman las dos fases, de una válvula que une dos zonas de presiones diferentes y de un intercambiador que permite acondicionar el alimento. (14)

➤ Destilación diferencial

Si durante un número infinito de evaporaciones instantáneas sucesivas de un líquido, sólo se evapora instantáneamente una porción infinitesimal del líquido cada vez, el resultado neto sería equivalente a una destilación diferencial. (15)

La destilación simple diferencial es una operación intermitente en la que la mezcla a destilar se carga en la caldera, donde se suministra el calor necesario para llevarla a su temperatura de burbuja. A medida que se va dando la ebullición (modificándose la composición del líquido), se va extrayendo continuamente el vapor generado (que se encuentra en equilibrio con el líquido) y se condensa en el exterior dando lugar al producto destilado. (15)

➤ Destilación continua o fraccionada

Es una operación a contracorriente en varias etapas. Mientras que la destilación

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

simple ya se conocía en el primer siglo A.C., no fue sino hasta 1830 que se inventó el rectificador a contracorriente en multietapas. (15)

En este tipo de destilación, el vapor se pone en contacto con una fracción del mismo gas condensada en la torre, como resultado de dicho contacto se produce una transferencia de calor y materia entre las fases, lográndose un mayor enriquecimiento de vapor en comparación con el que se lograría en una destilación simple aplicando el mismo calor.

En estos equipos el vapor que se eleva por encima de la alimentación se lava con el líquido para eliminar el componente menos volátil. El líquido se obtiene de condensar el vapor que sale por el tope, parte del cual es devuelto a la torre (reflujo) o retirado definitivamente de la misma (destilado). En la sección por debajo de la alimentación, el líquido se desorbe del componente más volátil mediante el vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el rehervidor. (14)

1.4.2 Destilación del petróleo

Es un proceso que separa, mediante transferencia de calor y masa, los diversos componentes del crudo; aquí el petróleo calentado, se separa físicamente en distintas fracciones, diferenciadas por puntos de ebullición específicos y en orden decreciente de volatilidad, en gases, gasolina, kerosén, naftas, aceites combustibles y asfaltos. (16)

(1)

La separación se puede lograr mediante diferentes sistemas de destilación, cuyos fundamentos se explican a continuación:

1.4.3 Destilación atmosférica

En las torres de destilación atmosférica se obtienen los cortes de hidrocarburos presentes de forma natural en el crudo, sin afectar a la estructura molecular de los componentes, todo lo cual ocurre a presiones ligeramente superiores a la atmosférica.

Las fracciones ligeras se difunden en la parte superior de la torre, de donde son extraídas continuamente y enviadas a otras unidades para su procesamiento, tratamiento, mezcla y distribución.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Las fracciones con los puntos de ebullición más bajos (el gas combustible y la nafta ligera) se extraen de la parte superior de la torre en forma de vapores. La nafta, o gasolina de destilación directa, se toma de la sección superior de la torre como corriente de productos de evaporación. Tales productos se utilizan como cargas petroquímicas y de reforma, material para mezclas de gasolina, disolventes y GLP.

Las fracciones del rango de ebullición intermedio (gasóleo, nafta pesada y destilados) se extraen de la sección intermedia de la torre como corrientes laterales.

Las fracciones pesadas, se condensan o permanecen en el fondo de la torre. (16)

1.4.4 Destilación al vacío

Las torres de destilación al vacío proporcionan la presión reducida (menor a 1 atmósfera) necesaria para separar compuestos que presentan puntos de ebullición muy altos como para separarlos a presión atmosférica o que son sensibles al calor y se pueden descomponer a altas temperaturas. (14)

1.5 Torres de destilación

1.5.1 Equipos principales de una torre de destilación

➤ Rehervidor

Equipo cuyo propósito principal es la vaporización parcial o total de los líquidos que están en el fondo de la torre produciendo vapores que fluyen desde el fondo hacia el tope de la torre como reflujo. (17)

➤ Precalentador de la alimentación

El propósito de este equipo es incrementar el flujo de vapor en la sección de la torre localizada por encima de la alimentación. El vapor en la torre puede ser producido en el rehervidor o en el precalentador. El vapor generado por el rehervidor pasa por todos los platos de la torre, pero el vapor producido en el intercambiador solamente pasa por encima del plato de alimentación. Para efectos de la separación el vapor del rehervidor es más efectivo, pero puede ser más económico suplir calor al

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

intercambiador que al rehervidor. La relación líquido/vapor en la alimentación frecuentemente es similar a la relación tope/producto de fondo. (17)

➤ Condensador

Este equipo condensa los vapores del tope de la torre. Si el producto de tope es un vapor se condensa suficiente vapor para el reflujo (condensador parcial). (17)

➤ Tambor de destilado

El propósito del tambor de destilado es proporcionar un flujo estable de reflujo y producto de tope. El tambor debe ser lo suficientemente grande como para absorber variaciones pequeñas en el flujo de condensación. También ayuda en la separación del vapor y del líquido y en algunos casos es usado para separar dos fases líquidas inmiscibles. (17)

En la figura 1.1 se aprecia la separación de las tres fases. En estos equipos, existe un control de nivel gas-líquido en el cuerpo principal, y un control de nivel de líquido-líquido en la bota decantadora. Debe recordarse que el control de nivel líquido-líquido es más difícil y, a veces, menos confiable que el gas-líquido. El volumen de operación y de emergencia para la fase líquida liviana está contenido en el cuerpo principal del separador y el volumen de operación para el líquido pesado lo contiene la bota decantadora. (18)

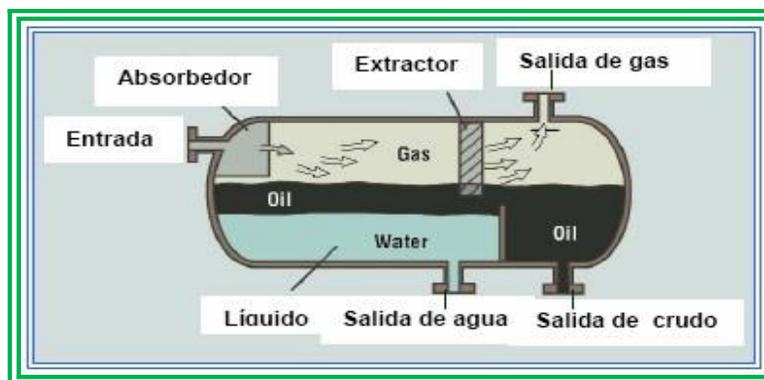


Figura 1.1 Separador trifásico (19)

1.5.2 Columna de platos

Son columnas de contacto muy eficaces, que permiten establecer en contracorriente el flujo de fluidos líquido y vapor; una construcción típica de este género es una cámara, dentro de la cual se han montado un cierto número de placas circulares (platos) separadas por un determinado espaciamiento, tal como se observa en la figura 1.2 (20)

Estos platos retienen cierta cantidad de líquido en su superficie, a través de la cual se hace burbujear el vapor que asciende desde el fondo, lográndose así un buen contacto entre el vapor y el líquido y por lo tanto una buena transferencia de materia entre las fases. (17)

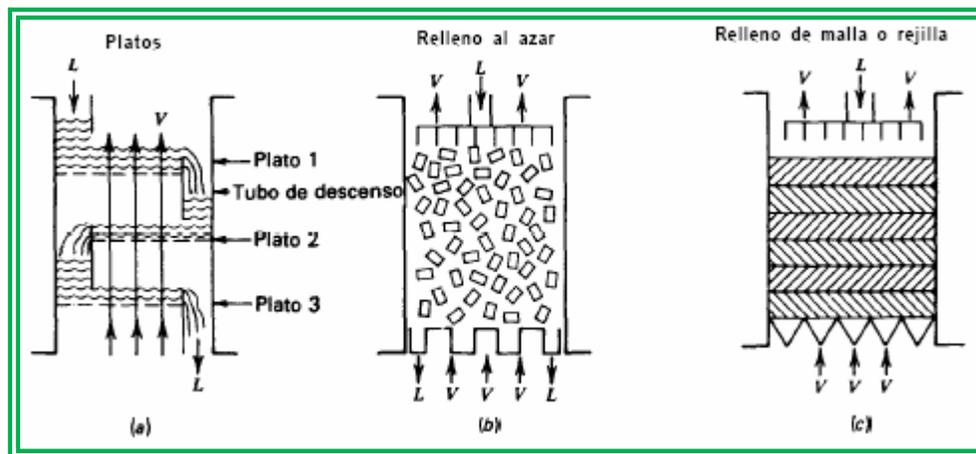


Figura 1.2 Dispositivos comerciales para transferencia de materia.

a) Platos. b) empaques al azar. c) Empaques fijos. (20)

➤ Eficiencia de plato

Las simulaciones de procesos son expresadas generalmente en términos de equilibrio o etapas teóricas, donde, el número real de platos requerido para una separación dada se calcula usando la eficiencia de los mismos, la cual no es más que la relación entre el número de etapas teóricas entre el número de etapas reales. (20)

Los platos de destilación operan entre 10 y 90 % de eficiencia. El trabajo del

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

ingeniero de procesos es hacer que operen tan cerca como sea posible del 90 %.

➤ **Relación de reflujo**

En una torre destiladora, el producto puede ser líquido, vapor o una mezcla, sin embargo el reflujo debe ser líquido. La relación entre el reflujo y el destilado separado es la que se conoce como relación de reflujo y tiene un efecto directo sobre el costo de la torre, el número de platos y su diámetro.

1.5.3 Dispositivos internos de una torre. Platos

Son dispositivos de superficie plana que facilitan el contacto entre los flujos de líquido y vapor dentro de torre, para lograr buena transferencia de calor y masa. Los tres tipos básicas de platos que existen, son los de válvula, los perforados y los tipos campana de burbujeo. (14) (21)

➤ **Platos de válvulas**

Son placas perforadas, donde cada perforación está equipada con un disco móvil, el cual se adapta al flujo de vapor, es decir, a flujos muy bajos el disco se acercará más a la perforación con el fin de prevenir que el líquido escurra por la misma.

Proporcionan una caída de presión constante en amplios rangos de operación. En muchos casos, los platos con válvulas son utilizados para reemplazar los platos de campanas de burbujeo, por su mejor capacidad de eficiencia. (20)

La torre T-202 posee este tipo de platos, la disposición de las válvulas en los tipos de platos de esta torre y se muestran en los anexos V y VI.

➤ **Platos de campana de burbujeo**

Son dispositivos similares a una campana o taza, las cuales son instaladas sobre el plato de forma invertida. Estas copas tienen perforaciones o espacios laterales de modo que exista espacio suficiente para permitir el paso del vapor proveniente del plato inmediato inferior. Su finalidad es hacer condensar cierto porcentaje de hidrocarburos, los más pesados, y por consiguiente llenando el espacio comprendido

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

entre las copas y el plato que lo sostiene, empezando de esta manera a "inundar" el plato. La parte no condensable, el hidrocarburo volátil, escapará de esa copa por los espacios libres o perforaciones con dirección hacia el plato inmediato superior, en el que volverá a atravesarlo para entrar nuevamente en las copas instaladas en dicho plato, de manera que el proceso se repita cada vez que los vapores que no condensen atraviesen un plato. Al final, en el último plato superior, se obtendrá un hidrocarburo "relativamente" más ligero que los demás que fueron retenidos en las etapas anteriores, y que regularmente han sido extraídos mediante corrientes laterales. (20) (21)

➤ **Platos perforados**

Consisten en bandejas con pequeños orificios practicados en ellas, de dimensiones convenientes, (alrededor de 3/16 pulgadas de diámetro) y distribuidos en puntos equidistantes, diseñados para permitir el paso del vapor ascendente y ponerlo en íntimo contacto con una corriente de líquido descendente impidiendo que el mismo pueda escurrir por las perforaciones. (20)

1.6 Pruebas a realizar para caracterizar los hidrocarburos

Dependiendo del tipo de hidrocarburo que se va a caracterizar, se pueden realizar diferentes pruebas, la mayoría de éstas basadas en el principio de la destilación; entre las más usadas se encuentran: (14)

➤ **Destilación TBP, ASTM D2892**

Durante esta prueba se realiza un buen fraccionamiento que conduce a temperaturas de ebullición exactas. Por esta razón, la destilación se conoce como destilación de punto de ebullición verdadero (TBP). Esta destilación discontinua utiliza una columna de quince etapas teóricas con una relación de reflujo de cinco a uno. La destilación TBP puede ser usada para crudos y para cualquier mezcla de

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

petróleo excepto para LPG, naftas muy livianas y fracciones con puntos de ebullición mayores de 400 °C (725 °F). (22)

➤ **Destilación ASTM D86**

Es una técnica que se le aplica a las gasolinas naturales, naftas y otras fracciones provenientes de la destilación atmosférica; se utiliza para determinar la volatilidad de un producto y la tendencia a producir vapores altamente explosivos.

Es una destilación atmosférica sin reflujo y puede ser usada hasta 250 °C. (23)

➤ **Destilación ASTM D1160**

Permite prolongar la curva de destilación TBP hasta un máximo de 580 °C mediante la operación a 380 °C de temperatura de líquido y presiones reducidas (entre 50 mmHg y 1 mmHg).

Este método permite determinar, a presión reducida, los rangos de temperatura de ebullición de productos de petróleo que pueden estar parcial o completamente vaporizados. (24)

➤ **Cromatografía de gases. ASTM D6729**

Este método de ensayo cubre la determinación de los componentes individuales de los hidrocarburos presentes en combustibles de motores de encendido por chispa y sus mezclas que contienen mezclas de compuestos oxigenados (MTBE, ETBE, etanol, etc.) con rangos de ebullición de hasta 225 °C. La cromatografía de gases se lleva a cabo en un cromatógrafo de gases. Este equipo consta de diversos componentes como el gas portador, el sistema de inyección de muestra, la columna (generalmente dentro de un horno), y el detector. (25) (26)

1.7 Introducción a la simulación de procesos 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, (27).

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. (28) (29)

Diferentes estudiosos del tema definen “Simulación” como:

Según Winston (1994) define la Simulación como la técnica que imita el funcionamiento de un sistema del mundo real cuando evoluciona en el tiempo. (30)

Mientras Shubik plantea: Simulación de un sistema (o un organismo) es la operación de un modelo (simulador), el cual es una representación del sistema. Este modelo puede sujetarse a manipulaciones que serían imposibles de realizar, demasiado costosas o imprácticas.

En tanto Roger Schroeder planteaba: la simulación es una técnica que puede utilizarse para resolver una amplia gama de modelos.

Su aplicación es tan amplia que se ha dicho: “cuando todo falle utilice simulación”.

- **Etapas de la simulación**

No necesariamente todos los estudios contendrán todas las etapas ni el mismo orden pues un estudio de simulación no es un proceso secuencial simple.

- Formulación del problema y planificación del estudio
- Recolección de datos y definición de un modelo
- Validación
- Construcción de un programa de computación y verificación
- Realización de corridas de prueba
- Validación
- Diseño de experimentos

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

- Realización de las corridas de producción
- Análisis de los datos de salida
- Documentación, presentación, e implementación de resultados.

- **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. (30).

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. (31) y (28)

De forma general estos softwares, como herramientas de productividad, tienen 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.

1.7.1 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. (32)

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. (33)

1.7.2 Ejemplos de simuladores de procesos

a) Simulador Aspen HYSYS

Características generales:

Simulador de procesos Aspen 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, (34). 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. (35) (36)

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

Características generales:

Simulador de Procesos Aspen 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).

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refinación 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 de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrolitos. Además modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra. Posee herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica, en tablas y otros. (11)

Aspen Plus permite:

- Regresión de datos experimentales.
- Diseño preliminar de los diagramas de flujo usando modelos de equipos simplificados.
- Realizar balance de materia y energía riguroso usando modelos de equipos detallados.
- Dimensionar piezas clave de los equipos.
- Optimización on-line de unidades de proceso completas o bien plantas. (35)

c) **Simulador CHEMCAD**

Características generales:

Simulador de procesos CHEMCAD, utilizado fundamentalmente en la esfera industrial. CHEMCAD nace en 1984 cuando un profesor universitario formó un equipo para desarrollar un simulador de procesos para computadoras personales PC. El simulador fue vendido a la sección de software de McGraw Hill (COADE) y luego siguió siendo desarrollado y distribuido por Chemstations Inc. Este simulador ha venido evolucionando durante estos años para convertirse en un paquete de módulos que abarca cálculo y diseño de intercambiadores de calor (CC-THERM), simulación de destilaciones dinámicas (CC-DCOLUMN), simulación de reactores por lotes (CC-ReACS), simulación de destilaciones por lotes (CC-BATCH), simulación de redes de tuberías (CC-SAFETY NET). Recientemente ha sido puesta a la venta la versión 6 de CHEMCAD con una nueva interface de usuario y otras propiedades adicionales. Este sistema es muy usado en todo el mundo, para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales.

d) 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*, (37) muy utilizado en la industria del gas natural, refinación de petróleo, petroquímica y química en general, (38).

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, cristalizadores, entre otros, de cualquier planta química, refinadora y petroquímica. (39)

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

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

de operación, la cuantificación de los balances de masa y energía y nos da una visión un tanto acertada sobre como funciona el proceso. (39)

1.7.3. Estructura del programa PRO/II

➤ **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. (39)

➤ **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. (39)

➤ **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 (pseudocomponentes). 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,

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

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 pseudocomponentes 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 pseudocomponentes para cada rango de punto de ebullición.

En general para establecer el número definitivo de pseudocomponentes 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. (39)

➤ **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. (39)

➤ **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 pseudocomponentes. 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. (39)

➤ **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

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

unitaria se pueden suministrar las condiciones de operación, identificación de las corrientes de entrada y salida y valores iniciales usados en la primera iteración. (39)

1.7.4. 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. (40). (41) 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:

➤ **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.

➤ **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.

a. 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: (39)

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

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.

b. 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 PRO/II 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.

c. 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

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

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)

d. 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. (42).

e. 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

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

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. (33).

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. (43)

1.7.5 Código de colores

El programa posee características únicas que ayudan en la construcción del diagrama de flujo del proceso: botones, íconos y en algunos casos pantallas de entrada bordeadas en

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

cuatro colores usados para indicar el nivel de datos al usuario como puede observarse en la tabla 1.3.

Tabla 1.3. Código de colores usado por PRO/II con PROVISION.

COLOR	SIGNIFICADO
(Rojo) 	Se requieren datos
(Verde) 	Dato predeterminado por el sistema
(Azul) 	Dato suministrado o modificado, entrada satisfactoria
(Amarillo) 	Precaución, los datos suministrados están fuera del rango normal

1.8 Conclusiones parciales del análisis bibliográfico

1. 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.
2. 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.
3. Después de haber analizado 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.
4. 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.

CAPITULO II



CAPÍTULO II. METODOLOGÍA DE LA INVESTIGACIÓN

En este capítulo se describe el proceso tecnológico de la planta de reformación catalítica, se muestran los datos mecánicos y de diseño de los equipos que intervienen en el proceso, se muestran los datos de los resultados de laboratorio de las corrientes de salida del proceso, se explica la metodología a seguir para la recolección de datos, la obtención del modelo de simulación de la planta, validación y análisis de sensibilidad, la metodología para obtener los valores operacionales de la torre estabilizadora T-202 que permita obtener un GLP con un contenido de pentano menor de 0.45 % volumen. (3)

2.1 Descripción del proceso tecnológico

2.1.1 Unidades de procesamiento de la refinería de Cienfuegos

➤ Unidad de destilación atmosférica

A la sección 100 llega el crudo desde los tanques de almacenamiento, el que es sometido al proceso de desalación eléctrica y su fraccionamiento donde se obtienen las siguientes fracciones:

- PIE – 70 °C inestable que es el inyecta a la sección 400 o fraccionamiento de gases.
- Fracción 70 – 180 °C es el inyecta de la planta de reformación catalítica o sección 200.
- Fracción 120-230 °C como producto intermedio, que será sometido al proceso MEROX, para eliminar compuestos de azufre y obtener el Jet A1 o combustible de aviación.
- Fracción 180-350 °C o fracción de diesel se hidrofina en la sección 300-1 para obtener un producto de bajo azufre y mejor calidad.
- Fuel – oil se extrae como producto terminado y es el combustible que se usa para la generación de energía eléctrica y producción de vapor.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

➤ **Unidad de finales ligeros o sección 400**

Esta planta tiene capacidad para procesar 10 000 barriles por día de nafta ligera (PIE 70 °C) inestable proveniente de la unidad de Destilación, así como gas de estabilización y un corte liviano obtenidos en la unidad de Reformación Catalítica. Como productos se pueden obtener propano, butano normal, isobutano y gas seco, aunque en la actualidad se obtiene el GLP comercial. La materia prima recibe un tratamiento con solución alcalina ($\text{NaOH}_{(ac)}$) al 10 % para eliminar el sulfuro de hidrógeno.

➤ **Reformación catalítica**

La Sección 200 está destinada a procesar la fracción 70 – 180 °C procedente de la sección 100, resultando la nafta hidrofinada en la primera parte del tratamiento y posteriormente se somete al proceso de Reformación Catalítica para obtener un catalizado estable con número de octano 95 según método de investigación, que se emplea como componente de la gasolina. En este proceso se produce gas de estabilización que se usa como gas combustible y el GLP que es enviado a la planta de fraccionamiento de gases para ser reprocesado. (44).

➤ **Planta de tratamiento “MEROX”**

El turbocombustible de aviación obtenido en la unidad de destilación atmosférica es alimentado a la unidad de tratamiento cáustico donde se realiza el prelavado para neutralizar el sulfuro de hidrógeno y los ácidos nafténicos presentes en el producto. Al salir de este proceso el Jet pasa al filtro de arcilla para eliminar los restos de partículas mecánicas y los surfactantes que están presentes en este combustible, logrando con esta operación obtener parámetros de calidad que corresponden a un Jet A-1 que se emplea como combustible de aviación.

2.1.2 Descripción del proceso tecnológico de la planta de reformación catalítica

La sección 200 está diseñada con una capacidad de procesamiento de 360 000 toneladas por año y tiene como objetivo la obtención de un producto catalizado debutanizado con índice de octano no inferior a 95, según el método investigativo que es el componente principal de la gasolina motor.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Se obtienen además del catalizado estable los siguientes productos:

- Gas hidrogenado que se utiliza en el bloque de refinación con hidrógeno y en otras secciones que lo requieren.
- Fracción liviana de estabilización que según la calidad obtenida se puede dirigir al fraccionador de gases o enviarse a producción terminada que en nuestro caso es el producto que deseamos obtener con una mayor calidad.

Gas hidrocarbonado que se dirige a la sección hidrofinadora de diesel para desprenderse del hidrogeno sulfurado, después de lo cual se evacua a la red de gas combustible.

El Proceso tecnológico cuenta con dos etapas fundamentales que son:

- Unidad de Hidrotratamiento de nafta (NHT).
- Unidad de reformación catalítica de nafta.

2.1.2.1 Unidad de hidrotratamiento de nafta (NHT)

La unidad de hidrotratamiento de nafta (NHT) está diseñada para procesar una carga de nafta pesada proveniente de la unidad de destilación atmosférica o sección 100.

El proceso de NHT es un proceso de refinación catalítica, el cual, con la ayuda de un catalizador y una corriente de gas rica en hidrógeno, descompone los compuestos azufrados, nitrogenados, oxigenados y halogenados, satura las olefinas, y remueve los metales presentes en la corriente de nafta para acondicionarla como carga a la unidad de reformación catalítica. La remoción de metales, junto con la eliminación de azufre, oxígeno y nitrógeno es necesaria debido a que éstos son venenos para los catalizadores de reformación catalítica.

Esta sección incluye los siguientes procesos:

- Refinación con hidrógeno de la materia prima con circulación de gas hidrogenado.
- Estabilización del producto hidrogenado.
- Regeneración a vapor-aire del catalizador de refinación con hidrógeno.

2.1.2.2 Unidad de reformación catalítica de nafta

El proceso de reformación catalítica se define como la transformación en aromáticos de una nafta pesada rica en parafinas y naftenos en presencia de un catalizador y bajo condiciones de operación adecuadas.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

La unidad de reformación catalítica tiene como objetivo principal aumentar el octanaje de la nafta proveniente de la unidad NHT para producir gasolina de mayor octanaje.

Mientras que en el bloque de estabilización de reformación es donde tiene lugar la separación de los compuestos formados durante el proceso de reformación, tales como gases combustibles, gas licuado del petróleo, y entregar al área de tanque terminados un producto reformado estable también llamado catalizado estable, el cual debe cumplir con las especificaciones de calidad que son alcanzadas en la torre T-202, (torre estabilizadora), y en dependencia de su modo de operación puede cumplirlas o no.

Descripción del flujo tecnológico: La materia prima es la fracción 70-180 °C procedente de la planta de destilación atmosférica (sección 100) o desde el área de tanques intermedios, pasando a través del tambor de alimentación D-201 de donde es bombeado y mezclado con gas hidrogenado circulante suministrado por el compresor C-201,R y posteriormente calentado en los intercambiadores 1,2,3 E-201. La mezcla de gas y materia prima pasa a través del horno F-201, y de ahí al reactor R-201, donde a temperatura entre 300 y 400 °C y presión entre 35 y 40 Kgf/cm² y en presencia de un catalizador de cobalto-molibdeno soportado en alúmina, tiene lugar la hidrogenación de los compuestos sulfurosos y nitrosos con desprendimiento de hidrógeno sulfurado, amoníaco y agua, y también el hidro craqueo parcial con desprendimiento del gas hidrocarbonado.

Del reactor la mezcla es enfriada y enviada al separador B-201 donde es separado el gas hidrogenado en circulación que retorna al compresor de gas de reciclo, el producto hidrogenado inestable es enviado a la torre de separación T-201 donde se separa el producto hidrogenado inestable de los gases hidrocarbonados, el hidrogeno sulfurado y la humedad.

La materia prima de la sección de reformación es el producto hidrogenado estable del fondo de esta torre que circula por el intercambiador E-202, y llega a la entrada de la bomba P-204 R para mezclarse con el gas circulante del proceso de reformación suministrado por los compresores 1,2 C-202, R. Esta mezcla de gas y materia prima calentada en los intercambiadores de calor 1, 2, 3 E-203, entra en el horno F-203/1 para calentarse hasta la temperatura de reacción, de ahí al reactor R-202 donde en presencia de catalizador polimetálico a temperatura entre 480 y 530 °C se desarrollan las reacciones de reformación. La mezcla de gas y producto al salir del R-202 se calienta en la segunda sección del horno

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

F-203/2 y se dirige al R-203. Al salir de este reactor se dirige al tercer escalón del horno F-203/3 y llega al R-204. Esta mezcla pasa por varios intercambiadores para ceder calor y en el separador B-204 se divide en gas hidrogenado que se envía al 1,2 C-202, R para ser recirculado al proceso nuevamente y el producto catalizado inestable.

Este producto **catalizado inestable** es la alimentación de la sección de estabilización, que con la bomba P-205, R es enviado al intercambiador E-204 donde es calentado hasta 140 °C intercambiando calor con el catalizado estable caliente procedente del fondo de la T-202, y entra a la torre de estabilización T-202 por los platos 18 y/o 21.

En la torre estabilizadora T-202 a 12 kgf/cm² y temperatura entre 230 y 240 °C, por el fondo se separa el catalizado estable de los hidrocarburos de C1 a C4 que se desprenden del producto catalizado y se dirigen hacia el tope de la torre donde a 70 °C y 11 kgf/cm² son evacuados pasando por los enfriadores de aire A-202 y el intercambiador por agua E-206 hasta obtener la temperatura adecuada, esta corriente parcialmente condensada es acumulada en el tambor separador D-203 donde se separa el H₂, metano y etano que son enviados a la red de gas combustible de la refinería, mientras que por la parte inferior del tambor los compuestos C3 y C4 (GLP) son succionados con la P-206 y enviados como reflujo frío de tope a la torre estabilizadora, el exceso de este producto se envía a la sección 400 (planta de fraccionamiento de gases) para ser reprocesado, al tener contenido de pentano que no admiten las especificaciones del GLP comercial.

El diagrama de flujo de la sección de estabilización se muestra en la figura 2.1

En el presente trabajo deseamos obtener parámetros operacionales en la T-202 que permitan que este gas adquiera características de GLP depentanizado, que es un producto con elevado valor comercial y de alta demanda en el mercado, como es el caso de la Empresa Moa Nickel S.A.

El balance térmico de la T-202 se mantiene por la circulación de una parte del producto inferior de la torre a través del horno F-204.

El producto catalizado estable pasa de la parte inferior de la torre de estabilización por el espacio tubular del E-204, enfriador por aire A-205 y el intercambiador con agua E-209 y se evacúa de la planta para formar parte de la gasolina motor comercial.

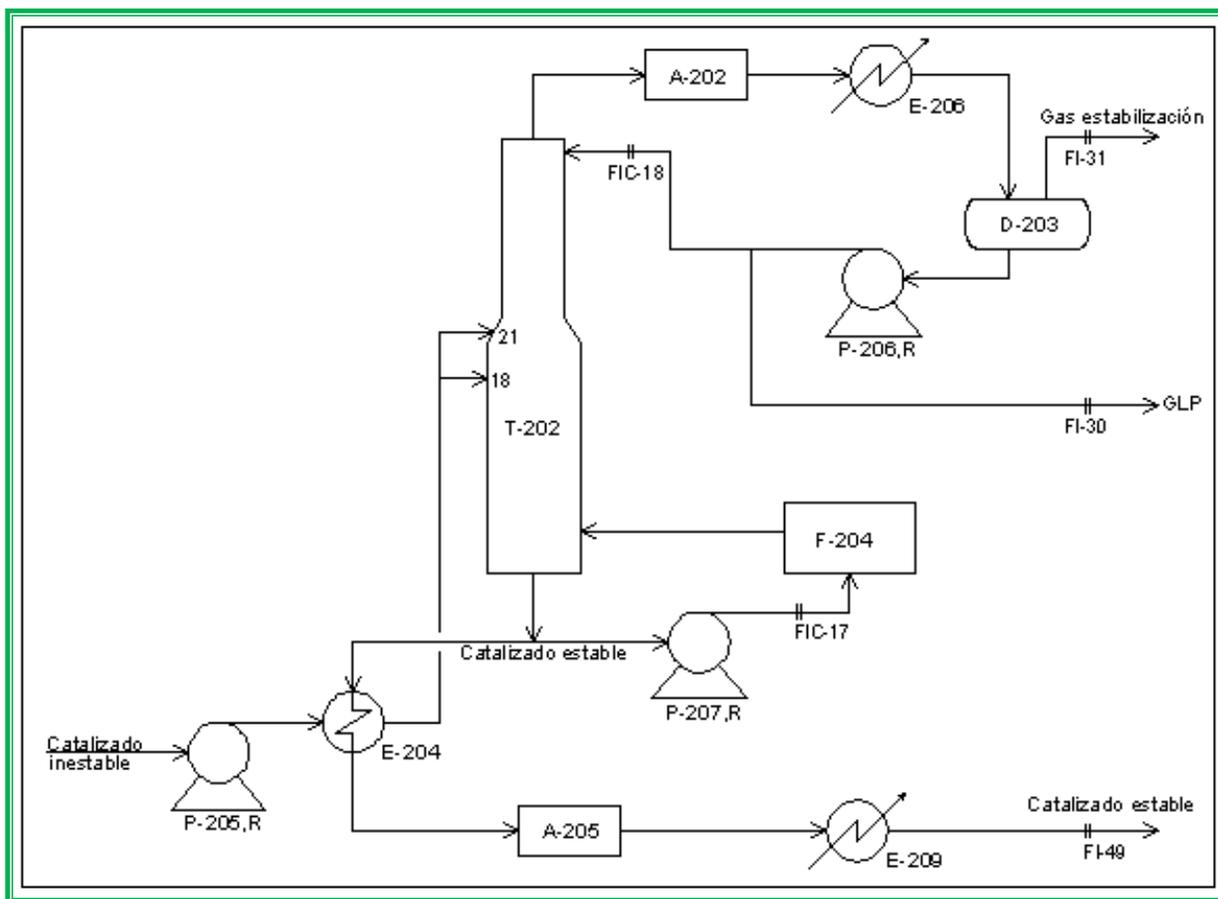


Figura 2.1 Diagrama de flujo de la sección de estabilización.

2.2 Datos técnicos y parámetros tecnológicos de los equipos de la sección de estabilización

El equipo principal de esta sección es la torre estabilizadora T-202. En las tablas 2.1 y 2.2 se muestran los datos mecánicos y de diseño de la misma y en las tablas 2.3, 2.4 y 2.5 los datos mecánicos de los intercambiadores de calor, enfriadores por aire y tambor separador de tope, que son los demás equipos que conforman esta sección.

En las tablas 2.6, 2.7, 2.8 y 2.9 se muestran los datos operaciones brindados por el proyecto del horno F-204, intercambiadores de calor, bombas y torre T-202 que usaremos en el modelo para el caso de diseño. (45)

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.1 Características de la torre de estabilización T-202.

T-202	Unidad de medida	Valores
Altura	mm	34420
Diámetro superior	mm	1000
Diámetro inferior	mm	2000
Cantidad de platos	unidades	40
Platos parte superior	unidades	19 (de un flujo)
Platos parte inferior	unidades	21 (de dos flujos)

Tabla 2.2 Datos mecánicos de la columna estabilizadora T-202 y sus platos.

Tipo de plato	Cantidad de platos	Cantidad de pasos	Diámetro sección (mm)	Distancia entre platos (mm)	Distancia entre válvulas (mm)	Diámetro de válvulas (mm)	Material
IB	19	1	1000	450	50	40	BCT3II2
VA	21	2	2000	600	75	40	BCT3II2

Tabla 2.3 Datos mecánicos de los intercambiadores incluidos en el diagrama de simulación.

Equipo	Diámetro coraza (mm)	Diámetro exterior tubos (mm)	Longitud tubos (mm)	Cantidad de pasos	Cantidad de cuerpos	Cantidad de tubos /cuerpo	Área de intercambio (m ²)
E-204	600	25	6000	4	2	316	180
E-206	600	20	6000	6	2	288	222
E-209	426	20	6000	2	2	106	94

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.4 Datos de los enfriadores de aire A-202 y A-205.

Datos de diseño	Unidad de medida	A-202	A-205
Cantidad de mazos (Bundle)	unidades	3	3
Tubos por mazo	unidades	123	2 x 123
Total de tubos	unidades	369	738
Largo de los tubos	mm	4000	4000
Largo x ancho del mazo	mm	1380x450	1380x350
Diámetro externo de los tubos	mm	25	25
Flujo	ton/h	10	2x37.1
Rendimiento del aire	Nm ³ /h	205000	420000
Diámetro exterior de las aletas	mm	56	56
Angulo instalación de las paletas		23°	20°
Área de intercambio	m ²	1870	2500
Temperatura entrada/salida	°C	70/55	120/55
Presión de trabajo	kgf/cm ²	11.5	12
Presión de trabajo máxima	kgf/cm ²	22	21.1

Tabla 2.5 Datos del tambor de condensación de tope D-203.

D-203	Unidad de medida	Diseño
Diámetro	mm	1600
Longitud	mm	6432
Volumen	m ³	12.50
Presión	kgf/cm ²	11
Temperatura	°C	40

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.6 Parámetros de operación del horno F-204 para el caso de diseño.

F-204	Unidad de medida	Por diseño
Flujo de materia prima	m^3/h	60 - 107
Temperatura entrada	$^{\circ}C$	No menos de 235
Temperatura salida	$^{\circ}C$	No más de 262
Diferencia temperatura permitida (entrada-salida)	$^{\circ}C$	No más de 27
Presión entrada	kgf/cm^2	15.55

Tabla 2.7 Datos de proceso de los intercambiadores de calor E-204, E-206 y E-209.

Datos de Diseño	Unidad de medida	E-204	E-206	E-209
Temperatura entrada tubos	$^{\circ}C$	235	32	32
Temperatura salida tubos	$^{\circ}C$	120	42	42
Temperatura entrada cuerpo	$^{\circ}C$	40	55	55
Temperatura salida cuerpo	$^{\circ}C$	140	40	40
Presión tubos	kgf/cm^2	13	3	3
Presión cuerpo	kgf/cm^2	16	11.5	13
Flujo tubos	kg/h	39090	-	-
Flujo cuerpo	kg/h	38691	10417	37090

Tabla 2.8 Parámetros de proceso de las bombas P-206 y P-207.

Datos de Diseño	Unidad de medida	P-206	P-207
Rendimiento	m^3/h	19	106
Altura Presión diferencial	m col líquido	115	117
Eficiencia		80	80
Presión salida	kgf/cm^2	17	19.5
Temperatura	$^{\circ}C$	40	235
Peso específico	kg/m^3	520	627

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.9 Parámetros operacionales de la torre de estabilización T-202.

Parámetros	Unidad de medida	Valores de diseño
Temperatura de tope	°C	70
Presión de tope	kgf/cm ²	11.5
Temperatura de alimentación	°C	140
Flujo de alimentación	kg/h	38691
Temperatura de fondo	°C	235
Presión de fondo	kgf/cm ²	12.0
Flujo de reflujo de tope	kg/h	8816
Temperatura reflujo de tope	°C	40
Presión de reflujo de tope	kgf/cm ²	17
Reflujo de fondo	kg/h	67000
Temperatura reflujo de fondo	°C	262
Presión de reflujo de fondo	kgf/cm ²	12

Para la obtención de las condiciones de operación (presión, temperatura, flujo) se utilizó el sistema de recolección automático de datos instalado en la Refinería Cienfuegos del que mostramos una pantalla en la figura 2.2. Los datos de diseño se obtuvieron del proyecto soviético.

Los datos reales de los parámetros de operación de las corrientes y equipos necesarios para evaluar el modelo en condiciones de operación se toman de software exaquantum, mediante el cual se accede a una base de datos de los valores operacionales de cada instrumento de medición que registra el sistema de control de la planta de reformación catalítica, para seleccionar estos datos se tuvo en cuenta la estabilidad de la planta, el día que se tomaron las muestras para ser analizadas en el laboratorio, se obtuvieron los datos cada 30 minutos durante 24 horas de operación de la planta, posteriormente se les hizo un análisis estadístico calculando promedio, desviación estándar y el coeficiente de variación, lo que nos permitió usar los valores promedio en la simulación con datos reales y la calidad requerida.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

En el anexo IV tablas A y B muestran las horas a que se tomaron los valores de temperatura, presión y flujo para cada instrumento de medición del día 16 de julio de 2015 en ese periodo de tiempo, mientras que en las tablas C y D se muestra una data desde el día 22 de octubre hasta el 10 de diciembre donde se refleja el promedio diario y posteriormente se calcula promedio, desviación estándar y coeficiente de variación (esta última es una referencia de un periodo mayor de tiempo que nos permite analizar el comportamiento de algunos parámetros en un rango mayor de tiempo si fuera necesario).

En la Figura 2.2 se muestra una pantalla del programa exaquantum de la sección de estabilización de la planta de reformación catalítica donde se pueden observar los equipos que intervienen, el flujo tecnológico, los instrumentos de medición que permiten el control del proceso y que nos darán los parámetros operacionales que necesitamos para el presente trabajo de las corrientes de alimentación y productos obtenidos, circuitos de tope y fondo.

En la tabla 2.10 se muestran los valores promedio de los parámetros reales del proceso obtenidos en el programa exaquantum el día 16 de julio de 2015 cada 30 minutos, el resultado de la media, de la desviación estándar y el coeficiente de variación, que utilizaremos en la simulación de la planta en estudio que se determinaron en las tablas A y B del anexo IV.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

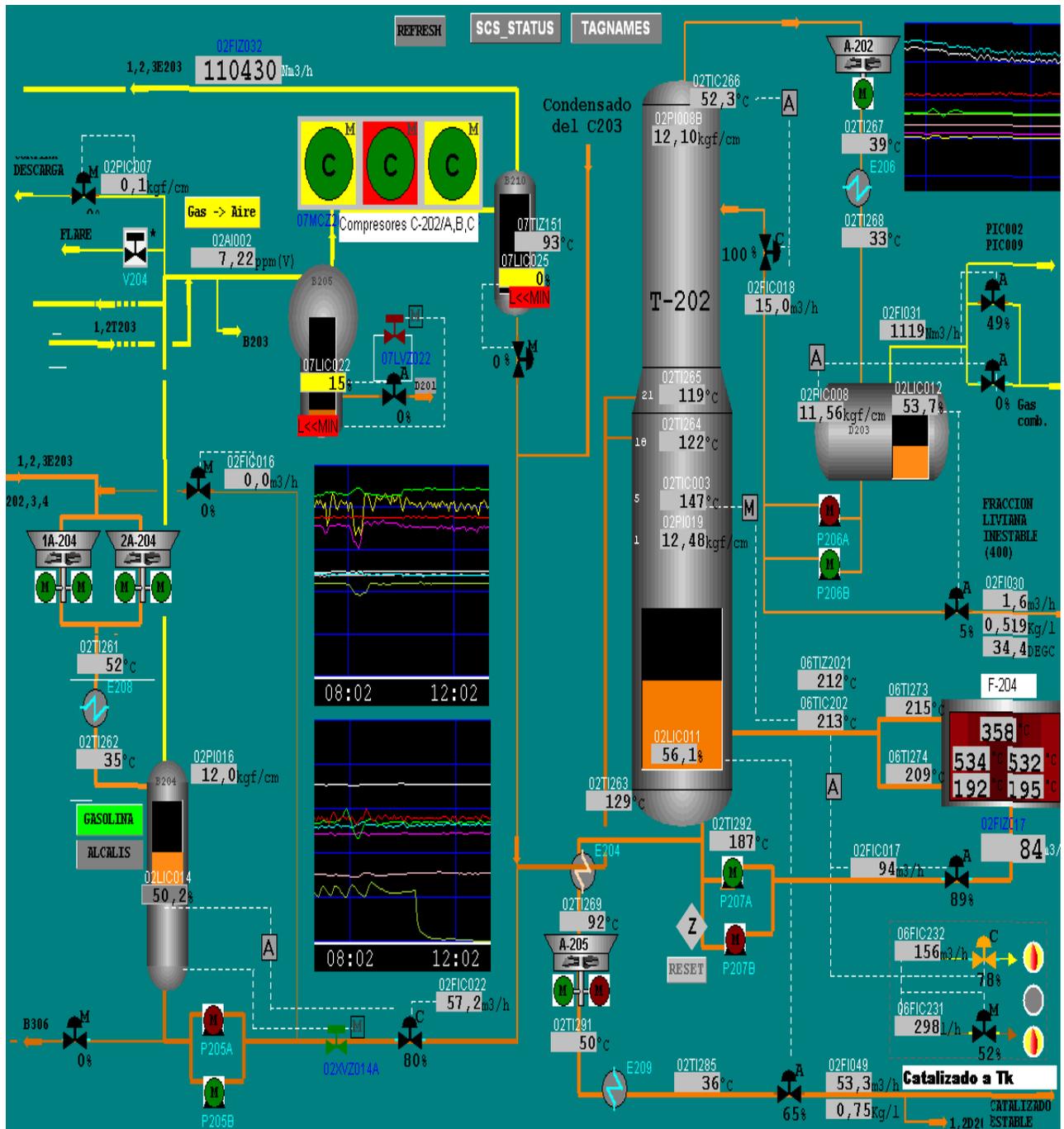


Figura 2.2 Pantalla del programa exaquantum de la T-202.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.10 Datos obtenidos del programa exaquantum el 16 de julio de 2015 y resultados de la Media (X), Desviación estándar (S) y Coeficiente de variación (CV).

PARÁMETROS TECNOLÓGICOS	UNIDAD	INSTRUMENTO	MEDIA		
	DE MEDIDA	DE MEDICIÓN	(X)	S	CV
Temperatura alimentación T-202	°C	02TI263	142.52	1.02	0.71
Temperatura T-202 en plato 19	°C	02TI264	134.54	2.55	1.89
Temperatura tope T-202	°C	02TIC266	57.08	0.89	1.56
Presión tope T-202	kgf/cm ²	02PI008B	12.23	0.06	0.45
Temperatura fondo T-202	°C	02TI292	190.33	1.29	0.68
Presión fondo T-202	kgf/cm ²	02PI019	12.52	0.06	0.44
Flujo de reflujo caliente	m ³ /h	02FIC017	94.801	0.07	0.08
Temperatura reflujo caliente	°C	06TIC202	210.36	1.20	0.57
Flujo de reflujo de tope	m ³ /h	02FIC018	10.853	1.19	11.00
Temperatura después A-202	°C	02TI267	36.52	3.31	9.06
Temperatura después E-206	°C	02TI268	35.54	2.03	5.73
Presión D-203	kgf/cm ²	02PIC008	12.17	0.02	0.13
Flujo GLP a almacenamiento	m ³ /h	02FI030	1.624	0.12	7.37
Flujo Gas estabilización	Nm ³ /h	02FI031	612.484	36.48	5.96
Flujo de Catalizado estable	m ³ /h	02FI049	38.929	0.46	1.19
Temperatura después E-204	°C	02TI269	85.75	1.38	1.61
Temperatura después A-205	°C	02TI291	41.91	4.26	10.16
Temperatura después E-209	°C	02TI285	38.01	2.21	5.83

2.3 Caracterización de la materia prima

En el bloque de estabilización de la sección de reformación es donde tiene lugar la separación de los compuestos formados durante el proceso de reformación, tales como gases de estabilización, gas licuado del petróleo y el reformado estable, el cual debe

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

cumplir con las especificaciones de calidad que son alcanzadas en la torre T-202 (torre estabilizadora), y en dependencia de su modo de operación puede cumplirlas o no.

Es por este motivo que para caracterizar la materia prima que alimenta la T-202 para condiciones reales de operación de la planta, utilizaremos los resultados de laboratorio de las especificaciones de calidad de estos productos y los parámetros del proceso obtenidos del programa exaquantum y haciendo uso del simulador con el MEZCLADOR1 obtener la composición de la materia prima que alimenta esta sección. Al no poseer en la Refinería base de datos de resultados de laboratorio de la corriente de gas de estabilización fue necesario muestrear las tres corrientes en el mismo tiempo (16 de julio de 2015) para obtener la composición de la materia prima de la sección de estabilización que es la alimentación de la torre T-202.

Estos ensayos comprenden la calidad de los productos obtenidos en la T-202 que son los gases de estabilización (corriente gaseosa del D-203), gas licuado del petróleo (corriente líquida del D-203) y el reformado estable (fondo de la T-203), 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. (47) (48).

En los anexos XX, XXI y XXII se muestran los resultados de las cromatografías realizadas en el laboratorio a las muestras del catalizado estable, GLP y gas de estabilización del día 16 de julio de 2015 que son utilizados para caracterizar la composición de la materia prima, que se usará en la simulación del proceso.

En la tabla 2.11 se resumen los productos muestreados, los análisis realizados y el método de laboratorio empleado para cada determinación.

En las tablas 2.12, 2.13 y 2.14 se muestran los resultados de los análisis de laboratorio de las muestras de catalizado estable, GLP y gas de estabilización tomadas el día 16-07-2015 en el mismo horario para poder conformar la composición de corriente de alimentación a la sección de reformación.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.11 Ensayos de laboratorios y métodos de análisis.

LUGAR DE LA MUESTRA	PRODUCTOS	DETERMINACIÓN	MÉTODO DE LABORATORIO
Fondo T-202	Catalizado estable	Densidad a 15 °C	ASTM D4052
		No octano investigativo	ASTM D2699
		Destilación	ASTM D86
		Cromatografía	ASTM D6729
Tope D-203	Gas de estabilización	Cromatografía	ASTM D6729
Fondo D-203	GLP S-200	Cromatografía	ASTM D6729
		Valor calórico	ASTM D2598
		Densidad 15 °C	ASTM D2598
		Presión de vapor	ASTM D2598
		Peso molecular	ASTM D1267
		Azufre	ASTM D6667

Tabla 2.12 Resultado de los análisis de laboratorio del catalizado estable.

CATALIZADO ESTABLE			16-07-2015	
Determinación	Unidad de medida	Método	Resultado	
No octano investigativo	unidad	ASTM D 2699	91.5	
Densidad a 15 °C	g/cm ³	ASTM D 4052	0.7719	
Destilación inicial	°C	ASTM D 86	42.0	
	10%	°C	ASTM D 86	64.0
	50%	°C	ASTM D 86	106.0
	90%	°C	ASTM D 86	158.0
Destilación final	°C	ASTM D 86	197.0	

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 2.13 Resultado de los análisis de laboratorio del GLP.

GLP			16-07-2015
Determinación	Unidad de medida	Método	Resultado
Presión de vapor, a 37.8 °C	kgf/cm ²	ASTM D 2598	6.99
Valor calórico neto	kcal/kg	ASTM D 2598	11900.00
Densidad a 15 °C	g/cm ³	ASTM D 2598	0.5481
Corrosión al Cu 1h a 37.8 °C	Núm. Letra	ASTM D 1838	1A
Peso molecular	g/mol	ASTM D 1267	52.60
Etano	% mol	Cromatografía	1.62
Propano	% mol	Cromatografía	36.12
ISO butano	% mol	Cromatografía	30.47
N-Butano	% mol	Cromatografía	31.80
ISO pentano	% mol	Cromatografía	-
N-Pentano	% mol	Cromatografía	-

Tabla 2.14 Resultado de los análisis de laboratorio al gas de estabilización.

Gas estabilización D-203		16-07-2015
Componentes	Método	% Volumen
Hidrógeno	Cromatografía	25.65
Metano	Cromatografía	1.44
Etano	Cromatografía	17.28
Propano	Cromatografía	42.46
Isobutano	Cromatografía	8.28
N butano	Cromatografía	4.89
	Cromatografía	100.00

2.4 Metodología para la obtención del modelo simulación

Para el desarrollo del presente trabajo se siguieron una serie de pautas que permitieron su buena culminación. Inicialmente se estudiaron los diagramas de flujo de proceso, para seleccionar los equipos y corrientes a simular, se estudiaron todas las variables de los equipos a evaluar, se realizaron sus modelos de simulación en el simulador PRO/II, para así obtener la información de las corrientes (flujo, densidad, entre otras) líquida y vapor en cada etapa de equilibrio.

Durante esta etapa se realizó una descripción detallada de las condiciones de operación de la torre desbutanizadora o estabilizadora, T-202, de la unidad de reformación de nafta. Para lo cual se empleó la siguiente metodología:

- Estudio de los manuales de operación y diagramas de tuberías e instrumentación de la sección de reformación catalítica, con la finalidad de recopilar los datos concernientes al proceso en estudio.
- Revisión de los planos mecánicos de la torre desbutanizadora, para obtener toda la información sobre los dispositivos internos de la misma. Los planos de los platos de la parte superior en inferior se muestran en los anexos V y VI. Se revisaron los pasaportes tecnológicos de los equipos involucrados en el proceso para obtener sus características.
- Inspección de la planta de reformación catalítica, lo cual proporcionó información clara y concisa sobre el proceso que se lleva a cabo en dicha unidad, como su funcionamiento, ubicación, y características detalladas de la torre T-202 y de los equipos de la sección de estabilización.
- Seguimiento de la calidad de los productos de la unidad, a través de los resultados del laboratorio de la Refinería de Cienfuegos.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

- Estudio de las principales variables de operación (presión, temperatura y flujo), mediante el software exaquantum, en el sistema de control operacional de la refinería de Cienfuegos.

2.4.1 Pasos a seguir para la construcción del modelo de simulación

Una vez realizada la descripción de las variables de operación de la torre en análisis, se estudió el manual del simulador PRO/II con provision de la empresa SIMSCI, para la comprensión y manejo del mismo para construir el modelo de simulación de la torre de estabilización T-202 a condiciones de diseño.

Los pasos a seguir para la construcción del modelo en el paquete de simulación PRO/II se muestran en la figura 2.3 y son explicados a continuación:

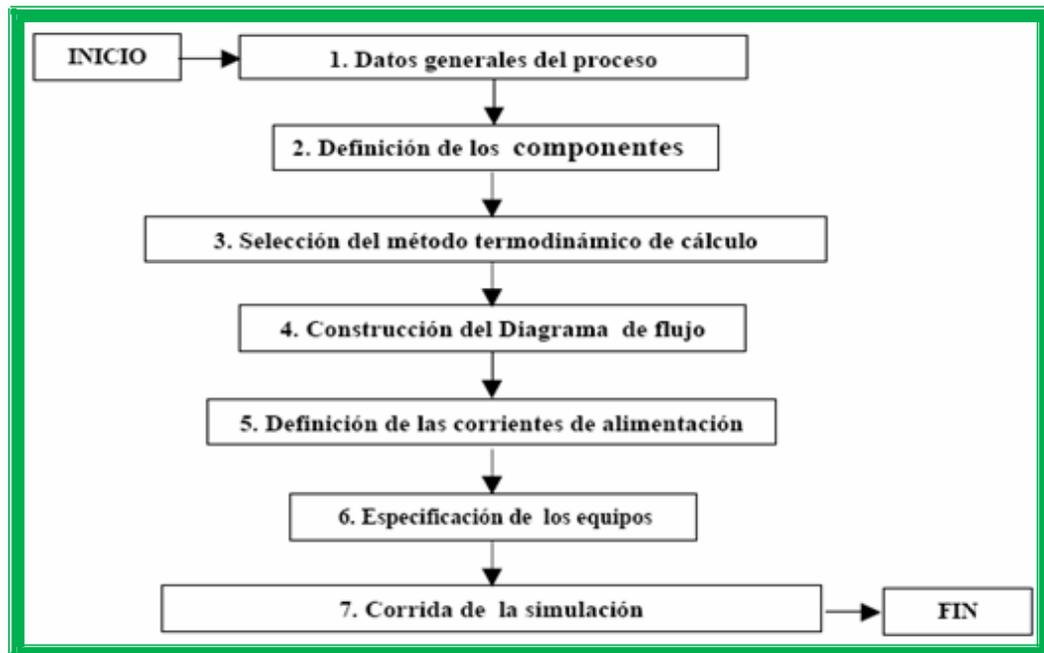


Figura 2.3. Diagrama esquemático para el desarrollo del modelo de simulación en PRO/II

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

2.4.1.1 Datos generales del proceso

En esta sección se definieron unidades dimensionales de los datos de entrada y salida, la solicitud de propiedades en el reporte de salida, gráficos, número de iteraciones por cálculo, secuencia del cálculo para operaciones unitarias.

2.4.1.2 Definición de los componentes

Esta sección es utilizada para definir los componentes químicos presentes en el problema y de ser necesario para introducir o modificar alguna propiedad de algún componente. Todos los componentes que se encuentran en el problema son definidos en esta sección con la excepción de los componentes de petróleo derivados de las curvas de destilación ASTM. A fin de facilitar la entrada de datos, los componentes son clasificados en distintos tipos.

- **Componente en librería PRO/II:** el programa está equipado con una librería de 1 450 compuestos químicos. Con un pequeño número de excepciones, todas las propiedades de los componentes requeridos para un problema, están almacenados en librería.
- **Componentes de petróleo:** fracciones de petróleo generadas y caracterizadas automáticamente con base en los datos de destilación ASTM o TBP suministrados por el usuario.
- **Componentes definidos por el usuario:** los componentes definidos por el usuario, también llamados seudocomponentes, caracterizados individualmente en términos de un punto normal de ebullición, gravedad estándar del líquido y peso molecular.

Como puede apreciarse en la figura 2.4, para el desarrollo del modelo se definieron componentes de la librería PRO/II tales como: sulfuro de hidrógeno, hidrógeno, metano, etano, propano, entre otros, componentes de petróleo mediante curvas ASTM D-86, y algunos componentes fueron definidos por el usuario.

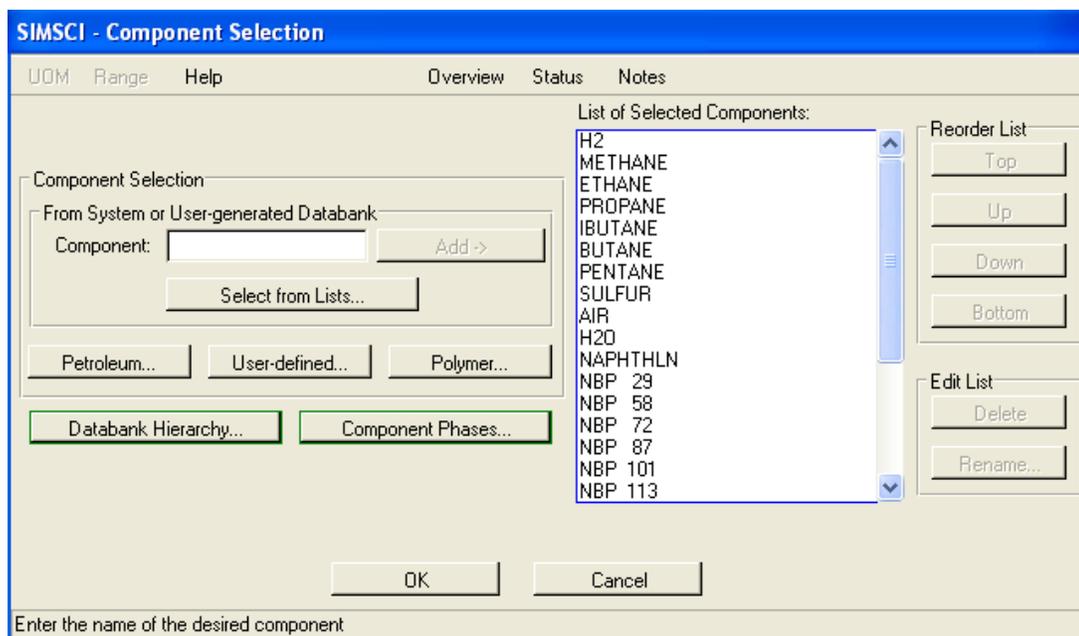


Figura 2.4. Definición de los componentes.

2.4.1.3 Selección del método termodinámico de cálculo

La opción de datos termodinámicos es usada para definir los métodos de cálculo para constantes de equilibrio líquido/vapor, constantes de equilibrio líquido/líquido, cálculos de entalpía (H), entropía (S) y opcionalmente densidades y propiedades de transporte (viscosidad, conductividad térmica y tensión superficial), los cuales son requeridos por el programa. Existen distintos métodos para calcular propiedades y el usuario selecciona la más conveniente de acuerdo al problema que se esté tratando. En la figura 2.5 se muestra la ventana de PRO/II para la elección del método termodinámico.

El manual de referencia de PRO/II sugiere para los procesos de hidrotratamiento y reformación las ecuaciones de estado de *Soave Redlich Kwong* (SRK) o *Soave Redlich Kwong* modificada por *Panag-Reid* (SRKM), además de las correlaciones generalizadas de *Grayson Streed* (GS).

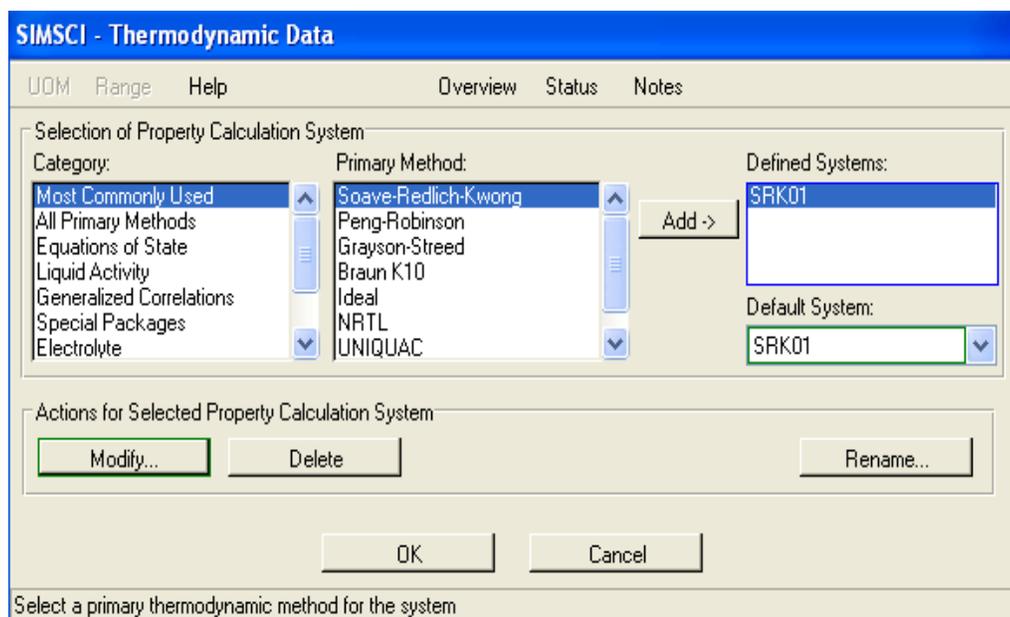


Figura 2.5 Métodos termodinámicos a seleccionar en PRO/II

Sin embargo, el método de SRK es el más recomendado cuando se trabaja con componentes como metano, propano, isobutano, hexano, etc. Por lo tanto se escogió la ecuación de estado de Soave Redlich Kwong (SRK) ya que arroja mejores resultados cuando se trabaja con pseudocomponentes, bien sea generados por el programa o creados por el usuario.

2.4.1.4 Construcción del diagrama de flujo

La construcción del modelo se llevó a cabo utilizando la interfase gráfica interactiva, llamada PROVISION, que usa menú, listas y formas para interpretar las instrucciones del usuario.

Las operaciones unitarias requeridas en el problema se definen en esta sección. Una vez seleccionada la operación, el programa requiere los datos de cálculo adecuados al tipo de operación. Cada operación posee un esquema de configuración definida en el programa. Entre las principales operaciones unitarias con que cuenta PRO/II están: bombas, compresores, columnas e intercambiadores. En la figura 2.6 se puede observar la ventana donde se seleccionan estos equipos.

2.4.1.5 Datos de equipos

Las condiciones de operación de los diferentes equipos de la unidad fueron tomadas de los diagramas de flujo de procesos (PFD) mostrados en el proyecto soviético, así como la consulta de los pasaportes de los equipos que intervienen en el proceso para la obtención de datos como: diámetro interno y tipo de plato en las torres, características específicas de los intercambiadores de tubo y carcasa, entre otros.

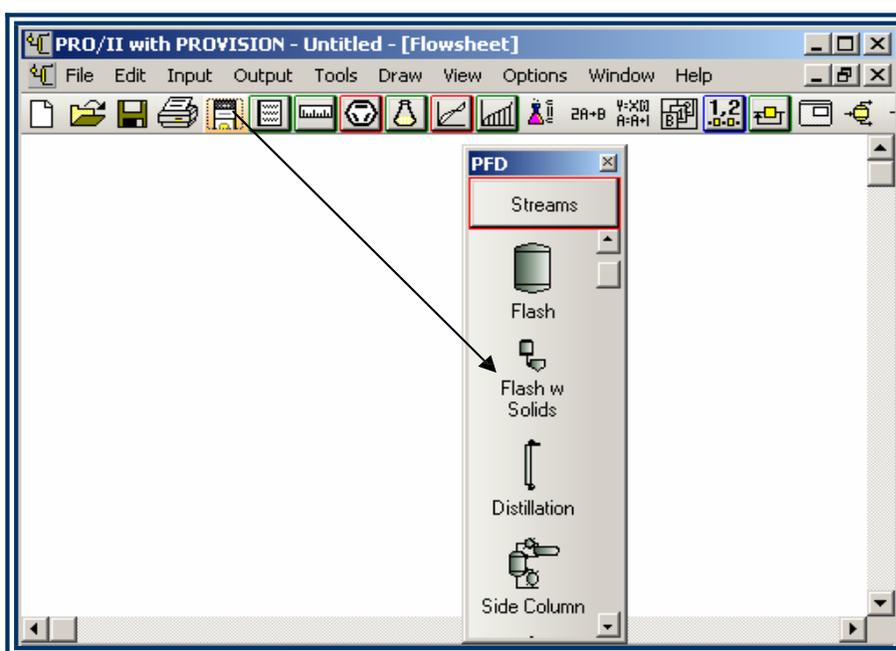


Figura 2.6. Ventana de selección de los equipos

Se introducen los datos de los equipos que intervienen en el proceso como se muestran en las figuras 2.7, 2.8 y 2.9.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

PRO/II - Rigorous Heat Exchanger

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: E-204 Description:

Calculation Type: Rating (Predictive)

Overall Configuration:

- Number of Tubes/Shell:
- Area/Shell: m²
- Shell Inside Diameter: 0.59500 m

Simulation Model:

- Use PRO/II
- Use HTRI

Setup... HTRI GUI...

Products /Thermo... Configuration... Tubes... Baffles... Film Coefficients... Pressure Drop... Materials... Print Options... Nozzles...

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.7 Ventana de datos de los intercambiadores de calor.

PRO/II - Pump

UOM Define Range Help Overview Status Notes

Unit: P-207 Description:

Product Stream: S8 Thermodynamic System: Default (SRK01)

Pressure Specification:

- Outlet Pressure: kg/cm²
- Pressure Rise: 0.00000 kg/cm²
- Pressure Ratio:

Efficiency: 80.00 Percent

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.8 Ventana de datos de las bombas.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

The screenshot shows the 'PRO/II - Flash Drum' data entry window. The window title is 'PRO/II - Flash Drum'. The menu bar includes 'UOM', 'Define', 'Range', 'Help', 'Overview', 'Status', and 'Notes'. The 'Unit' field is set to 'D-203'. The 'Description' field is empty. The 'First Specification' section has 'Pressure' selected in a dropdown menu, with a value of '11.000 kg/cm²'. The 'Thermodynamic System' is set to 'Default (SRK01)'. The 'Second Specification' section has 'Unit Specification' selected with a radio button, and 'Temperature' selected in a dropdown menu, with a value of '40.00 C'. Below this, there is a note: 'Product Specification: Parameter = value within the default tolerance'. At the bottom, there are three estimate fields: 'Temperature Estimate: C', 'Pressure Estimate: kg/cm²', and 'Pseudostream Flowrate: 0.00000 lb-mol/hr'. There are also three buttons: 'Product Phases...', 'Print Options...', and 'Entrainment...'. At the very bottom, there are 'OK' and 'Cancel' buttons, and a note: 'Exit the window after saving all data'.

Figura 2.9 Ventana de datos del tambor separador de tope D-203

2.4.1.6 Corrida de la simulación

Luego de haber suministrados todos los datos requeridos por el programa se generó la corrida del modelo. Este paquete suministra resultados de las corrientes de flujo, tales como entalpía, densidad, viscosidad, temperatura, presión, tanto de vapor como de líquido, curvas de destilación (temperatura versus porcentaje de destilado), perfiles de temperatura, presión, composición de vapor, composición de líquido, composición plato a plato, entre otras.

2.4.2 Torre estabilizadora o desbutanizadora T-202

Para formular el modelo de simulación de esta torre, a condiciones de diseño, se tomó la información proporcionada por el proyecto ruso, para esta unidad mostradas en las Tablas No 2.1, 2.2 y 2.9. La ventana principal de datos de la columna en el simulador se muestra en la figura 2.10.

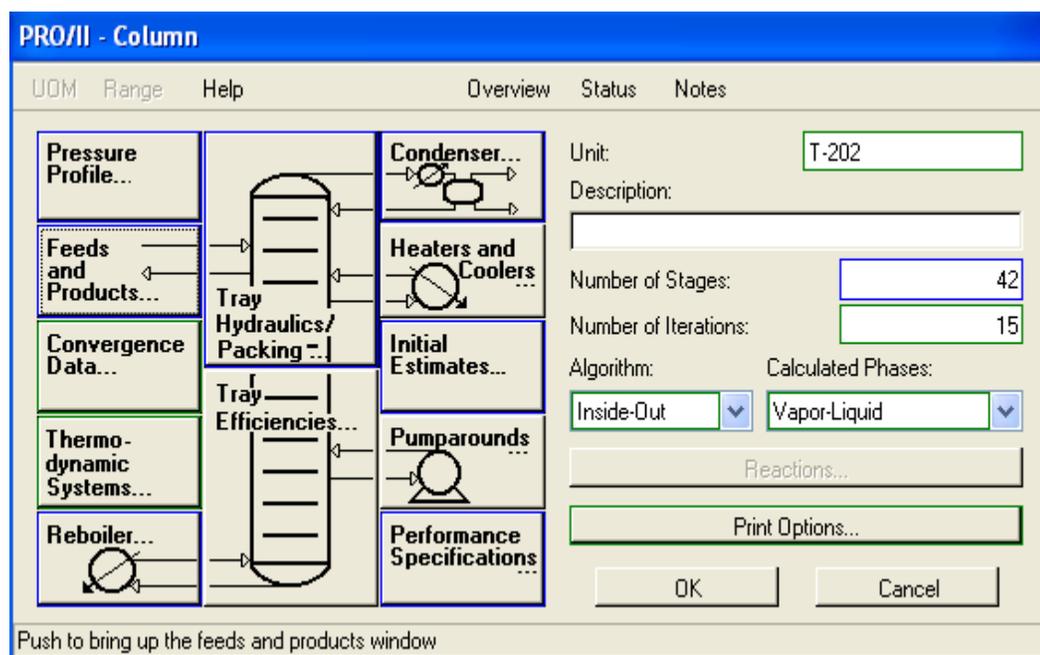


Figura 2.10 Ventana de datos de la columna T-202.

2.4.2.1 Definición del tipo de rehervidor

Como se puede observar en la figura 2.11, el producto del fondo de la torre se divide en dos corrientes luego de abandonar la columna, una se dirige al intercambiador de alimentación E-204, enfriador de aire A-205, intercambiador de calor con agua E-209 y finalmente al almacenamiento en tanques comercial, y la otra que se dirige al horno F-204, donde se vaporiza parcialmente para luego ser retornada a la torre T-202 como reflujo caliente.

El PRO/II no tiene un modelo de rehervidor que sea exactamente igual a esta configuración, pero si existe uno que la representa con bastante exactitud, como lo es el rehervidor de termosifón sin baffles. En éste, se utiliza un intercambiador de calor en lugar del horno, pero al suministrarle la información sobre la transferencia de calor requerida, genera un reflujo hacia la torre con las mismas características que el horno, lo cual se acepta ya que se está realizando la evaluación de la torre T-202 más no la del horno. Se utilizó este tipo de rehervidor debido a que representa las condiciones semejantes al horno y la temperatura de salida es mayor que la del producto de fondo, así como la temperatura y composición del producto de fondo y alimentación al

rehervidor son iguales.

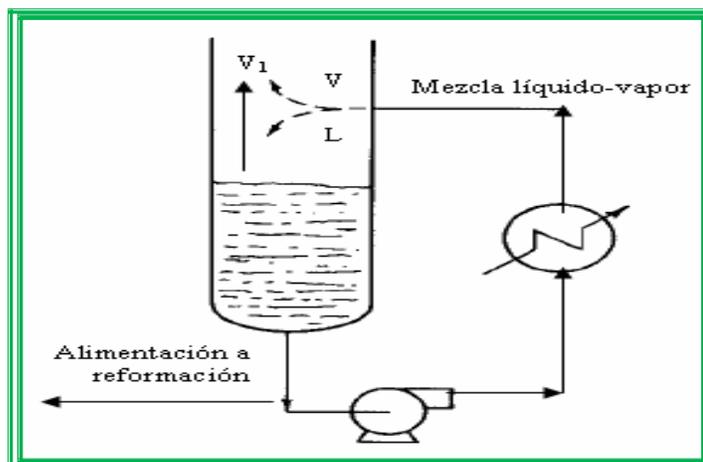


Figura 2.11 Configuración de rehervidor de termosifón sin baffles

En el cálculo del número de etapas a incluir en la simulación se debe tomar en cuenta esta configuración de rehervidor, es decir, PRO/II pide que se agreguen dos platos adicionales al número de platos de la columna, esto es debido a que la penúltima sería el líquido acumulado en el fondo de la torre, de donde sale el producto de fondo, y la última de estas etapas representaría el rehervidor. El flujo que el rehervidor envía a la torre se encuentra en forma bifásica como una mezcla líquida y vapor, de las cuales, al entrar en la torre el vapor sube por los platos hacia el tope, mientras que el líquido cae nuevamente en la piscina de fondo de la columna, pero este líquido está a una temperatura más elevada que la del líquido acumulado en el fondo, causando una ligera vaporización en la misma, que subiría también hacia el tope.

2.4.2.2 Definición del tipo de condensador

El condensador seleccionado es un “condensador parcial”, porque existen las fases líquido y vapor como productos de tope; una parte del líquido generado se retorna a la torre como reflujo, mientras que el resto es retirado como GLP, la corriente gaseosa es el gas de estabilización que es retirado. En este caso sólo se debe añadir una etapa adicional que en nuestro caso es el plato 1.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Seguidamente se procedió a ubicar en la hoja de PRO/II los equipos en estudio; primero el intercambiador de calor simple que simula al calentador de la alimentación E-204 (intercambiador de calor de tubo y coraza), que aumenta la temperatura de la alimentación de la torre; después se incluyó la torre T-202, junto con el tambor separador, D-203, (del que sale una corriente de gas y una líquida (GLP)), y el intercambiador que simula la operación del horno, F-204, para alcanzar la temperatura del fondo. Ver figura 2.12.

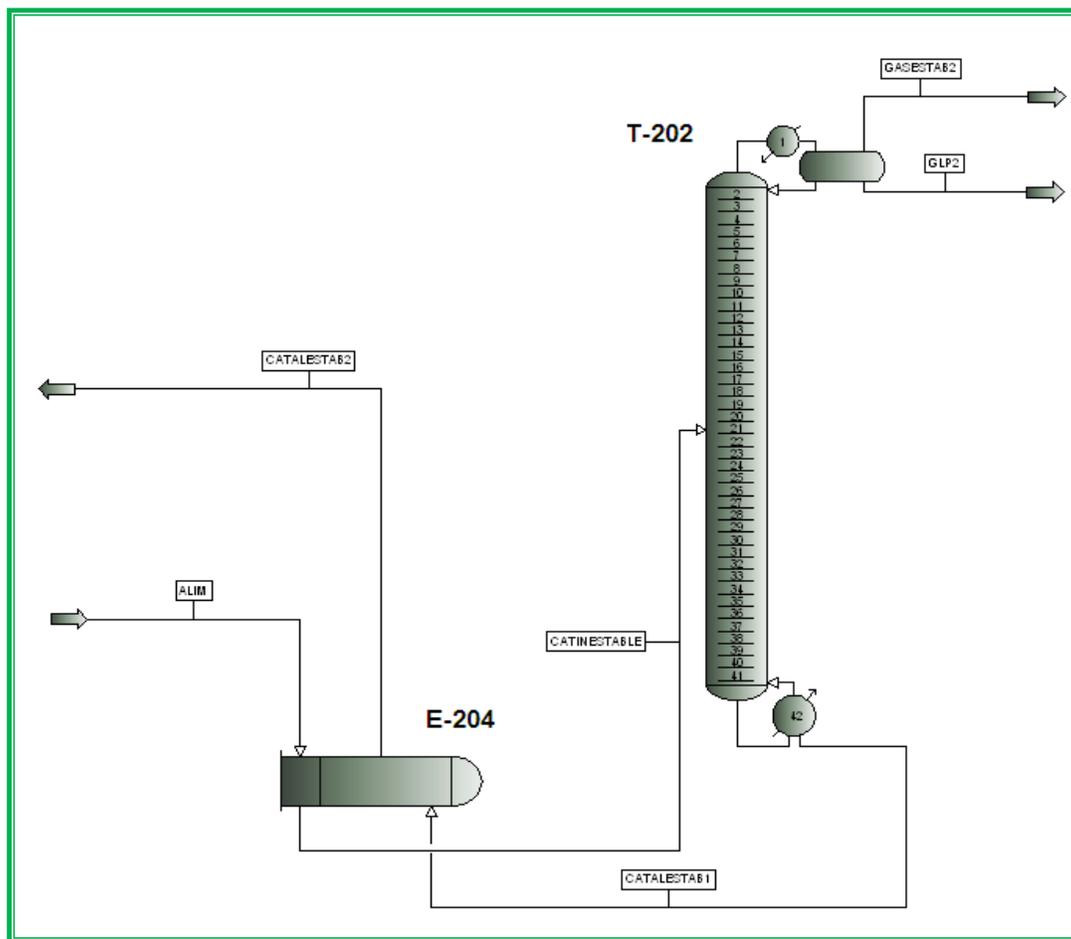


Figura 2.12 Diagrama de flujo simplificado de la T-202 con condensador y rehervidor propios del simulador.

En la refinería Cienfuegos las diferentes corrientes presentes están identificadas con las siguientes siglas:

ALIM: Alimentación, antes de ser calentada en el intercambiador E-204.

CATINESTABLE: Alimentación a las condiciones de operación de la torre.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

GASESTAB: Gas estabilizado, sale del tope del D-203.

GLP: GLP (gas licuado del petróleo) sale del separador D-203 y es una corriente rica en propanos y butanos.

CATALESTAB1: Catalizado estable (producto de fondo de la torre T-202), a condiciones del fondo de la torre.

CATALESTAB2: Catalizado estable o reformado, después de ser enfriado en el intercambiador E-204.

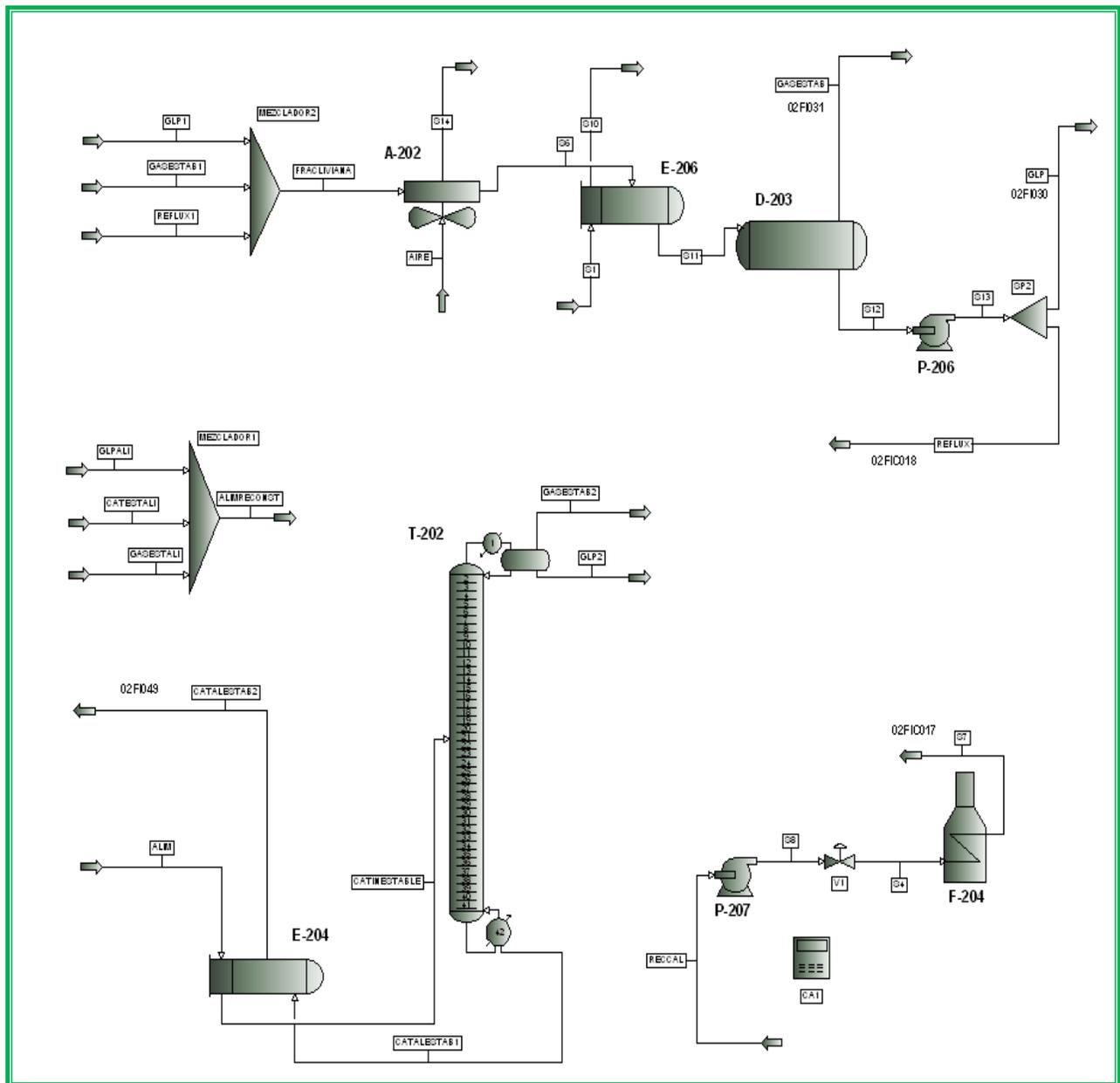


Figura 2.13 Diagrama de flujo para la simulación en PRO/II de la torre T-202.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Se completó el diagrama de flujo con los circuitos reales de tope y fondo, se colocaron los mezcladores necesarios, para poder introducir los datos reales de los equipos y corrientes y obtener los resultados deseados.

Luego, se seleccionó el sistema de unidades en que se iba a trabajar, el cual depende de si son condiciones de diseño u operación, en nuestro caso seleccionamos el sistema métrico como se muestra en la figura 2.14 que es el utilizado en la Refinería tanto por proyecto como operacional.

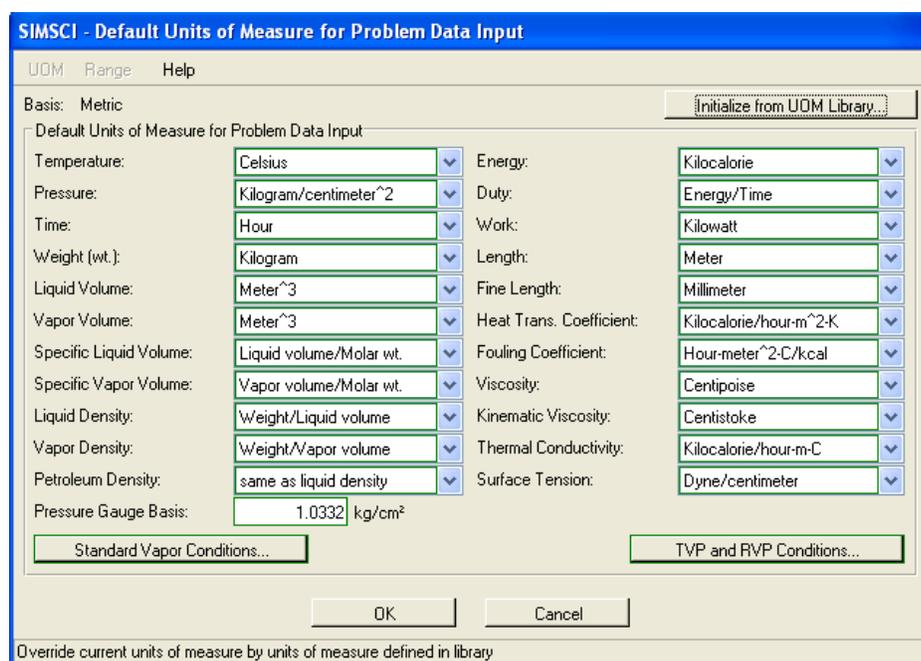


Figura 2.14 Selección del sistema de unidades a utilizar en PRO/II.

Se dan las condiciones a las cuales debería operar cada equipo presente en el diagrama.

Se introducen los datos de composición y parámetros de proceso conocidos del proyecto de las corrientes presentes en el diagrama de flujo como se muestra en las figuras 2.15, 2.16, 2.17, 2.18 y 2.19 que presentamos a continuación:

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

PRO/II - Stream Data

UOM Range Help Tag Overview Status Notes

Stream: **GASESTAB** Description: _____

From Unit: T-202

To Unit: (Product Stream)

Supply Initial Estimate for Stream Data

Stream Type

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

Flowrate and Composition...

Stream Solids Data...

Stream Polymer Data...

Thermal Condition

First Specification:

Temperature 40.00 C

Second Specification:

Pressure 11.000 kg/cm²

OK Cancel

Push to bring up the flowrate and assay window

Figura 2.15 Parámetros de proceso de la corriente de gas de estabilización para el caso diseño.

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream **GASESTAB**

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: 1185.0 kg/hr

Individual Component Flowrates

Copy	Component	Composition Mole
Paste	H2	15.184
	METHANE	6.6505
	ETHANE	21.865
	PROPANE	33.404
	IBUTANE	11.236
	BUTANE	11.540
	PENTANE	0.12150

Clear Compositions Total: 100.00 Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.16 Composición de la corriente de gas de estabilización para el caso diseño.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream **GLP**

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: kg/hr

Individual Component Flowrates

Copy	Component	Composition Mole
Paste	H2	
	METHANE	0.73620
	ETHANE	8.5890
	PROPANE	30.675
	IBUTANE	24.540
	BUTANE	34.356
	PENTANE	1.1043

Clear Compositions Total: 100.00 Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.17 Composición de la corriente de GLP para el caso diseño.

Stream Data - Flowrate and Composition

UOM Range Help Tag

Specify flowrate and composition for stream **CATINESTABLE**

Fluid Flowrate Specification

Total Fluid Flowrate: kg/hr

Individual Component Flowrates

Copy	Component	Composition Mole
Paste	H2	1.3207
	METHANE	0.59430
	ETHANE	2.0867
	PROPANE	3.5660
	IBUTANE	1.5320
	BUTANE	2.1132
	PENTANE	9.5436

Clear Compositions Total: 100.00 Normalize Component Flowrates Based on Specified Fluid Flowrate

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Figura 2.18 Composición de la corriente de catalizado inestable para el caso diseño.

Component	Composition Mole
IBUTANE	0.029600
BUTANE	0.41480
PENTANE	10.667
SULFUR	
AIR	
H2O	
NAPHTHLN	88.889
Total:	100.00

Figura 2.19 Composición de la corriente de catalizado estable para el caso diseño.

El método termodinámico utilizado fue la ecuación de estado Soave-Redlich-Kwong (SRK) y el algoritmo “*Inside-out*” (I/O) por su rapidez, poco requerimiento de estimaciones iniciales y por su eficiencia para la convergencia de la mayoría de los sistemas de hidrocarburos, además reduce el tiempo de la corrida. Se usa el generador de estimados iniciales “Convencional” ya que éste trabaja con una amplia categoría de problemas y su uso se recomienda antes que otras aplicaciones.^[16]

Posteriormente, se revisa si todos los iconos presentes en el diagrama cambiaron al color verde, indicando que no se requiere más información para realizar la corrida del modelo, y así proceder a realizar la primera corrida y revisar los resultados presentados por el simulador. Si después de la corrida, alguno de los equipos presentaba un color rojo, se revisa la información suministrada y se realiza una nueva corrida, todo este procedimiento se realiza hasta que se obtiene una convergencia de los resultados y todos los equipos cambian a color azul.

2.5 Validación del modelo de simulación para caso diseño

Para validar el modelo es necesario obtener los reportes del balance de materiales y composición de las corrientes para poder compararlos con los datos que ya conocemos y poder calcular la desviación máxima permisible que es lo que nos va a decir si el modelo es adecuado y así poder pasar a la siguiente etapa que es para el caso de operación real del proceso. Los reportes se muestran en los anexos IX y X, y la tabla comparativa en los anexos XI y XII. El análisis de estos resultados se muestra en el capítulo III de este trabajo.

Se basa en la desviación máxima permisible para este sistema, aplicando como dicho valor un 10%.

El porcentaje de error está definido por:

$$\% \text{ error} = \left| \frac{\text{diseño} - \text{simulación}}{\text{diseño}} \right| \times 100 \quad \text{Ec.2.1}$$

2.5.1 Modelo de simulación en condiciones de diseño

a) Caracterización de las corrientes involucradas

Para esta caracterización, primeramente se definieron los componentes a utilizar en la simulación. En la tabla 2.15 se reflejan los flujos molares de los principales componentes de las corrientes antes mencionadas, en condiciones de diseño; nótese la presencia del componente *gasolina*, es un conglomerado de los componentes del catalizado utilizado para este diseño por el proyecto soviético que dificulta la corrida del simulador para las condiciones de diseño.

Además de las composiciones, se necesitaron las condiciones que se utilizaron para el diseño del equipo por parte del licenciante, así como algunas propiedades de la fase líquida y vapor en las corrientes de alimentación y productos, las cuales están expresadas en la tabla 2.15 y 2.16 respectivamente.

Tabla 2.15. Flujos molares de las principales corrientes de la torre T-202.

CORRIENTES	CATALIZADO INESTABLE	GAS DE ESTABILIZACION	GLP	CATALIZADO ESTABLE
Flujo Molar total (kg mol/h)	378,6	32,9	8,2	337,5
Componentes (Porcentaje Molar)				
H2(Hidrógeno)	1,3207	15,1837	0,0000	0,0000
C1(Metano)	0,5943	6,6505	0,7362	0,0000
C2 (Etano)	2,0867	21,8646	8,5890	0,0000
C3 (Propano)	3,5660	33,4042	30,6748	0,0000
i-C4 (i-Butano)	1,5320	11,2360	24,5399	0,0296
n-C4 (n-Butano)	2,1132	11,5396	34,3558	0,4148
∑C5 y más (Pentanos)	9,5436	0,1215	1,1043	10,6667
S (Azufre)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2S (Sulfuro de Hidrógeno)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
H2O (Agua)	0,0000	0,0000	0,0000	0,0000
Gasolina	79,2435	0,0000	0,0000	88,8889
	100,00	100,00	100,0	100,0

Tabla 2.16. Propiedades físicas de las corrientes de alimentación y productos.

CORRIENTES	UNIDAD DE MEDIDA	CATALIZADO INESTABLE	GAS DE ESTABILIZACION	GLP	CATALIZADO ESTABLE
Fracción de Vapor					
Temperatura	°C	140	40	40	235
Presión	kgf/cm ²	16,0	11,0	17,0	12,0
Flujo Molar	kg mol/h	378,6	32,9	8,2	337,5
Flujo Másico	kg/h	38691	1185	416	37090
Energía	MM kcal/h	0,82	0,13	0,02	4,95

b) Validación de la simulación

Se basó en la desviación máxima permisible para este sistema, con un valor límite del 10 por ciento.

Los valores que se compararon para hacer la validación fueron:

- Temperatura del catalizado inestable.
- Temperatura del gas de estabilización.
- Temperatura del GLP.
- Temperatura del reflujo frío.
- Flujos másicos de las corrientes de GLP, catalizado estable y reflujo frío.
- Relación de reflujo con respecto a la corriente de GLP.
- Composición molar de componentes fundamentales de la corriente de GLP.

Las desviaciones se encuentran en las tablas de los anexos XI y XII.

2.6 Modelo de simulación para las condiciones de operación

En este modelo se utilizó el mismo diagrama utilizado en condiciones de diseño (ver figura 2.12).

A diferencia del caso de diseño, en operación no se dispone de la composición de la alimentación a la torre T-202, por lo que se empleó una alimentación

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

reconstituida a partir de la información que se posee sobre los productos.

a) Caracterización de la alimentación

Para definir la alimentación se realizaron análisis de destilación y cromatografías a los productos de la torre y se tomaron las condiciones de operación actuales para aplicar una alimentación reconstruida.

Para este fin, se tomaron muestras de las corrientes involucradas correspondientes al día 16/07/2015; entre las muestras tomadas están:

CATESTALI: Catalizado estable o producto de fondo, se encuentra en fase líquida y se le hicieron dos pruebas, una cromatografía y una destilación ASTM D-86.

GLPALI: GLP o producto líquido del tope, presenta un alto contenido en propanos y butanos y se le hizo una cromatografía.

GASESTALI: Gas estabilizado proveniente del D-203, se encuentra en fase gaseosa, y se le hizo una cromatografía.

Todas las pruebas realizadas a estas corrientes se realizan de manera rutinaria y se llevan a cabo en el departamento de laboratorio de la refinería Cienfuegos, los resultados fueron obtenidos a través del sistema de reportes del laboratorio, y se reportan en los Anexos XX, XXI y XXII. En las tablas 2.12, 2.13 y 2.14 podemos encontrar los valores que utilizaremos en el modelo del simulador.

Para la obtención de las condiciones de operación (presión, temperatura, flujo) se utilizó el sistema de recolección automático de datos exaquantum (ver figura 2.1), los datos obtenidos se encuentran en el anexo IV Tablas A y B.

Con los datos del laboratorio y los valores de los parámetros de operación de las corrientes de GLP, gas estabilización y catalizado estable, haciendo un balance de materiales de la sección podemos reconstruir la corriente de alimentación de la sección de estabilización que alimenta la T-202 o catalizado inestable que en el modelo es “ALIM”.

El simulador PRO/II nos facilita un mezclador que proporciona cálculos exactos de estas corrientes después de mezcladas.

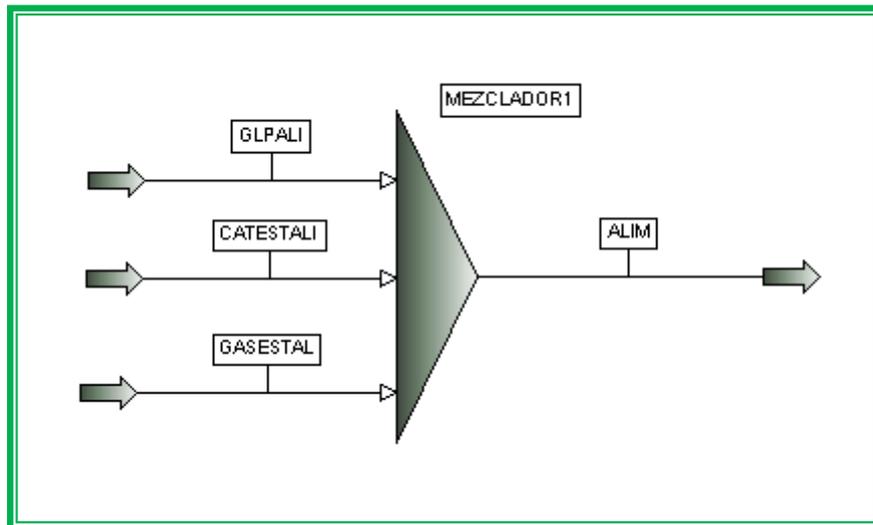


Figura 2.19. Alimentación reconstituida de la estabilizadora en condición de operación.

2.6.1 Validación del modelo de simulación para condiciones de operación

En esta sección, al igual que para el caso de diseño se aplicó la ecuación 2.1, pero en este caso se tomaron en cuenta otros valores para la validación. Como lo son:

- Temperatura del tope de la T-202.
- Temperatura del plato de fondo de la T-202.
- Temperatura del condensador.
- Temperatura del rehervidor.
- Temperatura de alimentación.
- Peso molecular del GLP y catalizado estable.
- Densidad a 15 °C del GLP y catalizado estable.
- Flujo volumétrico de GLP.
- Flujo volumétrico de catalizado estable.
- Flujos de las corrientes de recirculación del condensador y re hervidor.

2.7 Metodología para la obtención de parámetros operacionales

Después de tener validado el modelo para las condiciones reales de operación de la planta le especificamos la condición de diferentes porcentajes de pentano en el GLP para el valor límite y por debajo de este, que es el parámetro que define que ese producto tenga especificaciones de GLP depentanizado, para con esas especificaciones obtener los valores de temperatura en que puede operar la torre para las condiciones de presión reales obtenidas. En la tabla 2.19 se muestran los valores de contenido de pentano que fijaremos al simulador y los parámetros de proceso que pretendemos obtener al correr el modelo de simulación diseñado para las condiciones reales de operación manteniendo la misma presión de tope.

Tabla 2.19 Especificaciones y variables para el caso de diseño en la T-202

ESPECIFICACIÓN	VALOR	VARIABLES DEL PROCESO
Contenido de pentano en el GLP % v/v	0,45	Temperatura de tope en la T-202 (°C)
	0,45	Temperatura de fondo en la T-202 (°C)
	0,45	Temperatura de alimentación de la T-202 (°C)
	0,45	Temperatura del condensador T-202 (°C)
	0,45	Temperatura del rehervidor T-202 (°C)
Contenido de pentano en el GLP % v/v	0,25	Temperatura de tope en la T-202 (°C)
	0,25	Temperatura de fondo en la T-202 (°C)
	0,25	Temperatura de alimentación de la T-202 (°C)
	0,25	Temperatura del condensador T-202 (°C)
	0,25	Temperatura del rehervidor T-202 (°C)
Contenido de pentano en el GLP % v/v	0,05	Temperatura de tope en la T-202 (°C)
	0,05	Temperatura de fondo en la T-202 (°C)
	0,05	Temperatura de alimentación de la T-202 (°C)
	0,05	Temperatura del condensador T-202 (°C)
	0,05	Temperatura del rehervidor T-202 (°C)
Contenido de pentano en el GLP % v/v	0,001	Temperatura de tope en la T-202 (°C)
	0,001	Temperatura de fondo en la T-202 (°C)
	0,001	Temperatura de alimentación de la T-202 (°C)
	0,001	Temperatura del condensador T-202 (°C)
	0,001	Temperatura del rehervidor T-202 (°C)

CAPITULO III



CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En el presente capítulo se muestran los resultados que se han obtenido al aplicar la metodología para la obtención y validación del modelo de simulación de la torre T-202 de la sección de estabilización de la planta de Reformación catalítica con el uso del simulador de procesos PRO/II en su versión 8.1 para las condiciones de diseño y para condiciones reales de operación. Se muestran resultados de las comparaciones de los valores del proyecto soviético con los obtenidos en el simulador para la fase de diseño, se realiza la caracterización de la materia prima de la sección de estabilización partiendo de los resultados de los análisis de laboratorio del GLP, gas de estabilización y catalizado estable, se realizan las comparaciones de los datos reales de proceso y análisis de laboratorio de las muestras tomadas con los resultados obtenidos en el simulador para ser validado el modelo y finalmente poder obtener los valores de las variables de proceso que permitan obtener GLP con contenidos de pentano inferiores a 0,45 % volumen para que pueda ser comercializado como GLP depentanizado con un mayor precio y a menor costo al no requerir reprocesamiento en la planta de finales ligeros o sección 400.

3.1 Características de la materia prima para las condiciones de operación

La materia prima que se alimenta a la sección de estabilización tiene características inestables que no permite si se muestrea y se analiza obtener resultados confiables para esta investigación, por lo que se hizo necesario haciendo uso del mezclador que proporciona el simulador PRO/II alimentando los datos de laboratorio y de los parámetros de proceso que se obtuvieron del software exaquantum de las tres corrientes de salida obtener las características de este catalizado inestable.

Las características de la alimentación reconstruida (ALIM) para el caso de operación real se muestran a continuación en la tabla 3.1. En la tabla 3.2 se muestran los valores de la composición molar del catalizado inestable que proporcionó el proyecto soviético y lo obtenido en el simulador haciendo uso del mezclador y usando datos reales de operación y laboratorio.

Tabla 3.1 Datos de la corriente de alimentación obtenidos en el mezclador de simulador.

UNIDAD DE MEDIDA		CATALIZADO INESTABLE (ALIM)
Temperatura	°C	44.888
Peso molecular		83.816
Flujo molar	kg mol/h	374.609
Flujo másico	kg/h	31398.146
Flujo volumétrico	m ³ /h	43.269
Densidad	kg/m ³	725.653

Tabla 3.2. Composición molar del catalizado inestable dado para el diseño y el obtenido en el simulador para el caso de operación.

CATALIZADO INESTABLE	DISEÑO	OPERACION
Flujo Molar total (kg mol/h)	378,6	374.609
Componentes (Porcentaje Molar)		
H2(Hidrógeno)	1,3207	0,6287
C1(Metano)	0,5943	0,0661
C2 (Etano)	2,0867	1,3094
C3 (Propano)	3,5660	4,4303
i-C4 (i-Butano)	1,5320	3,2323
n-C4 (n-Butano)	2,1132	4,2967
ΣC5 y más (Pentanos)	9,5436	6,1868
S (Azufre)	0,0000	0,0000
H2S (Sulfuro de Hidrógeno)	0,0000	0,0000
H2O (Agua)	0,0000	0,0000
Gasolina	79,2435	79,8497
TOTAL	100,00	100,0

3.2 Modelo de simulación para condiciones de diseño

Una vez reunidos todos los datos de diseño, y operación de la torre desbutanizadora en estudio de la unidad de reformación catalítica de nafta, se construyó el diagrama de flujo, se definieron los componentes de las corrientes y se dieron los datos de equipos, se corrió el modelo hasta obtener la convergencia de los valores a comparar en el simulador de procesos PRO/II versión 8.1. La validación del modelo se realizó reproduciendo estas condiciones y tomando un margen de desviación de un 10 por ciento para los flujos y temperaturas y algunas propiedades importantes como son densidad y peso molecular del GLP y del catalizado estable.

3.2.1 Perfil de temperatura para las condiciones de diseño

En la tabla 3.3 se muestra el perfil de temperatura y presión de la torre desbutanizadora T-202 para las condiciones de diseño dadas por el proyecto soviético y los resultados obtenidos en el simulador.

Tabla 3.3 Perfil de temperatura y presión de la torre desbutanizadora T-202 para las condiciones de diseño.

VARIABLES DEL PROCESO	UNIDAD DE MEDIDA	DISEÑO	SIMULADOR
Temperatura de tope	°C	70	70.000
Temperatura de fondo	°C	235 máx.	199.682
Temperatura del condensador	°C	40	39.656
Temperatura del re hervidor	°C	262 máx.	211.093
Temperatura del catalizado inestable	°C	140	145.210
Temperatura de gas de estabilización	°C	40	38.738
Presión de tope	kgf/cm ²	11.5	11.500
Presión de fondo	kgf/cm ²	12	11.990

En la tabla 3.4 se muestran las temperaturas de las principales corrientes de este proceso obtenidas en el simulador y la comparación con los datos de diseño para determinar el error.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Para el caso del catalizado estable y el reflujo caliente el error es cero debido a que el valor que se muestra en el proyecto es el límite máximo de operación de temperatura y los valores obtenidos en el simulador están dentro del rango permitido.

Para la temperatura del catalizado inestable, gas de estabilización, GLP y reflujo frío los resultados obtenidos en el simulador al compararlos con los datos de diseño se obtiene un error menor de 10 por ciento por lo que estos datos convergen.

Tabla 3.4 Comparación de las temperaturas de las corrientes que intervienen en la torre estabilizadora T-202 para las condiciones de diseño.

TEMPERATURA	UNIDAD DE MEDIDA	DISEÑO	SIMULADOR	% ERROR
Catalizado inestable	°C	140	145.210	3.71
Gas estabilización	°C	40	38.738	3.19
GLP	°C	40	39.656	0.89
Catalizado estable	°C	235 máx.	199.682	0
Reflujo frío	°C	40	39.656	0.89
Reflujo caliente	°C	262 máx.	211.093	0

3.2.2 Flujo de productos para las condiciones de diseño

En la tabla 3.5 se exponen los flujos máxicos de los productos que se relacionan con la T-202 dados por el proyecto soviético y los obtenidos en el simulador así como el error al comparar dichos valores.

Tabla 3.5. Flujos máxicos de los productos en la sección de estabilización para el caso de diseño.

FLUJO MASICO	UNIDAD DE MEDIDA	DISEÑO	SIMULADOR	% ERROR
GLP	kg/h	416.00	406.44	2.30
Catalizado estable	kg/h	37090.00	38035.34	2.55
Reflujo frío	kg/h	8816.00	8019.67	9.03
Relación de reflujo (Reflujo frío/GLP)		21,19	19.73	3.93

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Se puede apreciar al comparar los flujos másicos dados por el proyectista y los obtenidos en el simulador PRO/II de las corrientes de GLP, catalizado estable y reflujo frío que el error es menor de 10 , lo que nos indica que el modelo se corresponde con los valores de diseño.

En la unidad existen dos equipos que enfrían el gas de tope de la torre (A-202 y E-206), pero esto no se pudo representar con ninguno de los modelos de condensador que ofrece el simulador PRO/II, por lo que se representó separado haciendo referencia de unas corrientes con otras, por tanto existe la posibilidad de cierto error en estos resultados. Debemos recordar que en el tiempo que se hizo el proyecto soviético estos cálculos se hacían manuales teniendo influencia en los resultados obtenidos la composición del crudo con que se diseñó la planta; no obstante los resultados son lógicos por lo que se puede utilizar el modelo al obtener el resultado esperado.

3.2.3 Cromatografía del GLP

Como se puede observar en la tabla 3.6 al comparar la composición del GLP dada por el proyecto soviético y los resultados obtenidos en el simulador, el porcentaje de error es menor del 10 por ciento lo que indica que el modelo diseñado es correcto.

Tabla 3.6 Flujos molares del GLP para el caso de diseño con los obtenidos en el simulador PRO/II.

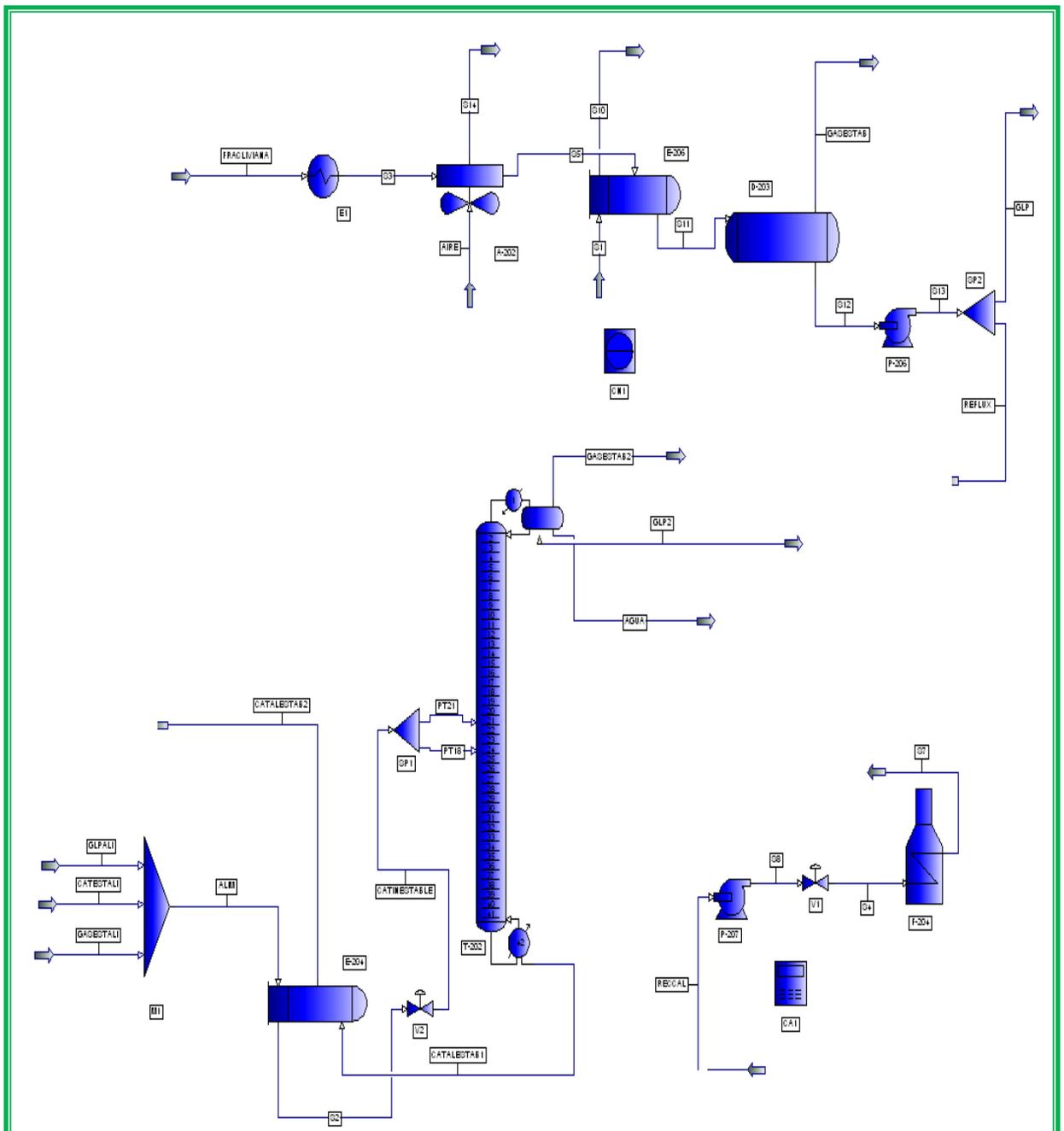
GLP	UNIDAD DE MEDIDA	DISEÑO	SIMULADOR	% ERROR
Flujo	kg-mol/h	8.2	7.826	
Porcentaje molar	% mol			
Propano y más ligeros		40.000	37.300	6.75
i-Butano		24.540	25.700	4.73
n-Butano		34.356	35.900	4.49
Pentano y más pesados		1.104	1.100	0.39

Analizando los resultados mostrados en las tablas 3.4, 3.5 y 3.6 podemos afirmar que el modelo simulado de la T-202 para las condiciones de diseño es correcto y se puede usar para las condiciones de operación real.

3.3 Modelo de simulación para condiciones de operación

Utilizando el diagrama de flujo del caso de diseño y modificando el mezclador de la alimentación, se obtuvo el diagrama de flujo para el caso de operación real, el cual se muestra en la figura 3.1 después de introducir los datos reales de operación.

Figura 3.1 Diagrama de flujo obtenido en el simulador PRO/II para el caso de operación.



Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Con la composición y flujo de la materia prima obtenida en el MEZCLADOR1 dando los datos de composición y destilación de los componentes y fijando la presión absoluta en el tope de la torre de 13.23 kgf/cm² obtenida en los datos reales de la planta y aplicando la condición la caída de presión real de 0.3 kgf/cm² de la T-202 se corrió el programa del simulador PRO/II hasta obtener los reportes de resultados mostrados en los anexos XXVIII, XXIX Y XXX.

En las tablas 3.7, 3.8 y 3.9 se muestran los resultados y las comparaciones de los datos reales de operación con los obtenidos en los reportes del simulador.

3.3.1 Perfil de temperatura para condiciones de operación

Para validar el modelo diseñado, en la tabla 3.7 se comparan parámetros de proceso de la torre T-202 obtenidos del programa exaquantum con los valores obtenidos en el simulador PRO/II; para las temperaturas de tope y fondo de la torre, temperaturas del condensador y rehervidor se puede observar que los datos convergen al estar dentro del porcentaje de error predeterminado, para el caso de la temperatura de alimentación el error se considera cero al comparar con un valor límite superior y estar dentro de ese rango de temperatura.

Tabla 3.7 Temperaturas de las corrientes relacionadas con la torre para las condiciones de operación y cálculo del error.

VARIABLES DEL PROCESO	UNIDAD DE MEDIDA	OPERACION	SIMULADOR	% ERROR
Temperatura tope	°C	57.080	57.000	0.14
Temperatura fondo	°C	190.330	175.900	7.58
Temperatura del condensador	°C	35.540	32.263	9.22
Temperatura del rehervidor	°C	210.360	195.449	7.09
Temperatura de alimentación	140 °C máx.	142.520	126.036	0

3.3.2 Flujos de productos para condiciones reales de operación

En la tabla 3.8 se muestran los valores de flujo reales obtenidos del programa exaquantum y el resultado del simulador PRO/II, se puede observar que los valores convergen al estar dentro del por ciento de error admitido. Para el caso de los flujos de recirculación de tope representado en el condensador se puede observar que el error es cero al estar dentro del rango admitido por el proyecto, de igual manera sucede con el reflujo caliente representado en el re hervidor que el rango permitido es de 60 hasta 117 m³/h.

Tabla 3.8. Flujos de productos para las condiciones reales de operación y los obtenidos en el simulador, mostrando el % de error.

FLUJO	UNIDAD DE MEDIDA	REAL OPERACIONAL	SIMULADOR	% ERROR
GLP	0.5 - 4 m ³ /h	1.624	1.611	0.80
Catalizado estable	m ³ /h	38.929	38.976	0.12
Condensador	10-19 m ³ /h	10.853	14.927	0
Re hervidor	60- 117 m ³ /h	94.801	61.941	0

3.3.3 Características de los productos

Se comparan las características principales del GLP y el catalizado estable que son los productos comerciales implicados en este modelo. Los valores dados por el laboratorio, los obtenidos en el simulador PRO/II y el porcentaje de error se muestran en la tabla 3.9.

Tabla 3.9 Peso molecular y densidades de productos y sus desviaciones.

CORRIENTES	UNIDAD DE MEDIDA	REAL OPERACIONAL	SIMULADOR	% ERROR
GLP				
Peso molecular		52.600	49.679	5.55
Densidad	kg/m ³	548.100	532.679	2.81
Catalizado estable				
Peso molecular		97.749	91.412	6.84
Densidad	kg/m ³	771.900	752.631	2.50

3.4 Parámetros operacionales para obtener GLP con contenido de pentano menor de 0.45 % v/v

Posterior a obtener la validación de sistema y correr adecuadamente el modelo para los valores reales de proceso, se fija en el simulador la condición de obtener GLP con porcentos de pentano de 0.45, 0.25, 0.05 y 0.001 % v/v para obtener los parámetros operacionales de la torre en análisis para cada condición, para realizar estas corridas se mantuvo la presión absoluta en el tope de la torre de 13.23 kgf/cm² obtenida en los datos reales de la planta y una caída de presión real de 0.3 kgf/cm² en la T-202 con respecto al fondo.

Los reportes de resultados obtenidos en el simulador se muestran en los anexos XXXI, XXXII y XXXIII para el GLP con contenido de pentano de 0.45 % v/v que es el límite superior permitido de esta especificación para el GLP depentanizado.

Para el GLP con contenido de pentano 0.25 % v/v se muestran en los anexos XXXIV, XXXV y XXXVI, para el GLP con contenido de pentano 0.05 % v/v en los anexos XXXVII, XXXVIII y XXXIX y para el GLP con contenido de pentano 0.001 % v/v en los anexos XXXX, XXXXI y XXXXII.

Los resultados de las temperaturas de tope, fondo, alimentación, condensador y rehervidor obtenidos en el simulador se muestran en la tabla 3.10 para los diferentes valores de contenido de pentano fijados, los valores mostrados para cero por ciento de pentano son los obtenidos en el simulador para las condiciones reales de operación.

Es necesario resaltar que la muestra tomada el día 16 de julio de 2015 resultó ser GLP depentanizado al tener cero contenido de pentano e isopentano, lo que sirve en este trabajo para validar el modelo en condiciones reales y para realizar el análisis de los resultados obtenidos graficando las temperaturas obtenidas para las concentraciones de pentano desde 0.45 hasta 0.001 % C5 y tomar como valores extremos los resultados obtenidos en el simulador para las condiciones de cero por ciento de pentano.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

Tabla 3.10 Valores de las variables para obtener diferentes contenido de pentano en el GLP.

Especificaciones de calidad %V/V de C5 en el GLP	Temperatura (°C)				
	Tope	Fondo	Alimentación	Condensador	Rehervidor
0.450	64.000	174.600	125.193	40.529	192.496
0.250	63.400	174.700	125.209	39.961	192.486
0.050	62.100	174.700	125.275	38.688	192.508
0.001	59.700	175.200	125.621	35.824	193.162
0.000	57.000	175.900	126.036	32.263	195.449

En los gráficos 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 y 3.5 se representa el comportamiento de los valores de temperatura de tope, temperatura de fondo, temperatura de alimentación, temperatura del condensador y temperatura del rehervidor obtenidos en el simulador PRO/II cuando damos la condición de obtener GLP con los diferentes porcentaje volumen de pentano, cuyos resultados fueron mostrados en la tabla 3.10.

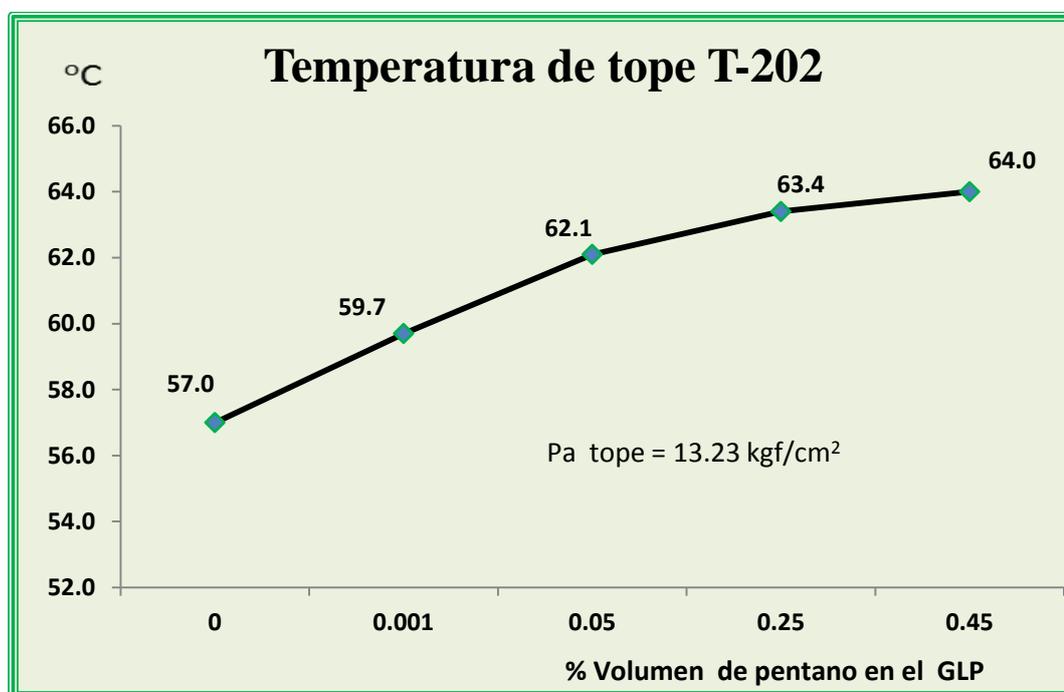


Gráfico 3.1 Temperatura de tope de la T-202 para obtener diferentes valores de % de pentano en el GLP.

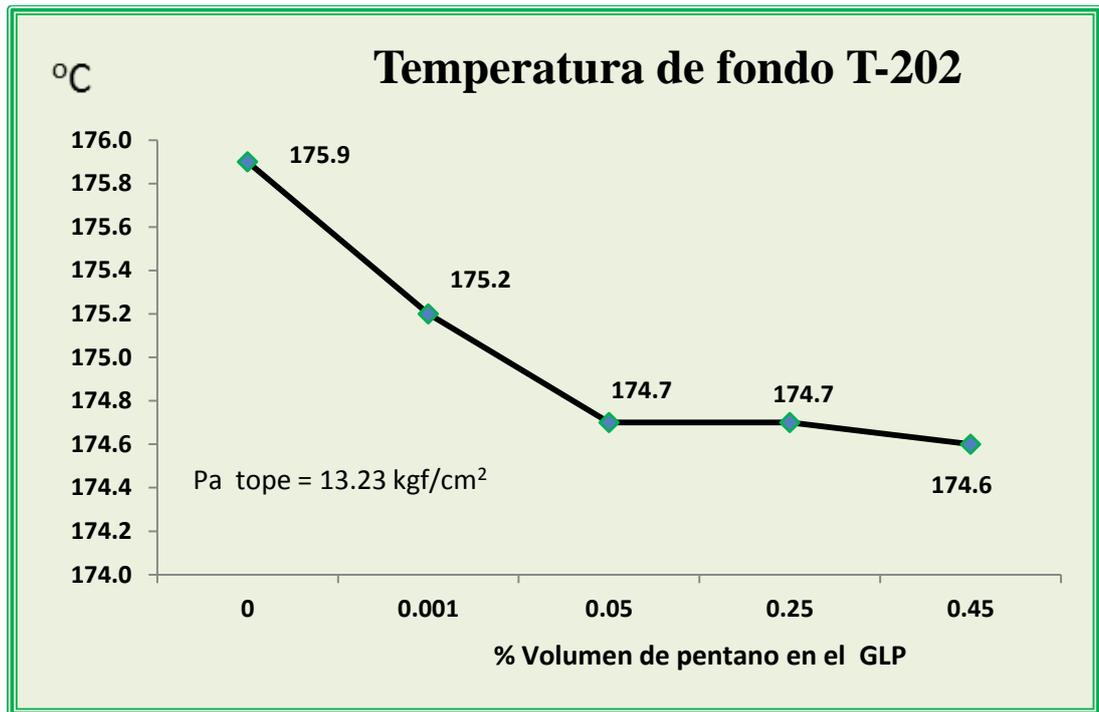


Grafico 3.2 Temperatura de fondo de la T-202 para obtener diferentes valores de % de pentano en el GLP.

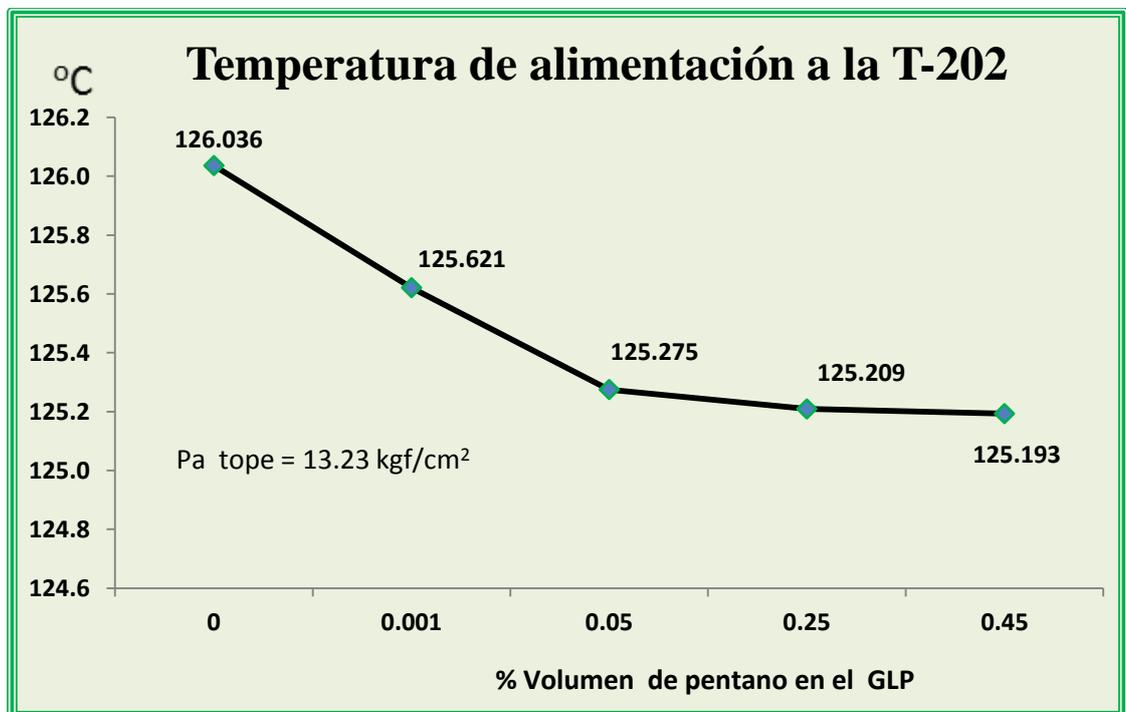


Grafico 3.3 Temperatura de alimentación de la T-202 para obtener diferentes valores de % de pentano en el GLP.

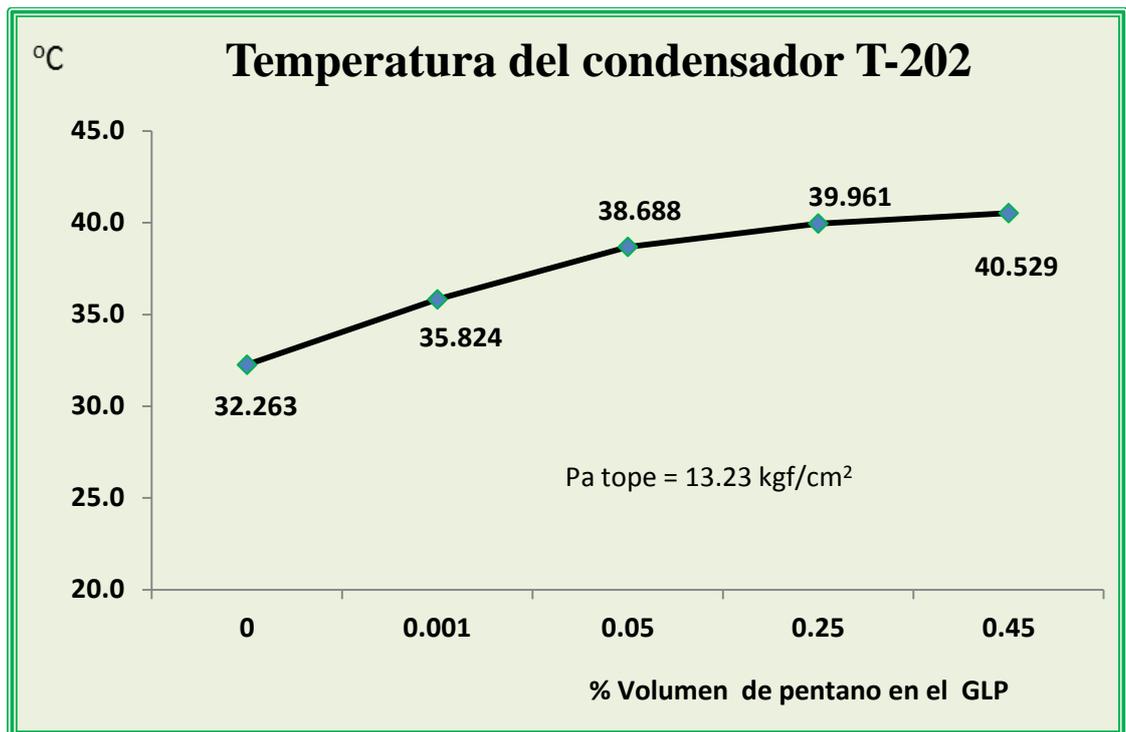


Grafico 3.4. Temperatura del condensador de la T-202 para obtener diferentes valores de % de pentano en el GLP.

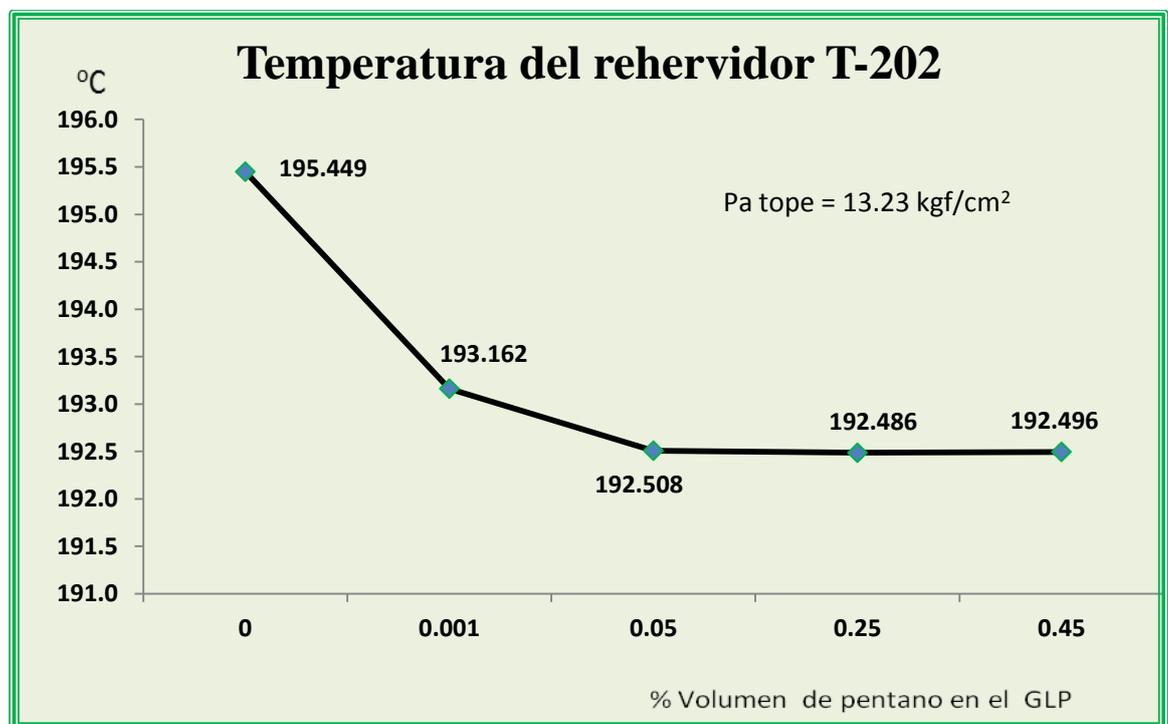


Grafico 3.5. Temperatura del rehervidor de la T-202 para obtener diferentes valores de % de pentano en el GLP.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

En los gráficos 3.1, 3.2, 3.3, 3.4 y 3.5 se muestran los datos resumidos en la tabla 3.10, se puede observar que los valores de temperatura obtenidos en el simulador tienen un comportamiento que se ajusta a los reales de la planta, lo que indica que la muestra tomada, y los resultados obtenidos en el laboratorio, así como los parámetros reales del proceso se corresponden con los obtenidos en el simulador, de este modo podemos afirmar que el modelo es aplicable a este proceso, del mismo modo nos permite hacer análisis de las condiciones óptimas de operación para obtener el GLP depentanizado .

Podemos darnos cuenta analizando los gráficos que para los valores de porcentaje de pentano entre 0.05 y 0.45 los parámetros de temperatura de tope, fondo, alimentación, condensador y rehervidor se mantienen con muy poca variación. Para menores concentraciones de pentano la temperatura del rehervidor comienza a subir, y la temperatura del condensador a disminuir lo que haría el proceso menos económico al requerir mayor consumo de combustible en el horno para calentar esta corriente de reflujo y mayor consumo de energía para enfriar el reflujo de tope.

El poder obtener GLP sin incrementar los costos de operación, con un contenido de pentano por debajo de 0.45 %, que es el valor que limita este parámetro para el GLP depentanizado permite mezclarlo con GLP regular que no cumpla esta especificación y obtener mayor inventario de GLP depentanizado de mayor calidad y mayor precio, las cantidades a mezclar se pueden calcular fácilmente conociendo las calidades de los componentes de la mezcla al ser aditiva en volumen esta propiedad.

CONCLUSIONES



CONCLUSIONES

1. Se obtienen parámetros operacionales para la torre T-202 que permiten reducir el contenido de pentano en el GLP por debajo de 0.45 por ciento volumen.
2. Los parámetros obtenidos en el simulador PRO/II para obtener Gas licuado depentanizado con el porcentaje máximo de pentano permitido son:
 - Temperatura de alimentación a la T-202 : 125.2 °C
 - Temperatura del tope de la torre : 64.0 °C
 - Temperatura del fondo de la torre : 174.60 °C
 - Temperatura del condensador : 40.5 °C
 - Temperatura del rehervidor : 192.5 °C
3. Desde el punto de vista energético el rango óptimo de temperaturas de trabajo de la torre se encuentra para lograr concentraciones entre 0.05 y 0.45 por ciento volumen de pentano en el GLP.
4. La obtención de un producto con valores de contenido de pentano inferiores al valor límite, permite ser mezclado con GLP regular y aumentar el inventario de GLP depentanizado que posee mayor valor comercial.
5. El análisis bibliográfico realizado sobre los procesos de refinación de petróleo, los datos sobre el equipamiento usado en las torres de destilación, así como los *software* utilizados en la simulación de los procesos de industria del petróleo, permitieron la simulación de la torre T-202.
6. Se obtiene un modelo de simulación con el software PRO/II de la torre desbutanizadora de la sección de estabilización de la planta de reformación catalítica, para las condiciones de diseño y condiciones reales de operación de la torre en estudio lográndose errores menores de 10 por ciento para ambos casos.
7. Se caracteriza la materia prima de la sección de estabilización para las condiciones reales del proceso, usando los resultados de los análisis de laboratorio y datos reales del proceso de los productos de salida y el mezclador del simulador PRO/II.

RECOMENDACIONES



RECOMENDACIONES

1. Se recomienda ajustar las condiciones de operación de la torre estabilizadora T-202 por los valores óptimos logrados en la simulación para la obtención de GLP depentanizado.
2. Se recomienda aplicar el modelo de simulación obtenido para la T-202 en aras de lograr los parámetros del proceso para obtener GLP regular.

BIBLIOGRAFIA



BIBLIOGRAFIA

1. **Cerutti, A.** La Refinación del petróleo. (Vol Tomo II). s.l. : Instituto Argentino del Petróleo y Gas., 2011.
2. **Rudin, M.** Proyecto ejecutivo. 1981.
3. **Martin, F.** Conociendo la Refinería " Camilo Cienfuegos". *Curso introductorio para operadores.* 2014.
4. **Mott, C, Clewes, B, & Howell, D.** Courier Catalysts. Integrating our strengths. s.l. : ALBEMARLE Catalysts, , 2010. Vol. (Issue 58).
5. **Felder, R. M & Rousseau, R. W.** Elementary Principles of Chemical Processes (third edition.). United States of America: John Wiley and Sons. : s.n., 2005.
6. **Marafi, M, Stanislaus, A & Furimsky, E. .** *Handbook of Spent Hydroprocessing Catalysts (First edition.).* Ámsterdam: Elsevier B. V. : s.n., 2010.
7. **Lengiproneftekhim.** *Instituto Estatal de Proyección de Empresas de Industria de Refinación de petróleo y petroquímica. Reglamento tecnológico.* Leningrado : Leningrado, 1981.
8. **Lara C.** es.scribd.com/doc/70476710/56596451-REFORMA-CATALITICA. [En línea] 27 de oct de 2011.
9. **Cieza Huaman J .** es.scrib.com/doc/56596451/REFORMA-CATALITICA. [En línea] 29 de mayo de 2011.
10. **Fogler, H. S.** *Elements of Chemical Reaction Engineering (Third edition.).* . s.l. : New Jersey: Prentice - Hall International, Inc., 2009.
11. **Espín, D. E. M.** *Simulación de la unidad de reformado catalítico de la refinería estatal esmeraldas (investigación).* . Universidad Politécnica De Madrid, Madrid. : s.n., 2013.
12. **Mott, C. .** Catalysts Courier Autumn. s.l. : ALBEMARLE Catalysts, (Issue 69)., 2012.
13. **Cortázar, R.** Isomerización. s.l. : Fórum Nacional., 2014.
14. **PDVSA.** "Manual de diseño de proceso. torre de fraccionamiento. Principios básicos". . 1996.
15. **R, Treybal.** *Operaciones de transferencia de masa.* México : Editorial McGraw- Hill, segunda edición,, 2004.
16. **Wikipedia.** *Wikipedia Foundation Inc.* s.l. : <http://es.wikipedia.org/>, 2003.
17. **Kister H.** "Distillation Operation". New York : Editorial McGraw- Hill, primera edición, 1990.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

18. **Mago, Y.** “Desarrollo de un modelo de simulación que represente el comportamiento de la unidad de reformación catalítica de nafta de la refinería Puerto La Cruz” . Barcelona, Venezuela : Tesis de grado, Universidad de Oriente, 2004.
19. **Mc.Cabe W., Smith J., Harriott P.** “Operaciones unitarias en ingeniería química” . España : Editorial McGraw-Hill, 1991.
20. **Brown R.** “Operaciones básicas de la ingeniería química” . España : Editorial Marín, primera edición, 1965.
21. **Treybal R.** *Operaciones de transferencia de masa.* Mexico : McGraw-Hill, segunda edición, 2004.
22. **ASTM D2892-01.** Standard Test Method for Distillation of Crude Petroleum (15-Theoretical Plate Column), . s.l. : ASTM International, West Conshohocken, PA, www.astm.org, 2001.
23. **ASTM D86-12.** *Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Atmospheric Pressure .* 2012 : ASTM International, West Conshohocken, PA, www.astm.org.
24. **ASTM D1160-15.** *Standard Test Method for Distillation of Petroleum Products at Reduced Pressure.* s.l. : ASTM International, West Conshohocken, PA, www.astm.org, 2015.
25. **ASTM, D6729-14.** Standard Test Method for Determination of Individual Components in Spark Ignition Engine Fuels by 100 Metre Capillary High Resolution Gas Chromatography. *ASTM International.* West Conshohocken : www.astm.org, 2014.
26. **ASTM D6729-14.** Standard Test Method for Determination of Individual Components in Spark Ignition Engine Fuels by 100 Metre Capillary High Resolution Gas Chromatography. s.l. : ASTM International, West Conshohocken, PA, www.astm.org, 2014.
27. **Bischoff, K.B.** *Análisis y simulación de procesos.* Alemania : Springer, 2000.
28. **Sánchez, A.** *Simulación y diseño de la unidad de destilación al vacío para un sistema fraccionador de crudo.* Barquisimeto : Barquisimeto, 1999. .
29. **SIMSCI and Invensys company.** PRO II, users guide version 5.1. EU : Process Engineering Suite, 1997.
30. **simsci.com.** Simulation Sciences Inc. <http://www.simsci.com>, *manual de soporte del PRO II versión 9.0.* [En línea] 2009.
31. **Robles, R. T.** *Análisis y simulación de procesos de refinación de petróleo.* México : s.n., 2002.
32. **Himmelblau, D.M; Springer y Bischoff, K.B.** *Análisis y simulación de procesos.* Alemania : s.n., 2000.
33. **Robles, R.T y Arellano, J.J.** *Análisis y simulación de procesos de refinación de petróleo.* México : s.n., 2002.

Obtención de las condiciones de operación de la T-202...

34. **Scenna, N. J. Y. C.** *Modelado Simulación y Optimización de procesos Químicos*. 1999.
35. **Aspen Technology**. Disponible en web nc. <http://www.aspentech.com/product>.
<http://www.aspentech.com/product>. [En línea] 2009. [Citado el: 24 de marzo de 2015.]
36. **A, Edgar Jamanca**. Simulación de procesos aplicado a la industria usando Aspen Hysys v 8.0. *Manual-Aspen-Hysys-v8-0-Espanol#scribd*. s.l. : <http://es.scribd.com/doc/236816985>, 2014.
37. **<http://www.simsci.com>**. <http://www.simsci.com>. 2009. Simulation Sciences Inc.
<http://www.simsci.com>, *manual de soporte del PRO/II versión 9.0*. [En línea] 2009.
38. **Martínez,V.H, Alonso,P.A, López,J y Rocha, J.A.** *Simulación de procesos en Ingeniería Química*. 2000.
39. **PRO/II, 8.1.** PRO/II-8-1-Getting-started Guide#scribd.
<http://es.scribd.com/doc/190346067/PRO/II-8-1-Getting-Started-Guide#scribd>. s.l. : kingcobra008, 2013.
40. **Feliu, G.** *Modelización Perspectivas de la simulación de proceso. Ingeniería Química. No 415*. 2006.
41. **Rocca, Della**. <http://es.scribd.com/doc/254677648/Modelos-Termodinamicos#scribd>.
<http://es.scribd.com/doc/254677648/Modelos-Termodinamicos#scribd>. [En línea] 2012. [Citado el: 3 de junio de 2015.]
42. **PRO /II Workbook**. *Hydrocarbon distillation simulation Sciences Inc.* USA : s.n., 1996.
43. **Mejias, A.** Obtención de los parámetros de operación que permitan en la planta fraccionamiento de gases la reducción del contenido de pentano en el GLP. Matanzas : Tesis de grado, 2012.
44. **Paredes, M.** Manual del Petróleo. 2012.
45. **Lengiproneftekhim**. *Instituto Estatal de Proyección de Empresas de Industria de Refinación de petróleo y petroquímica. Notas Aclaratorias* . Leningrado : s.n., 1981.
46. **Lengiproheftekhim**. *Manual de Operaciones. Sección 400. Fraccionamiento de Gases. Código del Documento: RF-DO-M-17-06*. Leningrado : s.n., 2002.
47. **TIVENCA**. *Filosofía de Operación y Control Fraccionamiento de Gas Sección 400/600*. s.l. : ingeniería básica y detalle- proyecto N° 00001, 2007.
48. **Cubapetróleo**. Catálogo de especificaciones de productos rama combustibles. Habana : s.n., 2014.
49. **Ramos, M. A.** *Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica*. Madrid : Fundación Fomento Innovación Industrial, 1997.
50. **Axens**. *Base de Diseño Proyecto Expansión 2382*. Italia : TECHNIP, 2011.

ANEXOS



ANEXOS

Anexo I. Catálogo de especificaciones de productos rama combustibles. Cuba petróleo. Fecha de actualización 14 febrero 2014. (48) Gas licuado regular.

UNIÓN
CubaPetróleo
Gestión de la Calidad

Código		Versión		Páginas	
OC-GC/C 0614		02		4 de 81	
PRODUCTO: <i>GAS LICUADO REGULAR</i>			CODIGOS: 2258010002 (L) 2258010003 (Kg)		
EMPRESAS PRODUCTORAS: REFINERÍA "NICO LOPEZ" REFINERIA "HNOS. DÍAZ" ENERGAS PRODUCTO IMPORTADO			PRINCIPALES CONSUMIDORES: MERCADO NACIONAL		
DESCRIPCION DEL PRODUCTO:	COMBUSTIBLE INCOLORO DE OLOR CARACTERÍSTICO, EN ESTADO LIQUIDO MIENTRAS SE MANTIENE BAJO PRESION, VAPORIZA RAPIDAMENTE A TEMPERATURA Y PRESION ATMOSFERICAS, FORMANDO UNA NUBE BLANQUECINA. SE OBTIENE DE LA REFINACION DEL PETRÓLEO CRUDO MEDIANTE CRAQUEO CATALÍTICO O DESTILACIÓN, ASÍ COMO A PARTIR DEL GAS NATURAL ACOMPAÑANTE.				
ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO					
INDICES DE CALIDAD	U/M	METODO DE ENSAYO	VALOR ESPECIFICADO		
1- COMPOSICION: - C ₃ Y MAS LIGEROS - C ₄ - C ₅ Y MAS PESADOS	% v/v % v/v % v/v	NC ASTM D 2163	Reportar Reportar 2.5 máx		
2- AZUFRE	ppm	ASTM D 2784, (1)	140 máx		
3- CORROSION AL Cu, 1h A 37.8 °C	-	ASTM D1838	2 máx		
4- PRESION DE VAPOR A 37.8 °C	MPa (kgf/cm ²)	ASTM D 1267, (2)	0.98 máx (10) máx		
5- OLOR	-	(3)	Perceptible		
6- VALOR CALORICO NETO	kcal/kg	(2)	Reportar		
7- AGUA LIBRE	-	VISUAL (4)	Ausencia		
8- DENSIDAD A 15 °C	g/cm ³	ASTM D1657, (2)	Reportar		
USOS:	COMBUSTIBLE PARA USO DOMESTICO E INDUSTRIAL.				
ENVASE Y ALMACENAMIENTO:	ENTREGA EN BOTELLAS DE ACERO DE 10 Y 45 KG Y A GRANEL EN CAMIONES CISTERNAS. ALMACENAMIENTO EN RECIPIENTES CILINDRICOS HORIZONTALES Y ESFERAS DE ACERO.				
PELIGROSIDAD:	GAS COMBUSTIBLE DE ALTO RIESGO.				
OBSERVACIONES:					
(1) METODO ALTERNATIVO: UOP 9 (TUTWILER).					
(2) METODO ALTERNATIVO: ASTM D 2598, CALCULADO A PARTIR DE INDICE 1.					
(3) CONTENDRA 1.2 kg ETIL MERCAPTANO/100 Nm ³ .					
(4) EN ALTERNATIVA AL ENSAYO DE LABORATORIO, SE PODRÁ COMPROBAR OPERACIONALMENTE, POR EL INSPECTOR DE CALIDAD, DURANTE EL MUESTREO DEL LOTE PARA LA EVALUACIÓN DE LA CONFORMIDAD.					

IND. GEN./ CAP 1.1

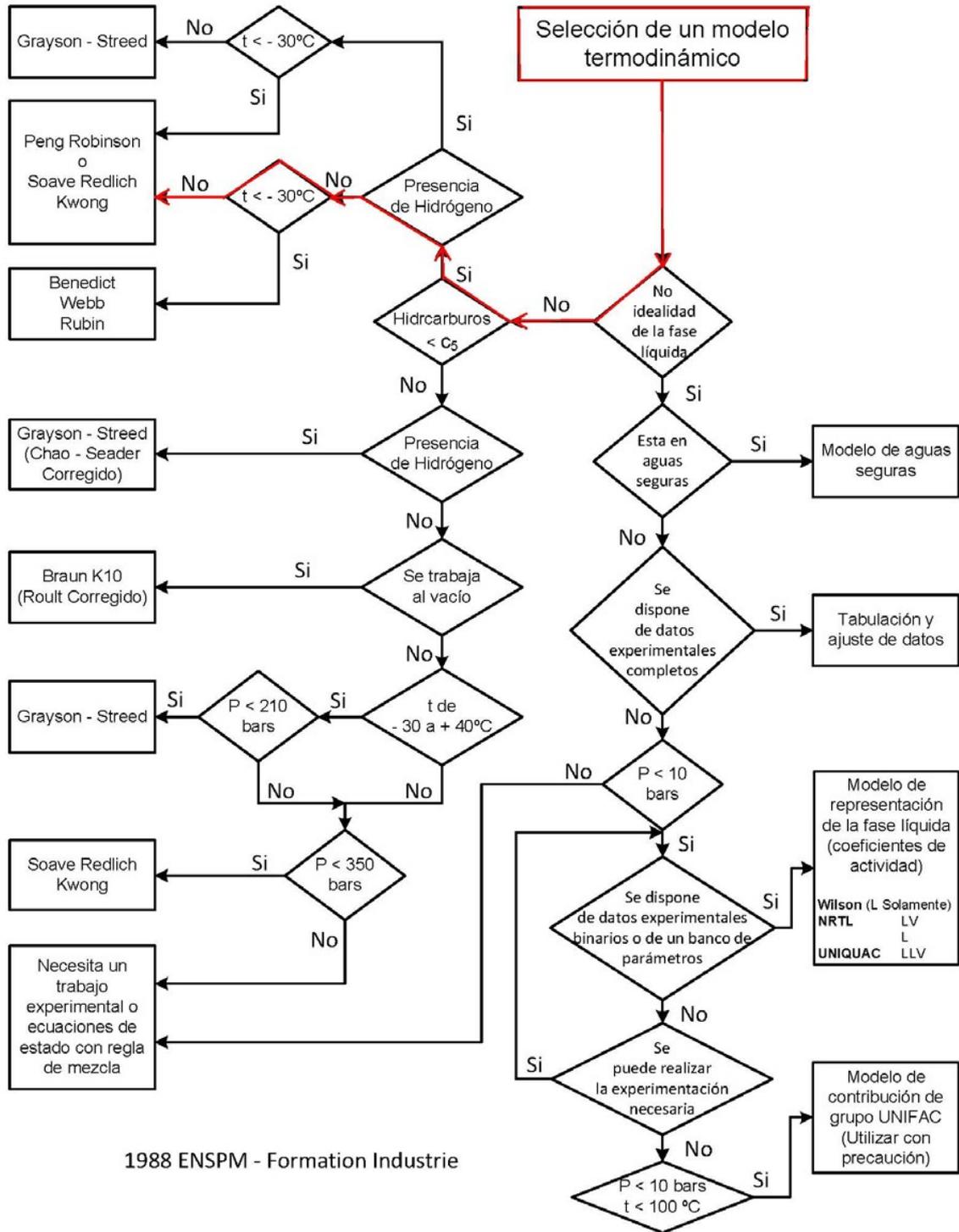
**Anexo II. Catálogo de especificaciones de productos rama combustibles.
Cuba petróleo. Fecha de actualización 14 febrero 2014. (48)
Gas licuado depentanizado.**

UNION
CubaPetróleo
Gestión de la Calidad

Código		Versión		Páginas	
OC-GC/C 0614		02		5 de 81	
<i>PRODUCTO:</i> <i>GAS LICUADO DEPENTANIZADO</i>			<i>CODIGO:2259010004</i>		
EMPRESAS PRODUCTORAS: EMP. MIXTA CUVENPETROL SA-UNIDAD DE NEGOCIOS REF. "CAMILO CIENFUEGOS"; PRODUCTO IMPORTADO			PRINCIPALES CONSUMIDORES: EMP. COMANDANTE PEDRO SOTO ALBA (MOA-NIQUEL)		
DESCRIPCION DEL PRODUCTO:	COMBUSTIBLE INODORO, EN ESTADO LIQUIDO MIENTRAS SE MANTIENE BAJO PRESION, VAPORIZA RAPIDAMENTE A TEMPERATURA Y PRESION ATMOSFERICAS, FORMANDO UNA NUBE BLANQUECINA. SE OBTIENE DE LA REFINACION DEL PETROLEO CRUDO.				
ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO					
INDICES DE CALIDAD	U/M	METODO DE ENSAYO		VALOR ESPECIFICADO	
1- COMPOSICION: - C ₃ Y MAS LIGEROS - C ₄ - C ₅ Y MAS PESADOS - INSATURADOS	% v/v % v/v % v/v % v/v	NC ASTM D 2163		20- 60 40 - 80 0.45 máx 1.0 máx.	
2- AZUFRE	ppm	ASTM D 2784, D 6667		5.0 máx (1)	
3- CORROSION AL Cu, 1h A 37.8 °C	-	ASTM D1838		1 máx	
4- PRESION DE VAPOR A 37.8 °C	MPa (kgf/cm ²)	ASTM D 1267 (2)		0.98 máx (10 máx)	
5- OLOR	-	-		No Perceptible (1)	
6- AGUA LIBRE	-	VISUAL (3)		Ausencia	
7- VALOR CALORICO NETO	Kcal/kg	(2)		Reportar	
8- DENSIDAD A 15 °C	g/cm ³	ASTM D1657 (2)		Reportar	
USOS:	COMBUSTIBLE PARA USO INDUSTRIAL.				
ENVASE Y ALMACENAMIENTO:	ENTREGA A GRANEL EN CAMIONES Y BUQUES CISTERNA. ALMACENAMIENTO EN RECIPIENTES CILINDRICOS HORIZONTALES Y ESFERAS DE ACERO.				
PELIGROSIDAD:	GAS COMBUSTIBLE DE ALTO RIESGO.				
OBSERVACIONES:					
(1) NO ESTÁ PERMITIDA LA ADICIÓN DE ETIL MERCAPTANO U OTRO ODORIZANTE					
(2) MÉTODO ALTERNATIVO: ASTM D 2598, CALCULADO A PARTIR DE INDICE 1.					
(3) EN ALTERNATIVA AL ENSAYO DE LABORATORIO, SE PODRÁ COMPROBAR OPERACIONALMENTE, POR EL INSPECTOR DE CALIDAD, DURANTE EL MUESTREO DEL LOTE PARA LA EVALUACIÓN DE LA CONFORMIDAD.					

IND. GEN./ CAP I.1

Anexo III. Selección del método termodinámico.



Anexo IV. Tabla A. Datos operacionales correspondientes al día 16/07/2015 tomadas del software Exaquantum, mostrando promedio, desviación estándar y coeficiente de variación.

Hora/Fecha	Temperatura alimentación T-202	Temperatura T-202 plato 19	Temperatura tope T-202	Presión tope T-202	Temperatura fondo T-202	Presión fondo T-202	Flujo de reflujo caliente	Temperatura reflujo caliente	Flujo de reflujo de tope
	02TI263	02TI264	02TIC266	02PI00	02TI292	02PI01	02FIC017	06TIC202	02FIC018
	-C	-C	-C	Kgffc	-C	Kgffc	m ³ /hr	-C	m ³ /hr
16-7-15 2:00	143.70	137.14	58.04	12.23	192.74	12.52	94.77	212.43	10.73
16-7-15 2:30	142.53	136.35	57.99	12.24	192.21	12.53	94.80	211.80	11.22
16-7-15 3:00	142.01	136.47	57.94	12.23	191.02	12.52	94.85	210.35	10.81
16-7-15 3:30	141.90	137.00	57.91	12.19	190.69	12.48	94.78	209.77	9.65
16-7-15 4:00	142.13	137.52	57.70	12.18	191.46	12.47	94.88	210.58	9.21
16-7-15 4:30	143.53	132.71	55.79	12.22	191.28	12.51	94.75	211.07	12.33
16-7-15 5:00	141.98	127.54	55.48	12.21	188.73	12.50	94.91	208.96	11.74
16-7-15 5:30	140.84	130.21	55.49	12.17	187.42	12.45	94.77	207.49	9.96
16-7-15 6:00	140.27	130.77	55.00	12.17	187.59	12.46	94.72	207.70	10.00
16-7-15 6:30	139.47	131.90	55.56	12.16	187.08	12.44	94.89	207.32	9.20
16-7-15 7:00	140.10	135.30	56.00	12.15	187.79	12.44	94.70	207.56	8.60
16-7-15 7:30	140.62	135.75	55.99	12.15	188.76	12.44	94.78	208.35	8.68
16-7-15 8:00	141.88	136.27	56.05	12.17	189.65	12.45	94.81	209.41	9.19
16-7-15 8:30	142.09	135.28	56.05	12.20	189.99	12.49	94.78	210.00	9.89
16-7-15 9:00	141.68	133.84	56.07	12.23	189.66	12.51	94.92	209.93	10.54
16-7-15 9:30	141.48	132.78	55.98	12.26	189.72	12.55	94.80	210.21	11.43
16-7-15 10:00	142.41	133.18	56.03	12.29	189.59	12.57	94.86	210.16	12.08
16-7-15 10:30	142.05	130.76	55.98	12.31	189.88	12.59	94.74	210.88	12.31
16-7-15 11:00	142.21	131.63	55.99	12.31	189.62	12.59	94.74	210.83	12.45
16-7-15 11:30	142.78	130.67	56.19	12.33	189.81	12.61	94.80	210.91	12.47
16-7-15 12:00	142.46	130.17	56.22	12.36	190.03	12.64	94.79	211.25	13.58
16-7-15 12:30	142.41	129.21	56.21	12.38	189.43	12.67	94.71	210.80	13.97
16-7-15 13:00	143.00	130.24	56.78	12.37	189.23	12.66	94.65	210.56	13.56
16-7-15 13:30	142.32	135.30	57.71	12.27	189.80	12.55	94.75	210.47	10.86
16-7-15 14:00	143.88	136.16	57.62	12.28	191.01	12.56	94.82	211.30	11.28
16-7-15 14:30	144.54	135.33	57.61	12.30	191.58	12.58	94.97	211.99	12.08
16-7-15 15:00	144.21	133.80	57.45	12.30	191.17	12.58	94.90	211.62	12.08
16-7-15 15:30	143.30	132.63	57.46	12.27	190.47	12.55	94.72	211.00	11.64
16-7-15 16:00	142.78	133.46	57.48	12.25	190.07	12.53	94.95	210.61	11.50
16-7-15 16:30	143.01	133.85	57.46	12.24	189.93	12.52	94.77	210.37	11.39
16-7-15 17:00	142.05	134.01	57.45	12.23	189.48	12.51	94.61	209.92	10.62
16-7-15 17:30	142.61	134.93	57.52	12.22	190.28	12.50	94.84	210.28	10.45
16-7-15 18:00	142.56	134.87	57.44	12.23	190.62	12.51	94.81	210.59	10.92
16-7-15 18:30	142.72	135.33	57.53	12.22	190.07	12.50	94.79	210.02	10.64
16-7-15 19:00	143.08	135.45	57.51	12.23	190.61	12.52	94.83	210.45	10.83
16-7-15 19:30	143.35	135.30	57.49	12.24	191.21	12.52	94.79	210.78	11.52
16-7-15 20:00	142.99	134.27	57.47	12.24	190.57	12.53	94.84	210.41	11.39
16-7-15 20:30	142.78	134.77	57.43	12.22	190.05	12.50	94.87	209.77	10.98
16-7-15 21:00	142.22	134.94	57.48	12.20	189.92	12.48	94.76	209.66	10.16
16-7-15 21:30	142.94	136.24	57.49	12.20	190.46	12.49	94.76	210.21	10.56
16-7-15 22:00	142.62	135.93	57.46	12.20	190.58	12.48	94.83	210.05	10.44
16-7-15 22:30	142.92	135.94	57.48	12.19	190.24	12.48	94.87	209.70	10.24
16-7-15 23:00	142.20	136.04	57.48	12.18	190.08	12.47	94.78	209.66	10.16
16-7-15 23:30	141.47	136.47	57.90	12.17	190.12	12.45	94.83	209.47	9.24
17-7-15 0:00	142.93	138.74	58.04	12.18	190.73	12.46	94.75	210.16	9.63
17-7-15 0:30	143.17	138.35	58.02	12.18	191.99	12.47	94.75	211.52	9.88
17-7-15 1:00	143.24	138.23	58.01	12.19	192.04	12.48	94.89	211.64	10.36
17-7-15 1:30	142.76	137.98	57.94	12.18	191.55	12.47	94.87	210.91	9.93
17-7-15 2:00	143.19	136.13	57.89	12.28	191.33	12.57	94.80	211.02	10.29
PROMEDIO	142.52	134.54	57.08	12.23	190.33	12.52	94.801	210.36	10.853
Desviación estandar(S)	1.02	2.55	0.89	0.06	1.29	0.06	0.07	1.20	1.19
Coeficiente de variación (CV)									
CV=(S/X)*100	0.71	1.89	1.56	0.45	0.68	0.44	0.08	0.57	11.00

Tabla B. Datos operacionales correspondientes al día 16/07/2015 tomadas del software Exaquantum, mostrando promedio, desviación estándar y coeficiente de variación.

	Temperatura después A-202	Temperatura después E-206	Presión D-203	Flujo GLP	Flujo Gas estabilización	Flujo de Catalizado estable	Temperatura después E-204	Temperatura después A-205	Temperatura después E-209
Hora/Fecha	02TI267	02TI268	02PIC00	02FI030	02FI031	02FI049	02TI269	02TI291	02TI285
	°C	°C	Kgf/cm ²	m ³ /hr	Nm ³ /hr	m ³ /hr	°C	°C	°C
16-7-15 2:00	32.13	32.43	12.20	1.52	581.04	37.95	85.00	41.11	36.43
16-7-15 2:30	32.34	32.43	12.19	1.62	592.79	38.03	83.95	40.44	36.04
16-7-15 3:00	31.94	32.25	12.20	1.65	581.12	38.32	84.31	40.58	36.14
16-7-15 3:30	30.35	31.88	12.19	1.78	559.31	38.94	84.01	40.30	35.94
16-7-15 4:00	30.08	31.66	12.19	1.75	553.37	38.11	83.60	40.20	35.71
16-7-15 4:30	31.77	31.97	12.17	1.42	580.16	39.05	85.30	41.52	36.47
16-7-15 5:00	31.74	31.96	12.16	1.53	556.87	39.38	84.65	40.98	36.11
16-7-15 5:30	30.36	31.49	12.17	1.43	624.27	39.07	83.95	39.91	35.52
16-7-15 6:00	30.76	31.52	12.17	1.53	544.68	38.62	83.16	39.81	35.42
16-7-15 6:30	30.99	31.51	12.16	1.80	625.78	39.17	82.93	41.02	36.03
16-7-15 7:00	30.28	31.39	12.17	1.76	596.70	39.48	83.40	41.15	36.18
16-7-15 7:30	30.28	31.52	12.17	1.67	621.43	38.80	83.34	40.91	36.03
16-7-15 8:00	31.56	31.92	12.17	1.75	531.70	39.26	84.40	41.97	36.64
16-7-15 8:30	33.49	32.34	12.17	1.74	570.09	39.05	84.66	43.43	37.36
16-7-15 9:00	35.23	33.08	12.17	1.46	623.76	39.16	84.73	44.73	38.12
16-7-15 9:30	36.37	33.81	12.17	1.65	672.84	39.30	84.84	45.82	38.83
16-7-15 10:00	37.54	34.61	12.16	1.66	631.32	39.58	86.30	47.29	40.01
16-7-15 10:30	38.00	35.28	12.17	1.75	666.86	39.54	85.82	47.16	40.04
16-7-15 11:00	38.40	35.80	12.16	1.40	681.61	39.05	86.32	47.59	40.61
16-7-15 11:30	39.05	36.33	12.17	1.66	622.48	39.21	86.73	47.46	40.58
16-7-15 12:00	39.73	36.99	12.17	1.72	662.63	38.37	86.37	47.88	40.95
16-7-15 12:30	40.13	37.44	12.17	1.73	615.59	39.05	86.84	48.47	41.39
16-7-15 13:00	40.86	37.89	12.16	1.75	617.49	39.54	87.82	49.36	41.98
16-7-15 13:30	40.08	37.29	12.16	1.87	634.06	38.99	86.87	48.95	41.84
16-7-15 14:00	39.98	37.40	12.17	1.45	625.75	39.33	88.17	49.91	42.60
16-7-15 14:30	40.11	37.88	12.17	1.55	617.32	39.37	88.73	44.10	40.49
16-7-15 15:00	40.18	37.79	12.17	1.59	664.23	39.28	88.36	39.05	37.27
16-7-15 15:30	39.77	37.62	12.16	1.68	674.41	38.89	87.54	38.06	36.85
16-7-15 16:00	37.97	36.84	12.16	1.53	603.24	38.64	87.18	35.82	35.66
16-7-15 16:30	36.93	36.22	12.16	1.48	675.99	39.04	87.57	35.58	35.30
16-7-15 17:00	36.09	35.56	12.16	1.46	652.25	39.30	86.18	34.92	34.76
16-7-15 17:30	36.01	35.19	12.17	1.70	611.03	38.86	86.17	34.36	34.27
16-7-15 18:00	35.88	35.32	12.17	1.51	635.98	38.31	86.25	34.55	34.43
16-7-15 18:30	35.77	35.29	12.16	1.64	638.39	39.13	86.86	34.50	34.46
16-7-15 19:00	36.66	35.57	12.17	1.41	649.73	39.15	86.92	35.12	34.68
16-7-15 19:30	37.08	35.70	12.16	1.55	642.49	37.90	86.68	34.86	34.72
16-7-15 20:00	36.91	35.63	12.17	1.55	649.68	39.12	86.64	34.53	34.37
16-7-15 20:30	36.10	35.22	12.16	1.57	614.31	39.07	86.63	43.02	38.01
16-7-15 21:00	35.05	34.82	12.16	1.45	602.49	39.01	85.90	44.53	39.16
16-7-15 21:30	35.15	34.85	12.16	1.75	590.75	38.66	86.44	44.87	39.45
16-7-15 22:00	34.18	34.62	12.16	1.56	581.02	38.56	85.98	44.35	39.17
16-7-15 22:30	33.47	34.26	12.17	1.75	568.69	39.55	86.56	44.35	38.99
16-7-15 23:00	32.85	33.92	12.16	1.60	553.70	38.83	85.83	43.68	38.64
16-7-15 23:30	31.88	33.51	12.17	1.65	614.59	38.43	84.88	42.70	37.87
17-7-15 0:00	32.68	33.37	12.16	1.72	622.78	39.16	86.15	43.70	38.39
17-7-15 0:30	32.23	33.16	12.16	1.66	610.01	38.75	85.46	42.32	37.46
17-7-15 1:00	32.94	33.17	12.17	1.62	614.87	39.03	85.61	42.89	37.76
17-7-15 1:30	31.77	32.84	12.16	1.75	609.47	38.90	85.22	42.11	37.29
17-7-15 2:00	34.68	34.42	12.24	1.53	610.01	38.67	85.65	40.47	37.00
PROMEDIO	36.52	35.54	12.17	1.624	612.484	38.929	85.75	41.91	38.01
Desviación estandar(S)	3.31	2.03	0.02	0.12	36.48	0.46	1.38	4.26	2.21
Coeficiente de variación (CV)									
CV= (S/X)*100	9.06	5.73	0.13	7.37	5.96	1.19	1.61	10.16	5.83

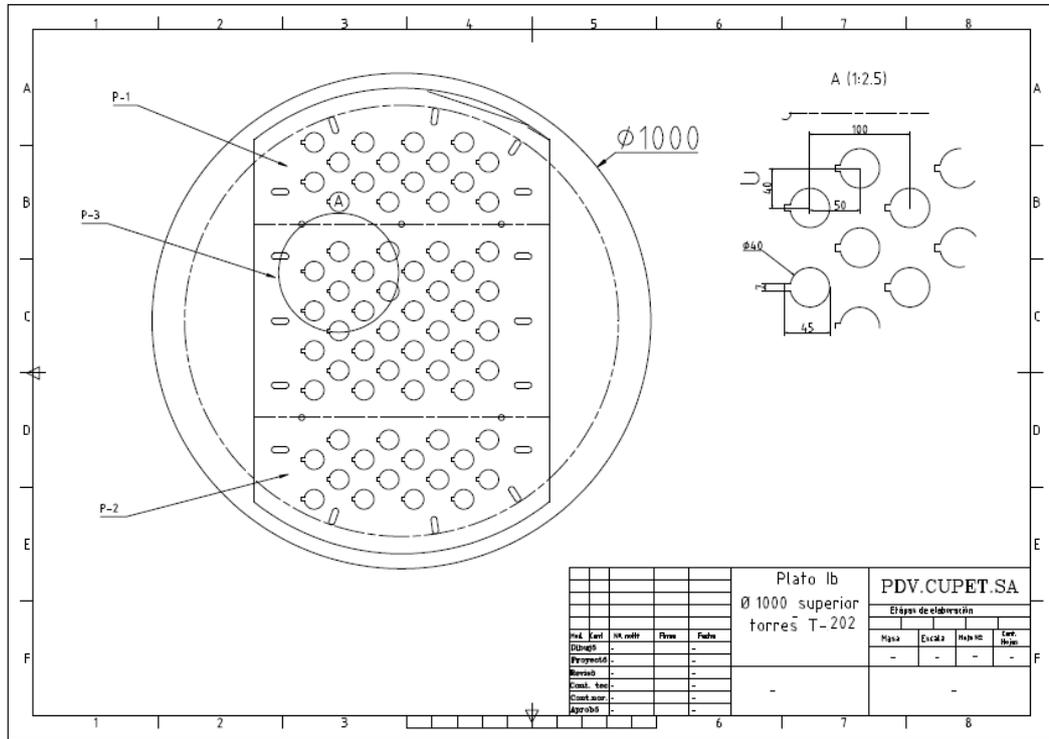
Anexo IV. Tabla C Tabla de datos operacionales desde el día 22 de octubre al 10 de diciembre de 2014 tomadas del software exaquantum, mostrando el promedio.

	Temperatura alimentación T-202	Temperatura T-202 plato 19	Temperatura tope T-202	Presión tope T-202	Temperatura fondo T-202	Presión fondo T-202	Flujo de reflujo caliente	Temperatura reflujo caliente	Flujo de reflujo de tope
Hora/Fecha	02TI263	02TI264	02TIC266	02PI008	02TI292	02PI019	02FIC017	06TIC202	02FIC018
	°C	°C	°C	Kgf/cm ³	°C	Kgf/cm ³	m ³ /hr	°C	m ³ /hr
22-oct	149.1	138.0	54.6	12.1	199.2	12.4	94.602	216.8	3.514
23-oct	140.7	132.6	52.3	11.1	183.2	11.4	94.524	210.0	5.125
24-oct	143.8	137.5	61.1	12.2	192.9	12.4	94.615	212.3	5.286
25-oct	142.4	137.2	52.6	12.3	191.8	12.6	94.608	211.3	6.193
26-oct	140.2	133.0	52.0	12.3	188.5	12.6	94.597	208.6	6.990
27-oct	141.0	133.2	52.3	12.3	188.4	12.6	94.608	209.1	7.034
28-oct	143.1	132.8	52.7	12.3	190.6	12.6	94.599	210.9	7.789
29-oct	144.7	135.6	52.9	12.3	191.2	12.6	94.617	210.9	5.736
30-oct	142.7	134.5	52.8	12.3	189.6	12.6	95.239	209.6	6.465
31-oct	145.7	135.3	52.9	12.4	193.5	12.6	95.258	213.1	9.069
1-nov	141.8	136.1	52.0	12.3	188.5	12.6	95.245	209.1	4.125
2-nov	144.0	134.6	51.1	12.3	191.7	12.5	95.248	211.7	5.177
3-nov	144.3	136.0	51.5	12.2	192.5	12.5	95.266	211.6	6.240
4-nov	145.2	135.6	51.9	12.3	193.0	12.5	95.253	212.2	6.676
5-nov	147.8	134.2	52.2	12.3	196.6	12.6	95.255	215.1	8.825
6-nov	147.1	132.0	52.4	12.3	195.0	12.6	95.243	213.2	7.988
7-nov	145.4	131.5	52.4	12.3	192.6	12.6	95.269	211.0	6.285
8-nov	147.5	131.8	52.6	12.3	195.5	12.6	96.041	213.3	7.946
9-nov	148.0	126.4	52.6	12.3	195.6	12.6	95.678	213.1	8.199
10-nov	147.6	126.0	53.1	12.3	196.6	12.6	95.291	213.6	7.804
11-nov	146.4	118.0	52.9	12.3	194.8	12.6	95.243	211.9	6.073
12-nov	148.2	120.6	53.0	12.4	197.1	12.7	95.254	214.7	10.193
13-nov	145.4	125.3	52.6	12.3	193.3	12.6	95.251	210.7	7.920
14-nov	145.7	120.7	53.1	12.4	195.2	12.6	95.257	212.1	9.314
15-nov	144.2	116.4	53.2	12.4	193.2	12.7	95.251	210.6	11.084
16-nov	143.4	120.6	53.7	12.4	192.4	12.7	95.250	210.1	11.523
17-nov	142.8	127.7	54.5	12.4	191.2	12.6	95.255	208.5	9.138
18-nov	143.3	132.6	55.6	12.3	191.9	12.6	95.244	208.8	7.938
19-nov	144.7	133.7	55.6	12.3	194.5	12.6	95.250	211.2	8.419
20-nov	145.6	136.4	55.4	12.4	194.2	12.6	95.266	212.8	9.615
21-nov	144.5	138.3	55.3	12.3	192.3	12.6	95.241	210.7	7.010
22-nov	143.5	131.9	52.7	12.2	190.4	12.4	95.086	208.4	6.332
23-nov	146.3	134.6	55.1	12.3	196.0	12.6	95.233	213.7	9.648
24-nov	146.0	135.7	54.4	12.3	193.8	12.6	95.254	212.4	8.367
25-nov	145.6	137.3	54.0	12.3	193.4	12.6	95.258	212.2	7.118
26-nov	143.7	135.7	52.8	12.3	190.8	12.5	98.394	212.4	4.843
27-nov	142.7	133.5	51.6	12.2	189.6	12.5	106.062	216.9	3.106
28-nov	143.1	134.2	51.1	12.1	190.6	12.4	105.859	217.0	4.620
29-nov	143.7	128.6	50.3	12.3	190.6	12.5	106.051	217.5	5.216
30-nov	145.0	121.6	51.1	12.3	191.4	12.6	106.109	217.7	5.732
1-dic	147.8	125.4	52.8	12.3	195.2	12.6	106.075	220.3	6.244
2-dic	150.1	114.8	53.2	12.4	197.8	12.7	106.107	222.6	11.229
3-dic	152.3	105.4	55.2	12.3	201.1	12.6	106.084	223.5	10.239
4-dic	152.0	116.2	55.8	12.2	200.5	12.5	106.049	221.8	6.591
5-dic	151.8	111.8	54.5	12.3	199.4	12.5	106.045	220.9	6.347
6-dic	152.6	107.6	54.2	12.3	200.9	12.5	106.075	223.0	7.947
7-dic	151.7	114.8	53.6	12.3	199.3	12.5	106.083	222.0	6.666
8-dic	152.3	126.8	55.4	12.3	199.7	12.5	106.091	222.0	3.904
9-dic	153.4	120.7	53.4	12.2	201.0	12.5	106.072	223.7	5.115
10-dic	151.6	121.9	53.5	12.2	200.5	12.5	106.213	223.3	6.935
Promedio	146.0	128.4	53.4	12.3	194.1	12.5	98.264	214.2	7.138

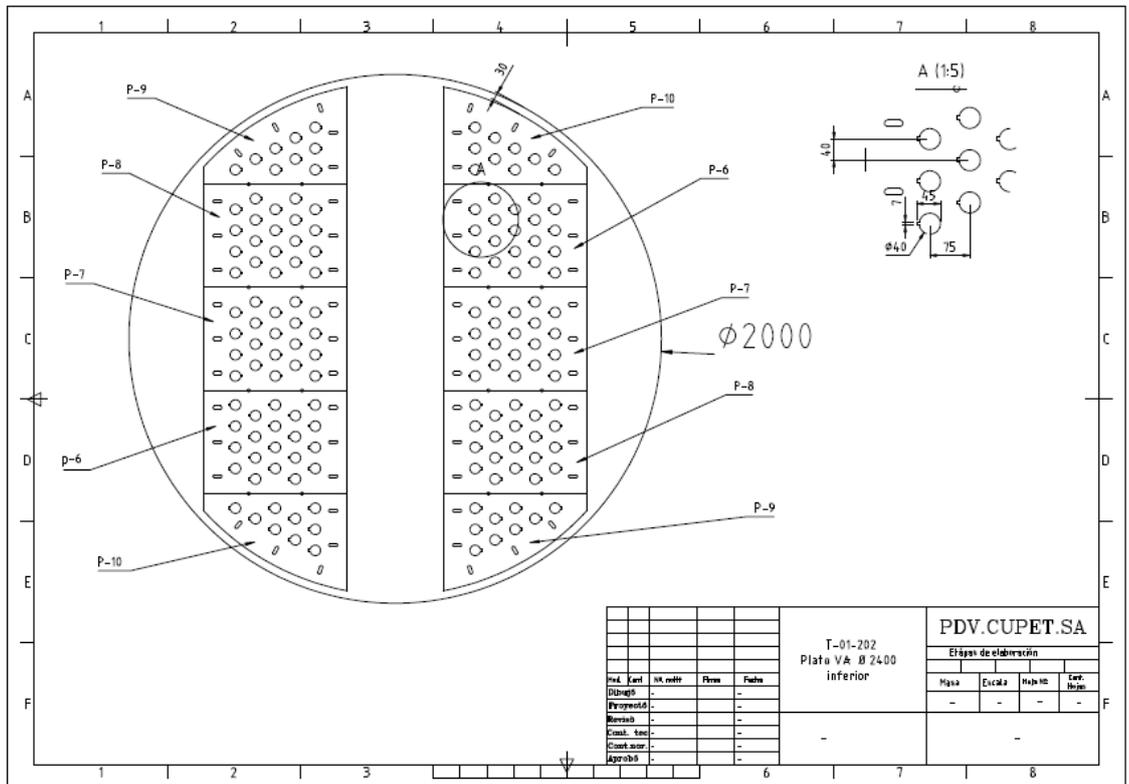
Anexo IV. Tabla D Tabla de datos operacionales desde el día 22 de octubre al 10 de diciembre de 2014 tomadas del software exaquantum, mostrando el promedio.

	Temperatura después A-202	Temperatura después E-206	Presión D-203	Flujo GLP	Flujo Gas estabilización	Flujo de Catalizado estable	Temperatura después E-204	Temperatura después A-205	Temperatura después E-209
Hora/Fecha	02TI267	02TI268	02PIC008	02FI030	02FI031	02FI049	02TI269	02TI291	02TI285
	°C	°C	Kgf/cm ²	m ³ /hr	Nm ³ /hr	m ³ /hr	°C	°C	°C
22-oct	29.4	29.4	12.2	0.503	639.958	37.709	84.4	42.3	34.4
23-oct	28.3	28.2	11.2	0.403	528.746	24.409	88.8	41.2	33.5
24-oct	29.5	29.7	12.2	0.504	732.661	38.850	84.3	42.0	34.7
25-oct	28.3	29.1	12.4	0.582	830.726	38.143	80.9	39.1	33.1
26-oct	29.2	29.5	12.4	0.547	902.870	38.212	80.4	33.9	31.1
27-oct	30.2	30.5	12.4	0.438	903.793	38.910	82.3	31.6	30.9
28-oct	31.4	31.5	12.4	0.508	852.336	38.125	83.6	41.1	35.3
29-oct	29.0	30.5	12.4	0.344	776.811	38.382	85.7	38.2	33.8
30-oct	27.7	29.7	12.4	0.515	808.902	38.535	84.1	35.3	32.1
31-oct	30.3	30.9	12.4	0.588	823.051	38.841	86.4	37.0	33.4
1-nov	25.1	27.0	12.4	0.677	656.085	40.808	83.7	34.6	30.7
2-nov	25.3	26.2	12.3	0.594	661.927	39.208	83.0	37.9	31.2
3-nov	26.7	27.1	12.3	0.684	680.773	38.124	82.8	33.8	29.9
4-nov	28.6	28.6	12.3	0.583	728.751	38.697	84.4	38.2	32.6
5-nov	30.2	29.7	12.3	0.603	772.116	37.791	85.4	39.2	33.3
6-nov	30.2	30.6	12.3	0.451	759.386	36.593	85.0	40.3	34.3
7-nov	29.2	29.5	12.4	0.506	721.044	36.360	83.8	35.7	31.8
8-nov	30.2	30.1	12.4	0.598	717.341	35.916	84.6	37.3	32.7
9-nov	30.3	31.1	12.4	0.408	753.954	35.530	85.5	38.7	34.0
10-nov	28.7	29.4	12.4	0.782	640.748	33.768	83.3	36.9	32.2
11-nov	27.3	28.4	12.4	0.771	615.752	33.819	82.3	38.0	32.0
12-nov	30.8	30.6	12.4	0.551	756.095	33.718	83.6	37.5	32.5
13-nov	30.2	30.6	12.4	0.502	756.547	33.721	83.0	39.9	33.8
14-nov	31.1	30.3	12.4	0.924	693.527	31.858	81.4	37.0	32.2
15-nov	33.7	31.8	12.3	0.737	787.712	30.818	81.0	36.4	32.5
16-nov	35.3	33.0	12.3	0.644	874.101	31.150	81.2	36.9	33.2
17-nov	33.4	32.8	12.3	0.874	795.299	31.247	81.8	40.1	34.8
18-nov	31.8	32.0	12.3	1.081	689.959	31.775	82.0	39.7	34.4
19-nov	32.1	31.5	12.3	1.197	664.849	31.607	81.8	36.5	32.8
20-nov	33.0	32.2	12.3	0.825	805.549	36.893	85.2	37.5	33.7
21-nov	31.9	32.0	12.3	0.862	767.555	37.459	85.1	40.3	35.2
22-nov	31.6	31.6	12.2	0.406	673.909	36.110	85.6	40.2	34.7
23-nov	33.6	32.3	12.3	0.938	747.227	34.973	85.5	34.2	32.5
24-nov	33.3	33.0	12.3	0.534	834.715	37.379	87.3	40.7	35.8
25-nov	30.5	31.5	12.4	0.586	752.599	38.000	86.3	42.0	35.9
26-nov	27.1	28.8	12.4	0.585	662.528	38.515	84.4	38.9	33.1
27-nov	24.9	26.7	12.3	0.506	626.430	38.969	83.0	37.7	31.5
28-nov	24.6	26.0	12.2	0.661	619.894	38.945	82.5	37.4	30.9
29-nov	26.2	27.4	12.3	0.403	680.325	39.188	83.8	40.5	33.0
30-nov	28.5	29.7	12.4	0.223	715.961	38.087	85.2	42.2	35.0
1-dic	28.2	29.5	12.4	0.576	636.163	37.224	86.5	41.4	34.1
2-dic	32.2	31.0	12.4	0.566	688.184	34.789	88.1	38.0	32.7
3-dic	31.3	30.0	12.3	0.956	523.302	31.341	87.6	39.4	32.2
4-dic	29.6	29.8	12.3	1.020	443.113	30.274	87.2	39.0	32.1
5-dic	28.6	29.4	12.3	0.840	444.448	29.696	87.3	38.5	31.7
6-dic	28.5	28.2	12.3	0.884	427.661	29.626	87.3	35.3	29.7
7-dic	28.1	28.8	12.3	0.784	497.942	33.105	88.6	40.3	32.2
8-dic	25.0	27.8	12.3	0.730	475.343	34.300	89.3	39.8	31.7
9-dic	23.0	25.1	12.3	0.787	429.740	33.281	89.8	37.1	28.6
10-dic	23.2	23.9	12.3	1.147	410.954	33.062	87.5	35.7	27.3
Promedio	29.3	29.7	12.3	0.658	687.787	35.477	84.7	38.2	32.7

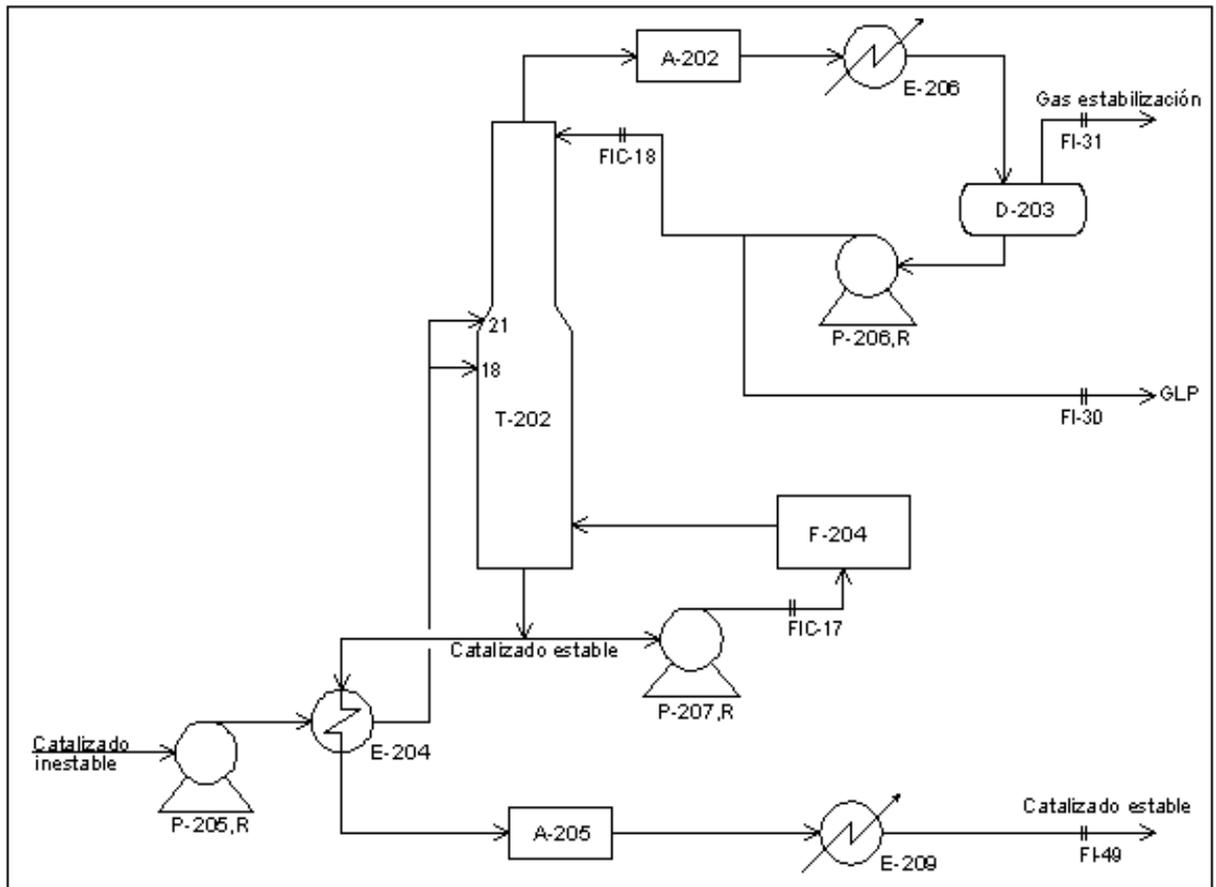
Anexo V. Plano platos superiores de la T-202 de diámetro 1000 mm.



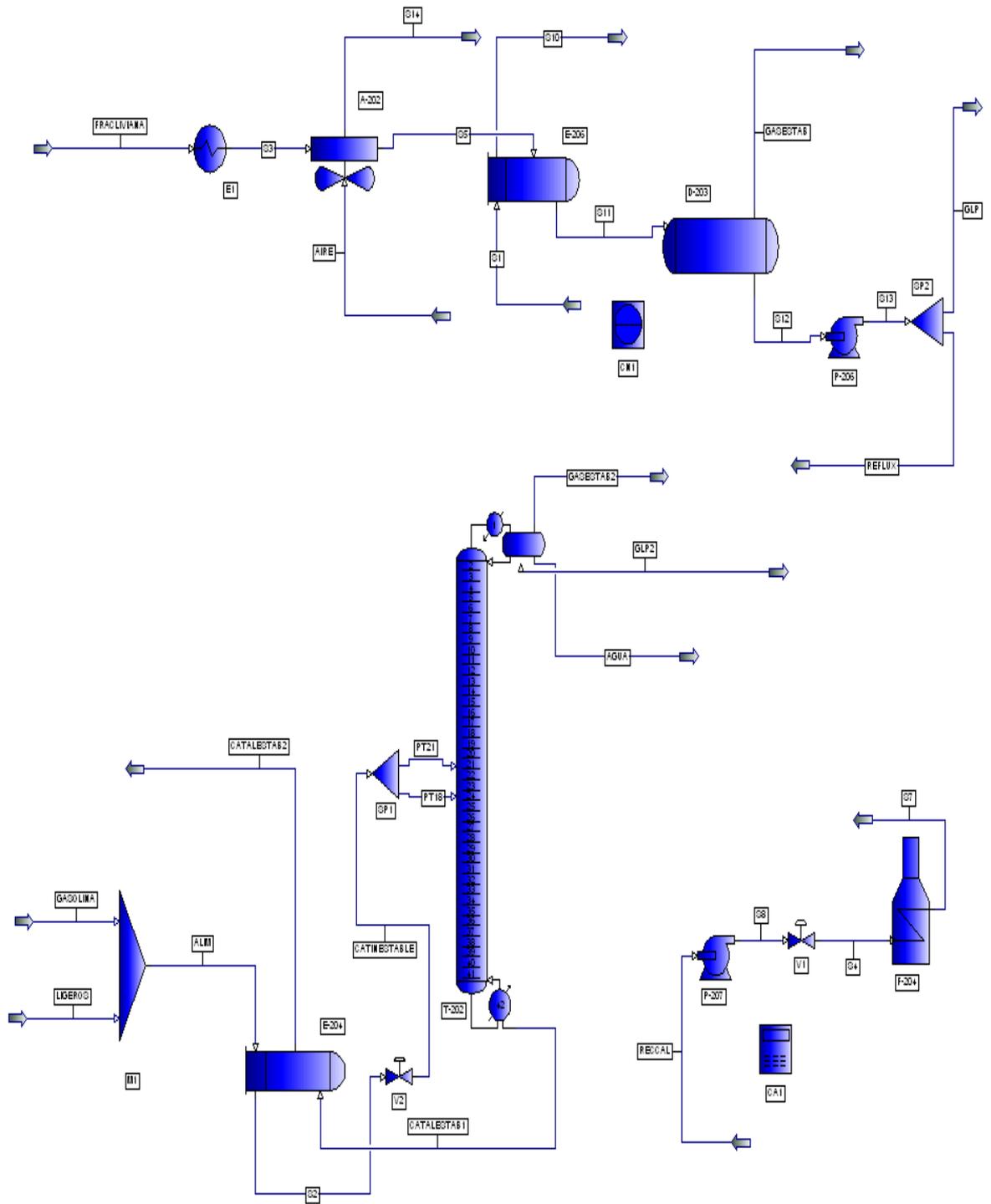
Anexo VI. Plano platos inferiores de la T-202 de diámetro 2000 mm.



Anexo VII. Diagrama de flujo de la sección de estabilización.



Anexo VIII. Pantalla del simulador Pro/II después de introducir datos de diseño.



Anexo IX. Balance de materiales obtenido en el Simulador PRO/II
donde se muestran los datos de las corrientes para el caso de diseño.

Stream Name Stream Description		GASESTAB	GLP	CATALESTAB1	CATINESTABLE	REFLUX
Phase		Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid
Temperature	C	38.738	39.656	199.682	145.210	39.656
Pressure	KG/CM2	11.000	17.000	12.000	11.738	17.000
Flowrate	KG-MOL/HR	50.552	7.826	383.152	399.222	154.374
Composition						
H2O		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
H2		0.094	0.001	0.000	0.005	0.001
HYSULFID		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
METHANE		0.055	0.004	0.000	0.002	0.004
ETHANE		0.221	0.067	0.000	0.007	0.067
PROPANE		0.349	0.301	0.000	0.013	0.301
IBUTANE		0.137	0.257	0.000	0.005	0.257
BUTANE		0.141	0.359	0.004	0.007	0.359
PENTANE		0.002	0.011	0.035	0.034	0.011
SULFUR		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
AIR		0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
NBP 29		0.000	0.000	0.134	0.133	0.000
NBP 58		0.000	0.000	0.046	0.044	0.000
NBP 72		0.000	0.000	0.054	0.052	0.000
NBP 87		0.000	0.000	0.073	0.070	0.000
NBP 102		0.000	0.000	0.176	0.169	0.000
NBP 113		0.000	0.000	0.222	0.213	0.000
NBP 125		0.000	0.000	0.128	0.123	0.000
NBP 141		0.000	0.000	0.035	0.034	0.000
NBP 155		0.000	0.000	0.022	0.021	0.000
NBP 168		0.000	0.000	0.014	0.013	0.000
NBP 180		0.000	0.000	0.012	0.012	0.000
NBP 193		0.000	0.000	0.012	0.011	0.000
NBP 207		0.000	0.000	0.011	0.011	0.000
NBP 222		0.000	0.000	0.010	0.010	0.000
NBP 238		0.000	0.000	0.010	0.009	0.000
NBP 247		0.000	0.000	0.002	0.002	0.000

Anexo X. Datos de las corrientes obtenido en el Simulador PRO/II para el caso de diseño.

Stream Name		GASESTAB	GLP	CATALESTAB1	CATINESTABLE	REFLUX	S7
Stream Description							
Phase		Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed
Total Stream							
Rate	KG-MOL/HR	50.552	7.826	383.152	399.222	154.374	569.489
	KG/HR	1993.033	406.440	38035.344	38691.082	8017.523	56532.938
Std. Liq. Rate	M3/HR	4.206	0.748	49.746	51.067	14.757	73.939
Temperature	C	38.738	39.656	199.682	145.210	39.656	211.093
Pressure	KG/CM2	11.000	17.000	12.000	11.738	17.000	11.500
Molecular Weight		39.426	51.936	99.270	96.916	51.936	99.270
Enthalpy	MFKCAL/HR	0.199	0.010	4.127	2.869	0.198	7.618
	KCAL/KG	100.053	24.678	108.502	74.164	24.678	134.760
Mole Fraction Liquid		0.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	0.6177
Reduced Temperature		0.9535	0.7917	0.8425	0.7579	0.7917	0.8628
Reduced Pressure		0.2710	0.4209	0.3555	0.3452	0.4209	0.3407
Acentric Factor		0.1089	0.1733	0.2739	0.2670	0.1733	0.2739
UOP K factor		15.345	14.126	11.508	11.563	14.126	11.508
Std. Liquid Density	KG/M3	473.855	543.307	764.593	757.660	543.307	764.593
Sp. Gravity		0.4743	0.5438	0.7653	0.7584	0.5438	0.7653
API Gravity		166.820	128.685	53.383	55.075	128.685	53.383
Vapor							
Rate	KG-MOL/HR	50.552	n/a	n/a	n/a	n/a	217.706
	KG/HR	1993.033	n/a	n/a	n/a	n/a	19764.375
	M3/HR	106.454	n/a	n/a	n/a	n/a	626.805
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	1133.069	n/a	n/a	n/a	n/a	4879.664
Molecular Weight		39.426	n/a	n/a	n/a	n/a	90.785
Z (from K)		0.88251	n/a	n/a	n/a	n/a	0.81918
Enthalpy	KCAL/KG	100.053	n/a	n/a	0.000	n/a	171.873
CP	KCAL/KG-C	0.486	n/a	n/a	n/a	n/a	0.567
Density	KG/M3	18.722	n/a	n/a	n/a	n/a	31.532
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.02275	n/a	n/a	n/a	n/a	0.02960
Viscosity	CP	0.00872	n/a	n/a	n/a	n/a	0.01392
Liquid							
Rate	KG-MOL/HR	n/a	7.826	383.152	399.222	154.374	351.783
	KG/HR	n/a	406.440	38035.344	38691.082	8017.523	36768.559
	M3/HR	n/a	0.795	66.629	61.239	15.673	64.370
Liquid Std Vol Flow	M3/HR	n/a	0.748	49.746	51.067	14.757	47.583
Molecular Weight		n/a	51.936	99.270	96.916	51.936	104.521
Z (from K)		n/a	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	24.678	108.502	74.164	24.678	114.811
CP	KCAL/KG-C	n/a	0.690	0.661	0.636	0.690	0.664
Density	KG/M3	n/a	511.542	570.854	631.804	511.542	571.205
Surface Tension	DYNE/CM	n/a	7.5131	6.2637	10.6372	7.5131	6.1826
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	n/a	0.07910	0.05567	0.07196	0.07910	0.05727
Viscosity	CP	n/a	0.10983	0.10573	0.15483	0.10983	0.10309

Anexo XI Comparación de datos de proyecto con los obtenidos en el Simulador PRO/ II para el caso de diseño.

CORRIENTES	UNIDAD DE MEDIDA	DISEÑO	SIMULADOR	% ERROR
Catalizado inestable				
Temperatura	°C	140	145.21	3.72
Presión	kgf/cm ²	14 máx.	11.738	0
Flujo	kg/h	38691	38691.082	0.0002
Gas estabilización				
Temperatura	°C	40	38.724	3.19
Presión	kgf/cm ²	11	11	0.00
Flujo	kg/h	1185	1990.883	68.01
GLP				
Temperatura	°C	40	39.642	0.89
Presión	kgf/cm ²	17	17	0.00
Flujo	kg/h	416	406.44	2.30
Catalizado estable				
Temperatura	°C	235 máx.	199.682	0
Presión	kgf/cm ²	12	12	0.00
Flujo	kg/h	37090	38035.344	2.55
Reflujo frio				
Temperatura	°C	40	39.642	0.89
Presión	kgf/cm ²	17	17	0.00
Flujo	kg/h	8816	8019.673	9.03
Relación de reflujo	Reflujo/GLP	21.19	19.73	3.93

Anexo XII. Tabla comparativa de composición molar del GLP con lo obtenido en el Simulador PRO/II para la validación del modelo en el caso de diseño.

CORRIENTES	UNIDAD DE MEDIDA	DISEÑO	SIMULADOR	% ERROR
		GLP		
Flujo	kg-mol/h	8.2	7.826	
Porcentaje molar				
H2		0.000	0.100	
Metano		0.736	0.400	45.67
Etano		8.589	6.700	21.99
Propano		30.675	30.100	1.87
i-Butano		24.540	25.700	4.73
n-Butano		34.356	35.900	4.49
Pentano		1.104	1.100	0.39

Anexo XIII. Tabla con datos de los resultados de laboratorio de la nafta hidrofinada que es la alimentación de la sección de reformación durante los meses de mayo y junio de 2015.

Nafta Hidrofinada de Inyector									
Masa molecular	Gravedad Específica	PIE	10%	50%	90%	PFE	Azufre	Humedad	
CAL	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	
g/mol		°C	°C	°C	°C	°C	ppm vol	ppm vol	
118.81	0.7503	78.40	95.10	115.10	152.20	179.40	0.10	38.30	
118.69	0.7501	77.80	93.30	114.40	155.70	176.10	0.10	43.57	
119.75	0.7519	80.10	96.50	116.20	154.00	182.70	0.18	35.92	
120.34	0.7529	75.80	93.60	117.90	158.40	181.00	0.10	46.79	
121.78	0.7553	79.30	97.40	120.50	161.00	186.80	0.10	37.58	
119.92	0.7522	78.40	94.20	116.60	155.60	177.90	0.10	35.97	
120.64	0.7534	70.10	92.30	117.50	157.50	182.20	0.10	35.97	
120.64	0.7534	78.70	95.80	118.40	158.00	182.70	0.10	35.92	
119.87	0.7521	77.90	93.70	117.10	156.90	178.50	0.10	30.22	
119.39	0.7513	78.20	94.30	116.50	155.20	181.10	0.10	50.22	
120.04	0.7524	80.30	95.00	117.20	158.40	178.50	0.10	49.54	
119.28	0.7511	78.00	95.80	116.60	154.70	180.70	0.10	49.54	
121.06	0.7541	77.80	95.00	115.30	158.10	180.90	0.18	59.54	
120.94	0.7539	76.60	98.50	118.80	159.60	185.90	0.11	46.30	
119.04	0.7507	78.90	94.30	113.40	151.80	174.60	0.10	39.88	
119.69	0.7518	80.00	95.00	116.20	154.90	177.70	0.10	39.88	
119.45	0.7514	78.00	94.00	114.00	153.00	176.00	0.10	39.88	
120.40	0.7530	80.60	96.10	115.70	155.00	181.40	0.10	24.36	
118.75	0.7502	75.80	91.00	112.60	154.70	174.20	0.10	51.91	
119.39	0.7525	80.60	95.30	115.30	154.10	177.20	0.11	52.72	
119.39	0.7504	77.90	94.80	115.40	153.10	182.50	0.10	48.89	
119.39	0.7538	79.20	95.90	117.00	155.70	182.40	0.10	47.89	
119.92	0.7522	79.30	93.60	114.40	154.20	177.40	0.10	48.89	
118.87	0.7504	79.70	93.80	115.30	159.00	177.70	0.10	45.79	
117.82	0.7486	78.00	91.70	111.80	148.50	177.40	0.13	75.88	
118.69	0.7501	77.00	92.00	114.50	152.80	177.00	0.10	44.42	
119.10	0.7508	78.60	93.80	108.70	154.30	177.10	0.10	51.68	
120.76	0.7536	78.00	92.90	113.90	155.70	177.10	0.10	51.68	
119.04	0.7507	77.00	91.70	112.70	149.20	178.20	0.16	68.12	
120.46	0.7531	77.60	94.80	115.30	155.90	180.60	0.12	56.97	
118.46	0.7497	77.90	92.40	113.50	155.40	176.60	0.11	77.47	
118.81	0.7503	77.30	91.30	114.40	155.50	177.20	0.19	51.20	
119.51	0.7515	78.70	94.40	115.90	156.70	177.10	0.10	52.58	
119.39	0.7513	78.60	94.60	115.70	157.40	178.40	0.19	51.20	
119.22	0.7510	77.70	93.50	115.40	159.90	178.60	0.10	52.58	
119.22	0.7510	77.00	92.90	115.50	155.10	177.90	0.10	39.59	
120.10	0.7525	80.10	95.40	118.10	160.50	178.40	0.32	43.41	
119.34	0.7512	78.00	96.50	119.60	155.80	180.20	0.10	28.07	
120.10	0.7525	80.10	95.40	118.10	160.50	178.40	0.18	35.13	
120.28	0.7528	78.30	96.10	118.80	158.10	180.20	0.16	30.26	
118.63	0.7500	78.80	93.00	114.40	154.60	175.90	0.16	30.26	
118.29	0.7494	77.40	92.30	114.60	155.70	177.50	0.16	43.16	
118.23	0.7493	77.10	93.20	113.00	149.30	176.80	0.16	35.11	
118.87	0.7504	77.00	93.50	114.80	157.50	180.00	0.11	32.18	
119.34	0.7512	78.50	93.30	114.50	155.40	178.10	0.10	47.90	
119.16	0.7509	77.90	92.20	116.00	164.70	176.60	0.11	42.18	
118.58	0.7499	76.80	92.40	113.40	156.10	178.10	0.10	47.90	
119.39	0.7503	78.40	95.10	115.10	152.21	179.40	0.10	38.26	
Promedio (X)	119.50	0.7515	78.11	94.14	115.52	155.78	178.92	0.12	45.06
Desviación estandar(S)	0.81	0.001	1.64	1.62	2.12	3.08	2.59	0.04	10.93
Coefficiente de variación CV= (S/X)*100	0.68	0.19	2.10	1.72	1.84	1.97	1.45	33.78	24.27

Anexo XIV. Tabla con datos de los resultados de laboratorio del catalizado estable durante los meses de mayo y junio de 2015.

Catalizado Estable								
Masa Molecular	Gravedad Específica	PIE	10%	50%	90%	PFE	RON	
Calculada	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	Lab	
g/mol		°C	°C	°C	°C	°C		
131.57	0.7706	40.60	69.20	107.00	153.90	193.40	92.7	
135.31	0.7760	39.70	69.50	106.50	156.10	191.30	92.5	
136.66	0.7779	42.10	71.10	109.00	157.90	196.10	92.5	
136.66	0.7779	47.00	70.00	107.00	154.00	203.00	92.5	
138.70	0.7807	41.30	71.10	111.60	163.40	197.20	93.3	
136.16	0.7772	41.40	69.70	109.80	159.10	195.60	91.9	
142.83	0.7862	45.60	73.80	111.20	161.30	199.30	93.4	
139.21	0.7814	43.00	78.00	113.90	162.30	200.00	91.8	
135.81	0.7767	43.30	77.60	114.30	162.40	200.40	90.7	
136.88	0.7782	45.00	76.00	111.60	160.90	195.10	91.1	
136.16	0.7772	45.20	76.10	111.30	160.10	196.50	90.8	
135.59	0.7764	43.00	65.00	108.00	158.00	187.00	91.1	
133.70	0.7737	40.20	70.00	107.60	153.70	195.40	91.5	
132.18	0.7715	42.00	69.00	112.00	164.00	207.00	90.6	
136.88	0.7782	46.20	72.40	110.90	163.00	198.90	91.1	
135.74	0.7766	44.90	71.00	107.50	157.50	190.40	91.0	
137.02	0.7784	42.00	74.00	109.00	158.00	204.00	92.1	
137.53	0.7791	44.00	68.00	108.00	155.00	198.00	93.0	
138.26	0.7801	45.00	70.50	107.90	159.80	194.90	93.0	
134.89	0.7754	44.50	77.00	105.70	159.60	190.00	89.3	
136.24	0.7754	43.60	72.10	108.00	161.40	196.90	91.3	
134.26	0.7745	45.90	72.00	106.20	153.50	195.20	91.2	
137.97	0.7797	44.00	74.00	112.00	158.60	196.30	92.5	
135.10	0.7757	46.80	75.00	109.70	165.40	190.90	92.3	
131.17	0.7700	41.00	71.80	106.90	154.90	194.70	90.8	
134.19	0.7744	43.20	69.00	109.00	158.00	200.00	93.1	
137.02	0.7784	38.00	70.20	109.70	161.10	196.10	92.8	
137.24	0.7787	48.80	73.30	112.30	174.00	195.10	93.5	
136.02	0.7770	40.50	71.40	107.80	154.50	198.10	92.1	
134.96	0.7755	43.40	71.60	107.20	157.10	196.00	92.2	
134.26	0.7745	44.00	72.70	108.70	160.30	196.20	92.2	
135.17	0.7758	41.30	72.70	110.10	172.05	194.50	92.1	
134.89	0.7754	41.60	69.40	106.80	155.20	196.50	92.3	
135.81	0.7767	44.80	73.40	111.30	165.00	197.00	92.3	
135.52	0.7763	43.00	72.90	112.10	168.40	197.50	92.2	
134.75	0.7752	40.70	69.70	107.30	156.40	197.90	92.2	
134.47	0.7748	40.80	70.30	109.50	163.50	201.60	92.1	
137.39	0.7789	46.30	73.10	109.20	160.50	200.40	91.3	
137.31	0.7788	42.70	73.20	109.00	156.60	193.80	92.0	
133.35	0.7732	47.00	71.00	108.00	156.00	199.00	90.7	
137.17	0.7786	41.40	70.90	108.20	159.10	198.50	91.9	
134.96	0.7755	40.80	71.50	107.00	157.10	198.20	91.7	
135.31	0.7760	41.00	70.00	107.80	155.60	194.90	92.5	
136.24	0.7773	44.00	68.00	105.00	154.00	198.00	93.0	
135.88	0.7768	45.90	76.30	102.20	160.50	188.40	92.8	
135.03	0.7756	40.50	66.80	106.20	157.10	195.00	92.7	
135.88	0.7768	45.00	70.00	101.10	156.10	178.10	92.5	
118.81	0.7503	48.40	75.10	105.15	152.20	179.40	92.7	
Promedio (X)	135.50	0.7762	43.34	71.80	108.61	159.25	195.79	92.0
Desviación estandar(S)	3.10	0.005	2.41	2.77	2.63	4.57	5.14	0.86
Coefficiente de variación CV= (S/X)*100	2.29	0.60	5.57	3.85	2.42	2.87	2.62	0.94

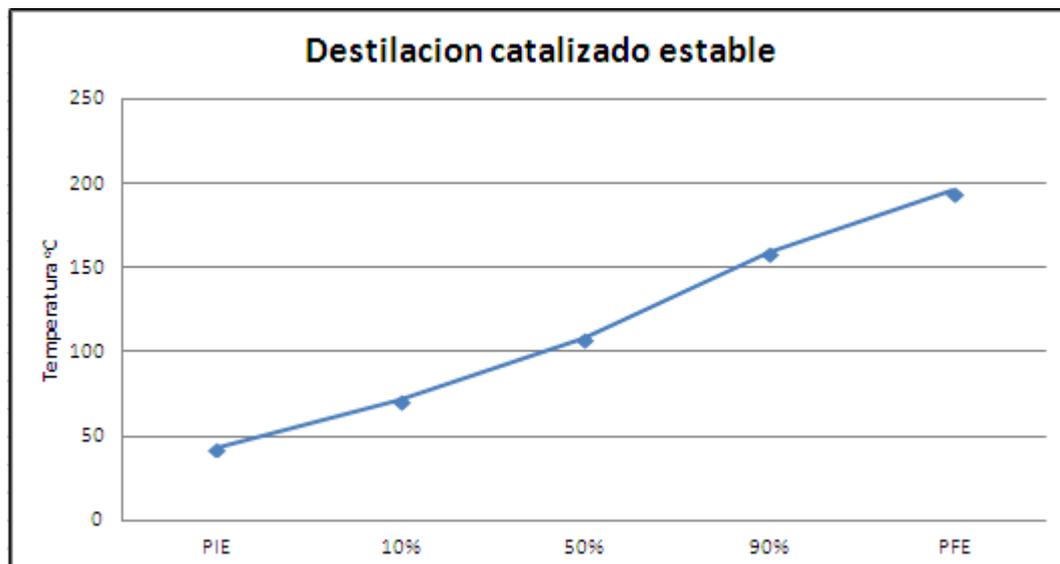
Anexo XV. Tabla con datos de los resultados de laboratorio del GLP durante los meses de mayo y junio de 2015.

GLP desde D-203								
VALOR CALORICO	DENSIDAD A 15 °C	PRESION DE VAPOR	PESO MOLECULAR	COMPOSICION % vol			RVP	
KCAL/KG	G/CM ³	KGF/CM ²	G/MOL	C ₃ +LIGEROS	C ₄	C ₅₊	kgf/cm ²	
11925.880	0.5348	8.85	51.14	37.22	60.55	2.23	8.02	
11937.234	0.5308	9.42	50.40	38.43	59.14	2.43	8.18	
11946.435	0.5280	9.78	49.79	38.03	59.80	2.17	7.83	
11913.800	0.5404	7.78	51.56	31.59	66.37	2.04	6.53	
11908.080	0.5405	7.38	52.12	41.56	58.25	0.19	8.35	
11914.870	0.5397	7.84	51.65	41.63	58.33	0.05	7.79	
11957.610	0.5319	9.60	48.97	40.24	59.22	0.54	7.01	
11937.120	0.5281	9.42	50.06	38.36	58.50	2.54	7.31	
11925.880	0.5348	8.85	51.14	44.67	54.62	0.71	3.13	
11937.200	0.5308	9.42	50.40	41.22	58.11	0.67	8.51	
11946.400	0.5280	9.78	49.79	39.34	59.73	0.93	8.07	
11913.890	0.5404	7.78	51.56	38.12	60.16	1.72	7.24	
11941.780	0.5296	9.50	50.05	38.56	58.25	3.19	7.90	
11928.320	0.5344	8.61	50.78	35.34	64.28	0.38	7.35	
11876.040	0.5578	5.72	54.74	37.15	60.12	2.73	7.54	
11926.660	0.5355	8.50	50.92	38.14	61.86	0.00	7.27	
11937.234	0.5308	9.42	50.40	29.32	69.64	0.44	6.73	
11946.435	0.5280	8.78	49.79	29.71	69.60	0.69	6.84	
11913.800	0.5404	7.78	51.56	31.87	67.05	1.08	6.06	
11908.080	0.5405	7.38	52.12	38.07	61.93	0.00	7.71	
11914.870	0.5397	7.84	51.65	43.81	56.19	0.00	8.96	
11957.610	0.5219	8.60	48.97	47.82	50.91	1.28	3.51	
11936.890	0.5298	8.24	59.67	49.29	50.73	0.00	3.52	
11918.080	0.5405	7.38	52.12	50.28	49.43	0.29	3.92	
11924.870	0.5397	7.84	51.25	41.89	58.11	0.00	8.25	
11937.610	0.5219	8.20	47.97	36.03	63.97	0.00	7.31	
11931.890	0.5298	7.24	53.67	41.73	58.27	0.00	7.79	
11957.610	0.5219	10.60	48.97	40.73	59.27	0.00	8.04	
11936.890	0.5298	8.24	55.67	42.50	57.50	0.00	8.58	
11918.080	0.5405	7.38	52.12	36.76	63.20	0.04	7.35	
11924.870	0.5397	7.84	51.25	36.19	63.81	0.00	7.31	
11947.610	0.5319	8.60	48.97	42.37	56.42	1.21	8.48	
11937.120	0.5281	9.42	50.06	42.23	56.45	1.32	8.49	
11922.890	0.5298	7.24	53.67	35.85	64.05	0.10	7.11	
11934.610	0.5319	8.60	48.97	30.80	69.20	0.00	6.53	
11925.890	0.5298	8.24	52.67	38.71	60.54	0.75	8.01	
11925.777	0.5348	8.85	51.14	34.37	62.28	3.34	6.31	
11937.267	0.5305	9.42	50.41	44.12	54.30	1.58	3.11	
11946.423	0.5285	9.75	49.74	39.65	57.83	2.52	7.77	
11923.830	0.5330	8.22	53.42	38.39	61.46	0.15	7.62	
11924.870	0.5397	7.84	51.25	39.18	58.99	1.83	7.16	
11947.543	0.5313	8.60	48.97	47.50	52.21	0.29	3.78	
11937.125	0.5284	9.42	50.06	42.19	56.02	1.79	8.55	
11924.850	0.5292	7.24	53.63	43.19	54.47	2.33	8.62	
11912.610	0.5315	9.65	48.32	38.04	61.16	0.80	7.66	
11934.890	0.5265	8.23	52.76	36.31	60.45	3.23	7.21	
11918.080	0.5405	7.38	52.12	43.61	53.38	2.41	8.49	
11934.561	0.5314	8.67	48.62	40.45	56.73	2.82	7.99	
Promedio (X)	11929.958	0.5333	8.47	51.19	39.45	59.45	1.10	7.93
Desviación estandar(S)	15.02	0.01	0.94	2.08	4.58	4.58	1.07	0.86
Coefficiente de variación CV= (S/X)*100	0.13	1.21	11.06	4.07	11.61	7.71	97.51	10.83

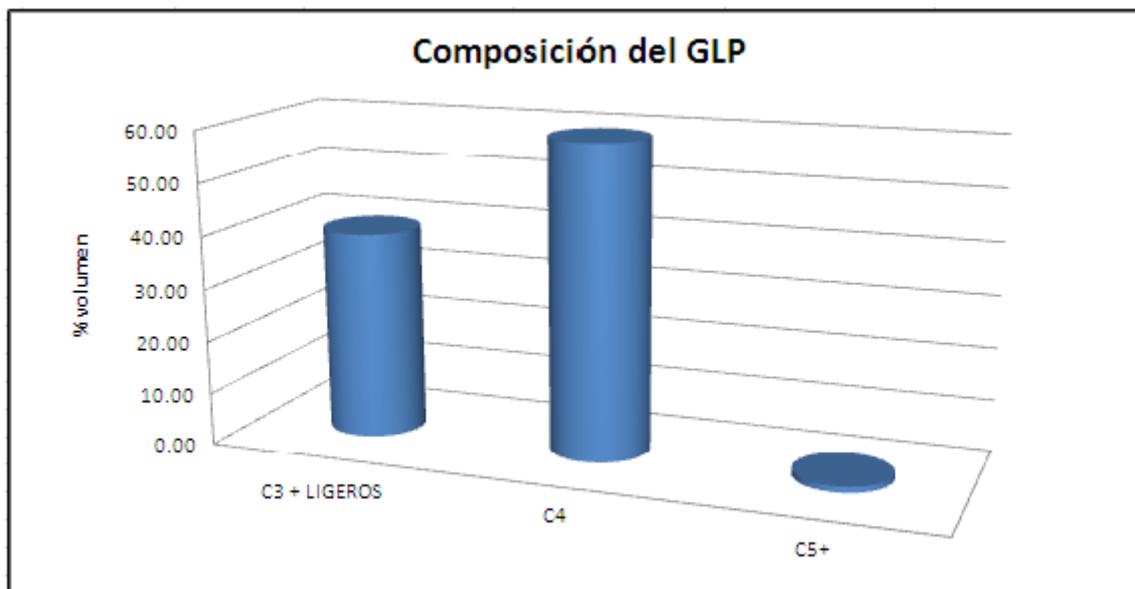
Anexo XVI. Curva de destilación de la nafta hidrofinada que es la alimentación de la sección de reformación, con datos del promedio de los meses de mayo y junio de 2015.



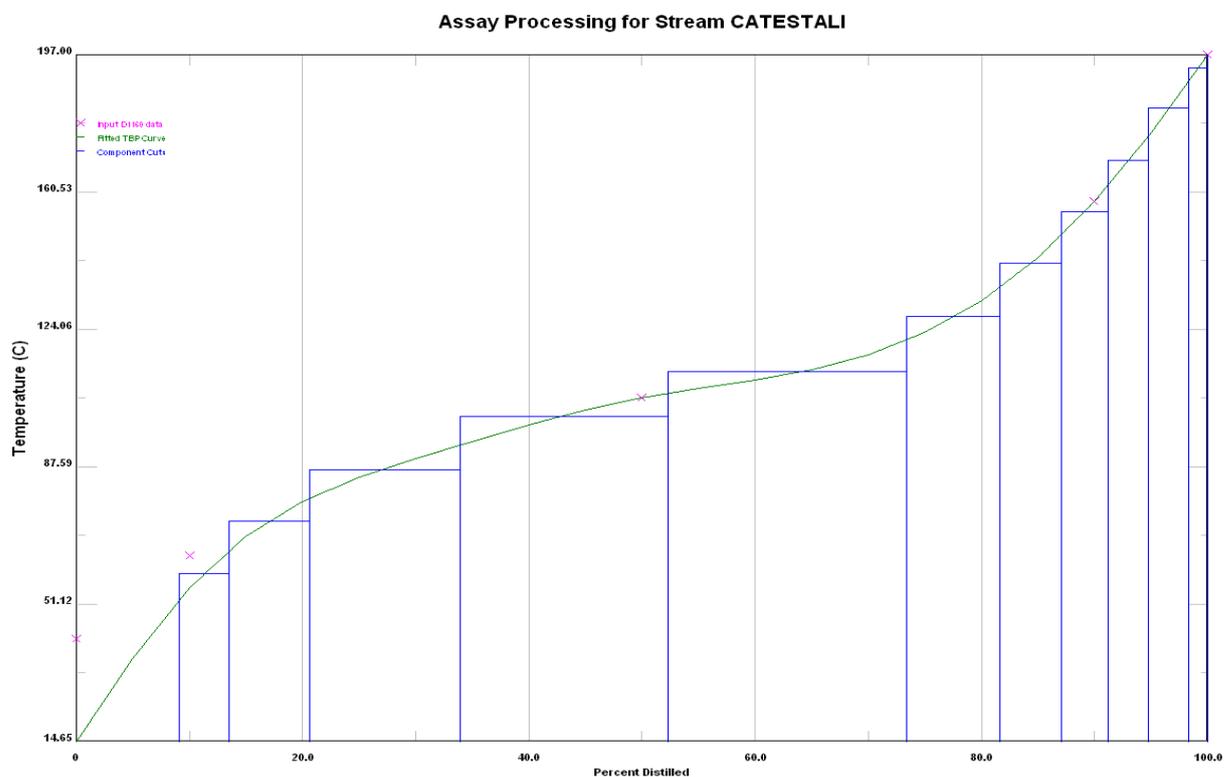
Anexo XVII. Curva de destilación del catalizado estable con datos del promedio de los meses de mayo y junio de 2015.



Anexo XVIII. Composición promedio del GLP con datos de los meses de mayo y junio de 2015.



Anexo XIX. Curva de destilación del catalizado estable con datos de laboratorio del día 16 de julio de 2015.



Anexo XX. Cromatografía del catalizado estable de la muestra del día 16 de julio de 2015.

Analysis Date & Time: 7/17/2015 7:42:26 AM

User Name : Admin

Vial# : 2

Sample Name : Cat. Est. Reg. 16918

Sample ID : Secc.200 M.Herminia

Sample Type : Unknown

Injection Volume : 0.40

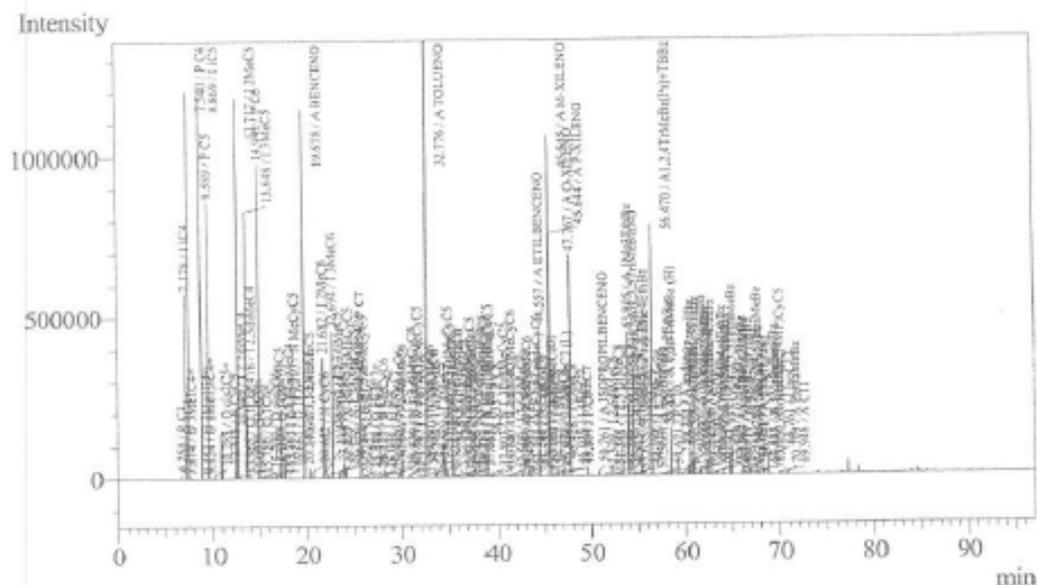
ISTD Amount :

Data Name : C:\GCsolution\Data\Nafta\Cat. Est. 16-07-15..gcd

Method Name : C:\GCsolution\Data\Nafta\PIANO ASTM 6729+Olef 04-13 NF

[Description]

split 200 Column 100 metros DB-Petro



Peak#	Cmpd Name	Ret.Time	Area	Conc.	Unit
1	P C3	6.758	25501	0.03	%
2	I iC4	7.178	1144213	1.47	%
3	O 1C4=	7.419	14618	0.02	%
4	P C4	7.540	2498802	3.21	%
5	O 3Me1C4=	7.874	11177	0.01	%
6	I iC5	8.869	2911207	3.71	%
7	O 2Me1C4=	9.441	18164	0.02	%
8	P C5	9.589	2165297	2.76	%
9	O 2Me1,3C4=	9.824	11125	0.01	%
10	O cis2C5=	10.283	40647	0.05	%
11	I 2,2diMeC4	10.949	416809	0.53	%
12	O 1C6=	12.038	9705	0.01	%
13	N CyC5	12.415	72247	0.09	%
14	I 2,3diMeC4	12.476	780279	0.99	%

Peak#	Cmpd Name	Ret.Time	Area	Conc.	Unit
15	I 2MeC5	12.717	4000974	5.08	%
16	I 3MeC5	13.648	3015474	3.83	%
17	O 1C6=	13.965	23810	0.03	%
18	P C6	14.941	3786490	4.81	%
19	O tr2C6=	15.072	10521	0.01	%
20	O cis2C6=	15.300	17187	0.02	%
21	O 1C6=	15.493	33024	0.04	%
22	O 1C6=	15.780	25351	0.03	%
23	O 1C6=	16.106	12491	0.02	%
24	O 1C6=	16.661	32708	0.04	%
25	I 2,2diMeC5	17.058	171059	0.22	%
26	N MeCyC5	17.303	907031	1.12	%
27	I 2,4diMeC5	17.647	317559	0.40	%
28	I 2,2,3TriMeC4	18.176	17512	0.02	%
29	A BENCENO	19.678	5494347	6.33	%
30	I 3,3diMeC5	20.240	145992	0.18	%
31	N CyC6	20.652	101155	0.13	%
32	O 1C7=	21.488	9078	0.01	%
33	I 2MeC6	21.682	1762855	2.23	%
34	I 2,3diMeC5	21.862	610373	0.77	%
35	N 1,1diMeCyC5	22.172	57323	0.07	%
36	I 3MeC6	22.694	2173489	2.75	%
37	N cis1,3,diMEC	23.413	87179	0.11	%
38	N tr1,3,diMeCyt	23.744	98356	0.12	%
39	I 3EthC5	23.888	202908	0.26	%
40	N tr1,2,diMeCyt	24.071	119974	0.15	%
41	O 1C7=	25.389	11739	0.01	%
42	P C7	25.654	1620587	2.05	%
43	O cis3C7=	25.876	22443	0.03	%
44	O tr2C7=	26.004	9116	0.01	%
45	O cis2C7=	26.224	10958	0.01	%
46	O C7=	26.817	14920	0.02	%
47	O C7=	27.321	9973	0.01	%
48	N 1,3 diMeCyC:	28.024	32474	0.04	%
49	N MeCyC6	28.127	125801	0.16	%
50	I 2,2diMeC6	28.462	89042	0.11	%
51	N EthCyC5	29.639	70114	0.09	%
52	I 2,5diMeC6	29.791	134684	0.17	%
53	I 2,4diMeC6	30.046	240823	0.30	%
54	N etc124TriMeC	30.783	33402	0.04	%
55	I 3,3diMeC6	30.956	54209	0.07	%
56	N etc123TriMeC	31.752	17521	0.02	%
57	I 2,3,4TriMeC5	32.128	16303	0.02	%
58	A TOLUENO	32.776	15444039	17.99	%
59	I 2,3diMeC6	33.582	151234	0.19	%
60	I 2Me3EthC5	33.744	36927	0.05	%
61	I 2MeC7	34.390	535118	0.68	%

Peak#	Cmpd Name	Ret.Time	Area	Conc.	Unit
62	I 4MeC7	34.589	256768	0.32	%
63	I 3,4diMeC6	34.812	82705	0.10	%
64	N CyC8	35.156	12786	0.02	%
65	I 3MeC7	35.399	645684	0.82	%
66	I 3EthC6	35.540	166924	0.21	%
67	N 1,2,3TriMeCy	35.717	12623	0.02	%
68	N tr1,4diMeCyC	35.866	12262	0.02	%
69	I 2,2,5TriMeC6	36.844	13234	0.02	%
70	N cis 1,3EthMeC	37.065	21188	0.03	%
71	N tr 1,3EthMeC	37.353	20522	0.03	%
72	N tr1,2EthMeCy	37.529	21992	0.03	%
73	N 1,1EthMeCyC	37.803	8062	0.01	%
74	N tr1,2diMeCyC	38.202	14487	0.02	%
75	P C8	38.933	474667	0.60	%
76	N cis 1,4DiMeC	39.140	14278	0.02	%
77	I 2,3,5TriMeC6	40.983	10060	0.01	%
78	I 2,2diMeC7	41.383	10913	0.01	%
79	I 2,4diMeC7	41.861	38104	0.05	%
80	N EtilCyC6	42.548	17327	0.02	%
81	I 2,6diMeC7	42.600	46806	0.06	%
82	N 1,1,4TriMeCy	43.193	8560	0.01	%
83	I 2,5diMeC7	43.351	88772	0.11	%
84	N CyC9	43.491	18092	0.02	%
85	I 3,3dMeC7	43.556	9669	0.01	%
86	A ETILBENCEI	44.557	2158313	2.53	%
87	A M-XILENO	45.545	7233583	8.49	%
88	A P-XILENO	45.644	2845623	3.34	%
89	I 3,4diMeC7 (D)	45.772	10993	0.01	%
90	I 3,4diMeC7 (L)	45.849	12574	0.02	%
91	I 4EthC7	46.039	20772	0.03	%
92	I 4MeC8	46.329	99641	0.13	%
93	I 2MeC8	46.428	101728	0.13	%
94	I 3 EthC7	46.984	26050	0.03	%
95	I 3MeC8	47.120	127560	0.16	%
96	A O-XILENO	47.767	3274010	3.84	%
97	P C9	49.697	92756	0.12	%
98	A ISOPROPILB	50.761	35686	0.04	%
99	I 2,5 DiMeC8	51.398	11017	0.01	%
100	N 1Me4isoprop	51.995	9274	0.01	%
101	I 2,6diMeC8	52.339	10719	0.01	%
102	I 3,6 DiMeC8	52.745	16597	0.02	%
103	A nPropilBz	53.280	477521	0.56	%
104	A 1Me3EthBz	53.905	1827386	2.16	%
105	A 1Me4EthBz	54.067	823134	0.97	%
106	I 2,3diMeC8	54.416	8230	0.01	%
107	A 1,3,5TriMeBz	54.516	1299844	1.53	%
108	I 4MeC9	54.915	24279	0.03	%

Peak#	Cmpd Name	Ret.Time.	Area	Conc.	Unit
109	I 2MeC9	55.109	15226	0.02	%
110	A 1Me2EthBz	55.279	474009	0.56	%
111	I 3MeC9	55.635	19968	0.03	%
112	A 1,2,4TrMeBz(I	56.470	3469908	4.10	%
113	A Iso-ButilBz	57.566	23098	0.03	%
114	P C10	57.671	15559	0.02	%
115	A secButilBz	57.765	17043	0.02	%
116	A 1,2,3TriMeBz	58.441	566633	0.67	%
117	A Indano	59.272	245860	0.29	%
118	A 1Me2IsoProp	59.697	11499	0.01	%
119	A C10	60.310	109800	0.13	%
120	A 1Me3nPropilE	60.493	301543	0.36	%
121	A 1Me4nPropilE	60.760	187139	0.22	%
122	A nButilBz	60.819	27388	0.03	%
123	A 1,3diMe5EthE	60.919	342681	0.41	%
124	A 1,2diEthBz	61.140	14958	0.02	%
125	A 1Me2nPropilE	61.549	75931	0.09	%
126	A 1,4diMe2EthE	62.181	166185	0.20	%
127	A 1,3diMe4EthE	62.306	167660	0.20	%
128	I 3MeC10	62.429	11328	0.01	%
129	A 1,2diMe4EthE	62.686	317627	0.38	%
130	A 1,3diMe2EthE	63.111	13360	0.02	%
131	A 1,2diMe3EthE	63.984	52448	0.06	%
132	A 1,2,4,5TetraM	64.722	243005	0.30	%
133	A 1,2,3,5TetraM	64.937	332253	0.39	%
134	I IsoC12	65.879	22235	0.03	%
135	A C11	66.051	82578	0.10	%
136	A tert1 Butil2Me	66.156	21297	0.03	%
137	N NPC11	66.345	29975	0.04	%
138	N 5MeIndano	66.487	16675	0.02	%
139	A 1Etil-2nPropE	66.717	100031	0.12	%
140	A 2MeIndano	66.941	101191	0.13	%
141	N tert1 Me2(4MI	67.450	30064	0.04	%
142	A 1,2diIsoPropE	67.751	12952	0.02	%
143	A 1Me2nButilBz	67.858	13538	0.02	%
144	I IsoC12	68.761	282441	0.35	%
145	A C11	69.948	18629	0.02	%
146	A nHexilBz	70.070	9892	0.01	%
147	A PentaMeBz	70.709	8773	0.01	%
Total			82581593	100.00	

Group Results - Channel 1

Group#	Name	Area	Conc.	Unit
1	Parafinas	10679658	13.60	%
2	Iso-Prarina	21129746	26.81	%
3	Aromatico	48442392	56.71	%
4	Naftenos	1990745	2.47	%
5	Olefinas	339052	0.42	%
Total		82581593	100.00	

Anexo XXI. Certificado de laboratorio de la cromatografía del GLP de la muestra del día 16 de julio de 2015.

Hoja1



**LABORATORIO
CENTRAL**

GASES LICUADOS (GLP)

DETECTOR: FID-AGILENT	ANALISTA : ILEANA
MUESTRA : GLP LV-12	FECHA : 16/7/2015
PROCEDENCIA: S-200	HORA : 8.00AM
T.CONTROL: CPE	REGISTRO: 16887

COMPUESTOS	AREAS	(% peso)	(% Mol)	(% Vol.)
ETENO	0	0.00	0.00	0.00
ETANO	10.069	0.92	1.62	1.42
PROPANO	329.895	30.28	36.12	32.77
PROPILENO	0	0.00	0.00	0.00
ISOBUTANO	366.702	33.66	30.47	32.81
N-BUTANO	382.731	35.13	31.80	33.01
CICLOPROPANO	0	0.00	0.00	0.00
TRANS-2-BUTENO	0	0.00	0.00	0.00
1-BUTENE	0	0.00	0.00	0.00
ISOBUTILENO	0	0.00	0.00	0.00
CIS_2_BUTENO	0	0.00	0.00	0.00
NEOPENTANO	0	0.00	0.00	0.00
ISOPENTANO	0	0.00	0.00	0.00
N-PENTANO	0	0.00	0.00	0.00
1,3 BUTADIENO	0	0.00	0.00	0.00
TRANS_2_PENTENO	0	0.00	0.00	0.00
1-PENTENO	0	0.00	0.00	0.00
2-METIL_1_BUTENO	0	0.00	0.00	0.00
CIS-2_PENTENO	0	0.00	0.00	0.00
3_METIL_1_BUTENO	0	0.00	0.00	0.00
2_METIL-2-BUTENO	0	0.00	0.00	0.00
METANO	0	0.00	0.00	0.00

TOTALES	1089.397	100.00	100.00	100.00
PROPANO +LIGEROS (%)		31.21	37.74	34.18
C4 TOTALES (%)		68.79	0.00	65.82
C5 TOTALES +PESADOS (%)		0.00	0.00	0.00
OLEFINAS TOTALES (%)		0.00	0.00	0.00
		100.00	37.74	100.00
VALOR CALORICO (Kcal/Kg)		11900.00		
Densidad a 15 oC(g/cm3)		0.5481		
P. DE VAPOR (kgf/cm2)		6.99		
PESO MOLECULAR		52.60		
				AZUFRE:
				HUMEDAD: AUSENTE
				Olor: NO Perceptible
				CORROSION: 1A

Anexo XXII. Certificado de laboratorio de la cromatografía del gas de estabilización del D-203 de la muestra del día 16 de julio de 2015.

28/7/2015 9:20

Chromatogram - D-203 S-200 16-07-15 4:00 PM

Page 1 of 1

Konikrom 32 Plus - Chromatography station

www.konik-group.com

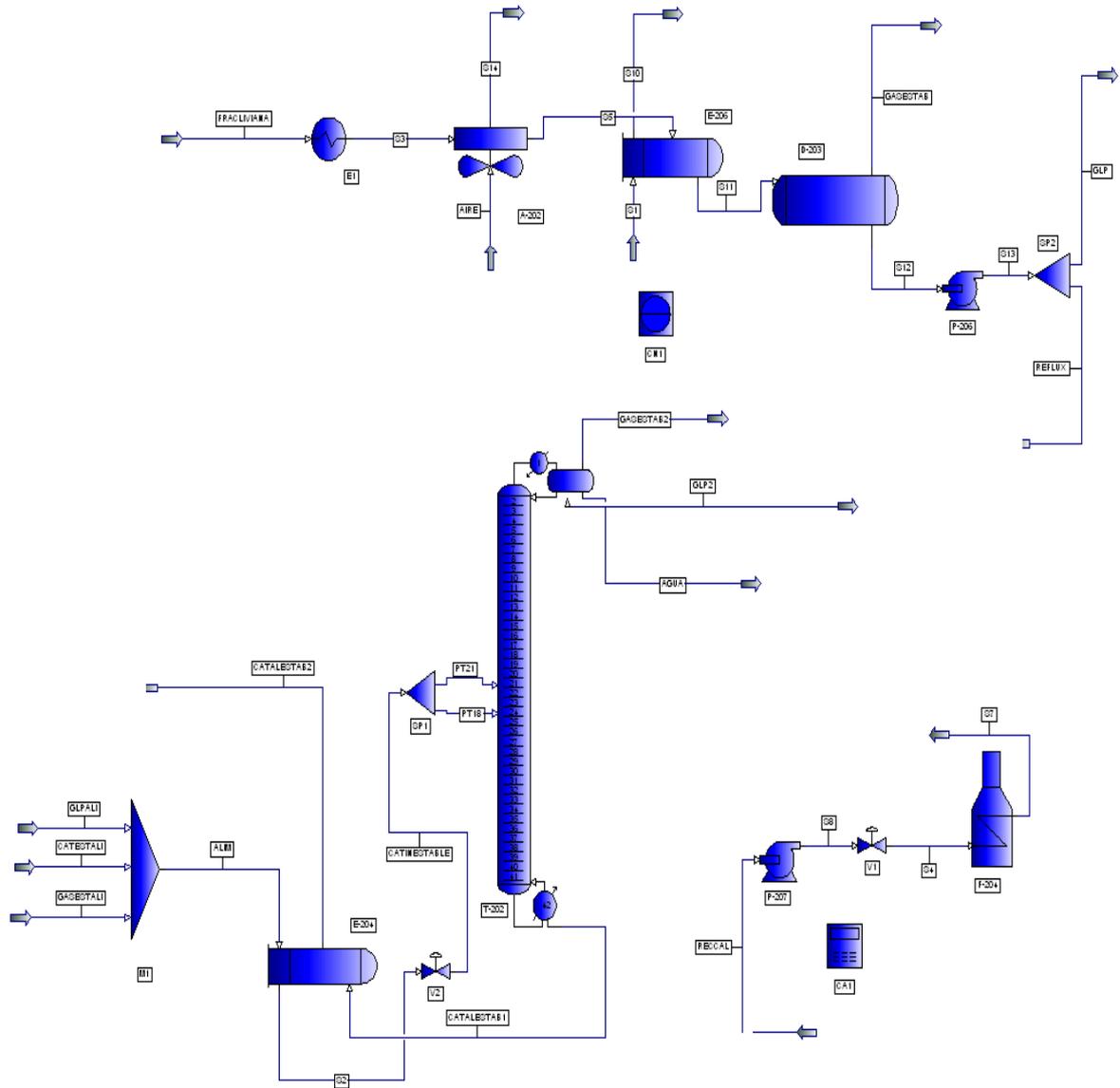
Acquired	: 16/7/2015 16:36:20	By	: administrator
Created	: 16/7/2015 16:36:20	Stored Version	: 16/7/2015 16:39:07 Recent (Linked Calibration)
Project	: Work1	Report Style	: Chromatogram
Amount [ul]	: 0	Dilution	: 1
ISTD Amount	: 0	Inj. Volume [ml]	: 0
Sample ID	:	Sample	:
Calibration	: + Calib GHR Entrada T-203 17-09-10 11.20 am	Chromatogram	: DATA\ D-203 S-200 16-07-15 4:00 PM
Mathematically reprocessed	:	Original	: Noname.prm
Method	: - D-203 S-200 16-07-15 4:00 PM	By	: administrator
Description	:	Modified	: 17/7/2015 9:53
Created	: 16/7/2015 16:36	Detection	:
Column	:	Temperature	:
Mobile Phase	:	Pressure	:
Flow Rate	:		
Note	:		
Autostop	: None	External Start	: Start - Restart, Down
Detector 1	: Signal 1	Range 1	: Bipolar, 1250 mV, 10 Samp. per Sec.
Subtraction chromatogram	: (None)	Matching	: No Change

Base	: Area	Calibration File	: + Calib GHR Entrada T-203 17-09-10 11.20 am	Calculation	: ESTD
Scale Factor	: Not Used	Units After Scaling	: Not Used	Uncal. Response	: 0
Unretained Time	: 0,00 min	Column Length	: 50,00 mm	Column Calc.	: From Width at 50% of Height
Hide ISTD Peak	: Disabled	Result Table Reports	: All Peaks		

Result Table (ESTD -- D-203 S-200 16-07-15 4:00 PM)

	Compound Name	Reten. Time [min]	Area [mV.s]	Area [%]
1	Hidrógeno H2	0,767	883,930	25,65
2	Etano C2	4,753	595,426	17,28
3	Propano C3	5,553	1463,149	42,46
4	Iso Butano IC4	6,767	285,132	8,28
5	Normal Butano NC4	7,867	168,348	4,89
6	Metano C1	23,297	49,580	1,44
	Total		3445,566	100,00

Anexo XXV. Pantalla del simulador Pro/II después de introducir datos de operación.



Anexo XXVI. Comparación de datos de operación del día 16 de julio de 2015 con los obtenidos en el Simulador PRO/II.

CORRIENTES	UNIDAD DE MEDIDA	OPERACIONAL	SIMULADOR	% ERROR
Gas estabilización				
Temperatura	°C	35.540	31.663	10.906
Presión	kgf/cm ²	13.170	13.145	0.190
Flujo	kg/h	1485.500	1204.490	18.917
GLP				
Peso molecular		52.600	49.679	5.553
Densidad	kg/m ³	548.100	532.679	2.81
Temperatura	°C	35.540	32.263	9.221
Flujo (0.5 – 4.0 m ³ /h)	m ³ /h	1.624	1.611	0.800
Catalizado estable				
Peso molecular		97.749	91.412	6.483
Densidad	kg/m ³	771.900	752.631	2.496
Temperatura	°C	190.330	175.863	7.601
Flujo	m ³ /h	38.929	38.976	0.121
Condensador				
Temperatura	°C	35.540	32.263	9.221
Flujo (10 – 19 m ³ /h)	m ³ /h	10.853	14.927	-
Rehervidor				
Temperatura	°C	210.360	195.449	7.088
Flujo (64 – 117 m ³ /h)	m ³ /h	94.801	61.941	-
T-202				
Temperatura tope	°C	57.080	57.000	0.140
Temperatura fondo	°C	190.330	175.900	7.582
Temperatura de alimentación	°C	142.520	126.036	11.566
Temperatura de condensador	°C	35.540	32.263	9.221
Temperatura de rehervidor	°C	210.360	195.449	7.088
Presión de tope (Pa)	kgf/cm ²	13.230	13.230	-
Presión de fondo (Pa)	kgf/cm ³	13.530	13.530	-

Anexo XXVII Pantalla de datos de la T-202 para la validación del caso de diseño.

Rigorous Column 'T-202'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 50
TOTAL ALL TRIALS 48

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID	NET FLOW RATES VAPOR FEED KG-MOL/HR	PRODUCT	HEATER DUTIES M*KCAL/HR
1C	21.4	11.00	29.1		8.0U 8.0L 0.0W	-0.2001
2	70.0	11.50	30.5	45.1		
3	88.6	11.51	30.5	46.6		
4	97.9	11.53	30.8	46.6		
5	102.2	11.54	31.0	46.8		
6	104.1	11.55	31.1	47.0		
7	104.9	11.56	31.1	47.2		
8	105.4	11.58	31.2	47.2		
9	105.6	11.59	31.2	47.2		
10	105.7	11.60	31.2	47.2		
11	105.8	11.61	31.2	47.2		
12	105.9	11.63	31.2	47.2		
13	106.0	11.64	31.2	47.2		
14	106.2	11.65	31.1	47.2		
15	106.4	11.66	31.0	47.2		
16	106.8	11.68	30.8	47.1		
17	107.6	11.69	30.3	46.9		
18	109.5	11.70	28.8	46.3		
19	114.9	11.71	25.1	44.8		
20	129.0	11.73	19.7	41.2		
21	154.6	11.74	478.1	35.8	399.2L	
22	159.2	11.75	504.4	94.9		
23	161.8	11.76	517.8	121.3		
24	163.7	11.78	527.5	134.6		
25	165.3	11.79	535.4	144.3		
26	166.7	11.80	542.0	152.2		
27	167.8	11.81	547.4	158.8		
28	168.7	11.83	552.1	164.3		
29	169.5	11.84	556.1	168.9		
30	170.3	11.85	559.6	172.9		
31	171.0	11.86	562.8	176.4		
32	171.6	11.88	565.8	179.6		
33	172.2	11.89	568.7	182.7		
34	172.9	11.90	571.6	185.6		
35	173.5	11.91	574.4	188.4		
36	174.2	11.93	577.2	191.2		
37	174.9	11.94	580.0	194.0		
38	175.8	11.95	582.8	196.8		
39	177.2	11.96	585.9	199.7		
40	179.9	11.98	589.3	202.7		
41	185.8	11.99	592.7	206.2		
42R	199.7	12.00		209.6	383.2L	1.4845

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KCAL/HR
FEED	PT21	LIQUID		21	1.0000	399.22	2.8696
PROD	GASESTAB2	VAPOR	1			8.02	0.0221
PROD	GLP2	LIQUID	1			8.05	0.0049
PROD	AGUA	WATER	1				0.0000
PROD	CATALESTAB1	LIQUID	42			383.15	4.1269

OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)

-3.9968E-13

OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))

-6.0776E-08

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	TRAY LIQ	2		TEMPERATURE	7.000E+01	7.000E+01
2 (ACTIVE)	STRM CATA	42	7- 8	MOL PERCENT	4.300E-01	4.300E-01

Currently using rigorous calculations

Anexo XXVIII Pantalla de datos de la T-202 para el caso real de operación del día 16 de julio de 2015.

C:\Documents and Settings\msanchez\Configuración local\Temp\WW5B.tmp

Rigorous Column 'T-202'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 50
TOTAL ALL TRIALS 90

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES			HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED PRODUCT	
1C	31.6	13.17	160.1		36.2U 17.5L 0.0W	-0.7628
2	57.0	13.23	179.0	213.8		
3	63.8	13.24	180.1	232.8		
4	67.4	13.25	180.1	233.8		
5	69.5	13.25	179.9	233.8		
6	70.8	13.26	179.4	233.6		
7	71.7	13.27	178.8	233.1		
8	72.4	13.28	178.1	232.5		
9	73.0	13.28	177.4	231.8		
10	73.5	13.29	176.7	231.1		
11	74.1	13.30	175.9	230.4		
12	74.6	13.31	175.1	229.6		
13	75.1	13.31	174.2	228.8		
14	75.7	13.32	173.2	228.0		
15	76.4	13.33	171.8	226.9		
16	77.3	13.34	169.9	225.6		
17	78.5	13.34	166.7	223.6		
18	80.6	13.35	160.7	220.4		
19	84.6	13.36	145.9	214.4		
20	94.9	13.37	109.4	199.6	35.6U	
21	126.4	13.37	487.8	127.4	339.0L	
22	128.7	13.38	498.9	166.9		
23	130.0	13.39	504.8	178.0		
24	131.0	13.40	509.2	183.9		
25	131.8	13.40	512.7	188.3		
26	132.5	13.41	515.6	191.8		
27	133.2	13.42	518.1	194.7		
28	133.7	13.43	520.3	197.2		
29	134.3	13.43	522.3	199.4		
30	134.8	13.44	524.2	201.4		
31	135.3	13.45	526.0	203.3		
32	135.8	13.46	527.8	205.1		
33	136.3	13.46	529.6	206.9		
34	136.8	13.47	531.4	208.6		
35	137.4	13.48	533.3	210.5		
36	138.2	13.49	535.3	212.4		
37	139.1	13.49	537.6	214.4		
38	140.4	13.50	540.1	216.7		
39	142.5	13.51	542.6	219.2		
40	146.4	13.52	543.8	221.7		
41	155.0	13.52	539.1	222.9		
42R	175.9	13.53	218.2		320.9L	1.5704

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KCAL/HR
FEED	PT21	MIXED		21	0.9049	374.61	2.2266
PROD	GASESTAB2	VAPOR	1			36.23	0.1168
PROD	GLP2	LIQUID	1			17.48	0.0174
PROD	AGUA	WATER	1				0.0000
PROD	CATALESTAB1	LIQUID	42			320.91	2.9001
OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)						-1.4988E-13	
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))							6.8054E-07

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	TRAY LIQ	2		TEMPERATURE	5.700E+01	5.700E+01
2 (ACTIVE)	STRM CATA	42	7- 8	LU PERCENT	4.700E+00	4.700E+00

Currently using rigorous calculations

Anexo XXIX Reporte de datos del simulador para el caso real de operación del día 16 de julio de 2015.

Stream Name		GLP	CATALESTAB1	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Rate	KG-MOL/HR	17.271	320.906	374.609	374.609	509.987	36.433	160.052
	KG/HR	858.011	29334.619	31398.146	31398.146	46618.875	1204.490	7951.314
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.611	38.976	43.269	43.269	61.941	2.681	14.927
Temperature	C	32.263	175.863	126.036	44.888	195.449	31.663	32.263
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.146	17.000
Molecular Weight		49.679	91.412	83.816	83.816	91.412	33.061	49.679
Enthalpy	MFKCAL/HR	0.017	2.900	2.227	0.726	6.179	0.118	0.161
	KCAL/KG	20.269	98.863	70.914	23.117	132.549	97.763	20.269
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9049	0.9796	0.5897	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.7928	0.8339	0.7889	0.6285	0.8703	1.0984	0.7928
Reduced Pressure		0.4134	0.3735	0.3675	0.4397	0.3597	0.3686	0.4134
Acentric Factor		0.1626	0.2912	0.2620	0.2620	0.2912	0.0521	0.1626
UDF K factor		14.263	11.546	11.775	11.775	11.546	15.602	14.263
Std. Liquid Density	KG/M3	532.679	752.631	725.653	725.653	752.631	449.255	532.679
Sp. Gravity		0.5332	0.7534	0.7264	0.7264	0.7534	0.4497	0.5332
API Gravity		133.877	56.322	63.305	63.305	56.322	183.155	133.877
Vapor								
Rate	KG-MOL/HR	n/a	n/a	35.633	7.627	209.245	36.433	n/a
	KG/HR	n/a	n/a	1623.485	84.517	16914.250	1204.490	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	82.360	12.805	518.010	64.027	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	798.682	170.947	4690.022	816.604	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.561	11.082	80.835	33.061	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	0.91750	0.99884	0.82323	0.90067	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.538	107.814	172.396	97.763	n/a
CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	0.562	0.859	0.598	0.486	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.712	6.600	32.652	18.812	n/a
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	n/a	n/a	0.04420	0.10518	0.02998	0.03219	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	0.02191	0.01993	0.01474	0.00867	n/a
Liquid								
Rate	KG-MOL/HR	17.271	320.906	338.976	366.983	300.741	n/a	160.052
	KG/HR	858.011	29334.619	29774.662	31313.631	29704.621	n/a	7951.314
	M3/HR	1.680	50.871	47.794	44.527	51.538	n/a	15.570
Liquid Std Vol Flow	M3/HR	1.611	38.976	40.382	42.956	38.653	n/a	14.927
Molecular Weight		49.679	91.412	87.837	85.327	98.771	n/a	49.679
Z (from K)		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	n/a	0.00000
Enthalpy	KCAL/KG	20.269	98.863	66.845	22.888	109.859	n/a	20.269
CP	KCAL/KG-C	0.685	0.690	0.661	0.501	0.693	n/a	0.685
Density	KG/M3	510.692	576.646	622.974	703.246	576.362	n/a	510.692
Surface Tension	DYNE/CM	7.4216	6.7488	10.3147	17.6684	6.4785	n/a	7.4216
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.07932	0.06290	0.07475	0.09189	0.05948	n/a	0.07932
Viscosity	CP	0.11163	0.11108	0.15163	0.27562	0.10982	n/a	0.11163

Anexo XXX Reporte de composición de las corrientes para el caso real de operación del día 16 de julio de 2015.

PRO/II with PROVISION - modelo T-202 caso real 31-07 - [Flowsheet]

File Edit Input Output Tools Draw View Options Window Help

Summary Report

Stream Name		GLP	CATALESTABLE	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Temperature	C	32.263	175.863	126.036	44.888	195.449	31.664	32.263
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.146	17.000
	KG/HR	867.974	29334.619	31398.146	31398.146	46619.250	1204.523	7951.715
	M3/HR	1.680	50.871	47.794	44.527	51.538	n/a	15.570
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.611	38.976	43.269	43.269	61.942	2.681	14.928
Molecular Weight		49.679	91.412	83.816	83.816	91.412	33.061	49.679
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9049	0.9796	0.5897	0.0000	1.0000
UOP K factor		14.263	11.545	11.775	11.775	11.545	15.602	14.263
Density	KG/M3	510.692	576.646	622.974	703.246	576.361	n/a	510.692
Sp. Gravity		0.5332	0.7534	0.7264	0.7264	0.7534	0.4497	0.5332
Vapor								
	KG/HR	n/a	n/a	1623.488	84.517	16914.605	1204.523	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	82.360	12.805	518.020	64.029	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	798.683	170.947	4690.115	816.621	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.561	11.082	80.835	33.061	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.538	107.814	172.396	97.763	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.712	6.600	32.652	18.812	n/a
Liquid								
Total Liquid Comp. Percents								
H2O		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2		0.1312	0.0000	0.6287	0.6287	0.0000	10.0726	0.1312
HYSULFID		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE		0.0789	0.0000	0.0661	0.0661	0.0000	1.0220	0.0789
ETHANE		5.4344	0.0000	1.3094	1.3094	0.0000	17.9258	5.4344
PROPANE		41.9404	0.0009	4.4303	4.4303	0.0009	46.3414	41.9404
IBUTANE		42.9903	0.3536	3.2323	3.2323	0.3536	21.0804	42.9903
BUTANE		6.3616	4.3464	4.2967	4.2967	4.3464	2.3118	6.3616
PENTANE		0.0000	2.8977	2.6103	2.6103	2.8977	0.0000	0.0000
SULFUR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AIR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IPENTANE		0.0000	3.9704	3.5765	3.5765	3.9704	0.0000	0.0000
NAPHTHLN		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
NBP 1		0.3982	0.1042	0.1196	0.1196	0.1042	0.1756	0.3982
NBP 2		1.0315	0.3465	0.3780	0.3780	0.3465	0.4406	1.0315
NBP 4		0.7060	0.3706	0.3780	0.3780	0.3706	0.2872	0.7060
NBP 6		0.4367	0.3899	0.3780	0.3780	0.3899	0.1692	0.4367
NBP 8		0.2454	0.4032	0.3780	0.3780	0.4032	0.0906	0.2454
NBP 10		0.1276	0.4113	0.3780	0.3780	0.4113	0.0449	0.1276
NBP 12		0.0628	0.4156	0.3780	0.3780	0.4156	0.0210	0.0628
NBP 14		0.0297	0.4178	0.3780	0.3780	0.4178	0.0095	0.0297
NBP 15		0.0138	0.4188	0.3780	0.3780	0.4188	0.0042	0.0138

Continuación....

NBP 14		0.0297	0.4178	0.3780	0.3780	0.4178	0.0095	0.0297
NBP 15		0.0138	0.4188	0.3780	0.3780	0.4188	0.0042	0.0138
NBP 17		0.0063	0.4193	0.3780	0.3780	0.4193	0.0018	0.0063
NBP 19		0.0029	0.4195	0.3780	0.3780	0.4195	0.0008	0.0029
NBP 21		0.0013	0.4196	0.3780	0.3780	0.4196	0.0003	0.0013
NBP 23		0.0006	0.4196	0.3780	0.3780	0.4196	0.0001	0.0006
NBP 25		0.0003	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0001	0.0003
NBP 26		0.0001	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0001
NBP 28		0.0001	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0001
NBP 30		0.0000	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0000
NBP 31		0.0000	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0000
NBP 33		0.0000	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0000
NBP 35		0.0000	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0000
NBP 36		0.0000	0.4197	0.3780	0.3780	0.4197	0.0000	0.0000
NBP 38		0.0000	0.4300	0.3874	0.3874	0.4300	0.0000	0.0000
NBP 40		0.0000	0.4785	0.4311	0.4311	0.4785	0.0000	0.0000
NBP 42		0.0000	0.4885	0.4400	0.4400	0.4885	0.0000	0.0000
NBP 43		0.0000	0.4989	0.4494	0.4494	0.4989	0.0000	0.0000
NBP 45		0.0000	0.5099	0.4593	0.4593	0.5099	0.0000	0.0000
NBP 47		0.0000	0.5214	0.4697	0.4697	0.5214	0.0000	0.0000
NBP 49		0.0000	0.5336	0.4806	0.4806	0.5336	0.0000	0.0000
NBP 53		0.0000	2.2704	2.0452	2.0452	2.2704	0.0000	0.0000
NBP 60		0.0000	2.5321	2.2809	2.2809	2.5321	0.0000	0.0000
NBP 68		0.0000	2.8743	2.5891	2.5891	2.8743	0.0000	0.0000
NBP 75		0.0000	3.3397	3.0084	3.0084	3.3397	0.0000	0.0000
NBP 82		0.0000	4.0035	3.6063	3.6063	4.0035	0.0000	0.0000
NBP 89		0.0000	4.9737	4.4802	4.4802	4.9737	0.0000	0.0000
NBP 96		0.0000	6.2080	5.5921	5.5921	6.2080	0.0000	0.0000
NBP 103		0.0000	6.9649	6.2739	6.2739	6.9649	0.0000	0.0000
NBP 110		0.0000	6.8742	6.1922	6.1922	6.8742	0.0000	0.0000
NBP 118		0.0000	7.8980	7.1144	7.1144	7.8980	0.0000	0.0000
NBP 124		0.0000	9.0895	8.1877	8.1877	9.0895	0.0000	0.0000
NBP 131		0.0000	3.7774	3.4026	3.4026	3.7774	0.0000	0.0000
NBP 139		0.0000	2.3189	2.0889	2.0889	2.3189	0.0000	0.0000
NBP 146		0.0000	1.7411	1.5684	1.5684	1.7411	0.0000	0.0000
NBP 153		0.0000	1.2569	1.1322	1.1322	1.2569	0.0000	0.0000
NBP 159		0.0000	1.0920	0.9836	0.9836	1.0920	0.0000	0.0000
NBP 165		0.0000	0.8815	0.7940	0.7940	0.8815	0.0000	0.0000
NBP 170		0.0000	0.7260	0.6540	0.6540	0.7260	0.0000	0.0000
NBP 175		0.0000	0.7260	0.6540	0.6540	0.7260	0.0000	0.0000
NBP 181		0.0000	0.7260	0.6540	0.6540	0.7260	0.0000	0.0000
NBP 187		0.0000	0.7260	0.6540	0.6540	0.7260	0.0000	0.0000
NBP 215		0.0000	5.6566	5.0955	5.0955	5.6566	0.0000	0.0000
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C							
IBP		-105.420	32.987	-126.109	-126.109	32.987	-223.311	-105.420
5%		-59.511	39.148	-13.867	-13.867	39.148	-223.311	-59.511
10%		-51.312	52.200	23.577	23.577	52.200	-144.000	-51.312
30%		-31.629	78.725	57.992	57.992	78.725	-62.899	-31.629
50%		-23.608	100.223	94.101	94.101	100.223	-43.287	-23.608
70%		-14.402	114.176	111.198	111.198	114.176	-29.811	-14.402
90%		-9.240	149.869	143.110	143.110	149.869	-16.840	-9.240
95%		-6.297	168.472	161.186	161.186	168.472	-11.715	-6.297
EBP		-2.888	178.056	172.554	172.554	178.056	-8.355	-2.888

Anexo XXXI Pantalla de datos de la T-202 para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.45 % volumen.

Rigorous Column 'T-202'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 50
 TOTAL ALL TRIALS 25

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES			HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED	
1C	39.9	13.17	69.6			38.60 17.8L 0.0W
2	64.0	13.23	74.8	126.0		
3	70.5	13.24	73.9	131.1		
4	74.0	13.25	72.7	130.2		
5	76.3	13.25	71.5	129.1		
6	78.1	13.26	70.5	127.9		
7	79.8	13.27	69.5	126.9		
8	81.3	13.28	68.7	125.9		
9	82.7	13.28	68.0	125.1		
10	84.0	13.29	67.4	124.4		
11	85.3	13.30	66.9	123.8		
12	86.4	13.31	66.4	123.3		
13	87.4	13.31	65.9	122.8		
14	88.4	13.32	65.5	122.3		
15	89.4	13.33	64.9	121.8		
16	90.5	13.34	64.2	121.3		
17	91.8	13.34	62.9	120.5		
18	93.7	13.35	60.3	119.3		
19	97.2	13.36	53.8	116.7		
20	106.3	13.37	40.6	110.2	34.70	
21	129.9	13.37	418.3	62.2	339.9L	
22	131.4	13.38	426.6	100.1		
23	131.9	13.39	429.4	108.3		
24	132.2	13.40	431.0	111.2		
25	132.5	13.40	432.1	112.8		
26	132.7	13.41	432.9	113.9		
27	132.8	13.42	433.7	114.7		
28	133.0	13.43	434.5	115.5		
29	133.3	13.43	435.4	116.2		
30	133.5	13.44	436.4	117.1		
31	133.9	13.45	437.6	118.2		
32	134.3	13.46	439.1	119.4		
33	134.8	13.46	441.0	120.9		
34	135.4	13.47	443.2	122.7		
35	136.1	13.48	445.9	125.0		
36	137.1	13.49	449.2	127.7		
37	138.3	13.49	453.3	131.0		
38	140.0	13.50	458.2	135.1		
39	142.4	13.51	464.3	140.0		
40	146.5	13.52	471.1	146.1		
41	154.6	13.52	476.0	152.9		
42R	174.6	13.53		157.8		318.2L 1.2118

Continuación...

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KCAL/HR
FEED	PT21	MIXED		21	0.9074	374.61	2.2057
PROD	GASESTAB2	VAPOR	1			38.59	0.1362
PROD	GLP2	LIQUID	1			17.80	0.0222
PROD	AGUA	WATER	1				0.0000
PROD	CATALESTAB1	LIQUID	42			318.22	2.8572
OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)						0.00	
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))							1.7706E-06

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM GLP2	1	9- 12	LV PERCENT	4.500E-01	4.500E-01
2 (ACTIVE)	STRM CATA	42	7- 8	LV PERCENT	4.700E+00	4.700E+00

Currently using rigorous calculations

Anexo XXXII Reporte de datos del simulador para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.45 % volumen.

Stream Name		GLP	CATALESTABLE	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Rate	KG-MOL/HR	17.718	318.203	374.609	374.609	465.053	38.688	69.709
	KG/HR	905.597	29162.102	31398.146	31398.146	41703.922	1330.406	3562.936
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.622	38.777	43.269	43.269	55.454	2.869	6.383
Temperature	C	40.529	174.662	125.193	44.888	192.496	39.971	40.529
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.183	17.000
Molecular Weight		51.112	91.646	83.816	83.816	91.646	34.388	51.112
Enthalpy	M*KCAL/HR	0.022	2.857	2.206	0.726	5.298	0.137	0.088
	KCAL/KG	24.662	97.983	70.254	23.117	127.048	102.804	24.662
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9074	0.9796	0.6534	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.7874	0.8315	0.7872	0.6285	0.8646	1.0887	0.7874
Reduced Pressure		0.4052	0.3748	0.3675	0.4397	0.3610	0.3635	0.4052
Acentric Factor		0.1710	0.2915	0.2620	0.2620	0.2915	0.0610	0.1710
UOP K factor		13.750	11.555	11.775	11.775	11.555	15.259	13.750
Std. Liquid Density	KG/M3	558.163	752.043	725.653	725.653	752.043	463.671	558.163
Sp. Gravity		0.5587	0.7528	0.7264	0.7264	0.7528	0.4641	0.5587
API Gravity		121.760	56.469	63.305	63.305	56.469	173.372	121.760
Vapor								
Rate	KG-MOL/HR	n/a	n/a	34.705	7.627	157.722	38.688	n/a
	KG/HR	n/a	n/a	1566.045	84.517	12598.284	1330.406	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	80.161	12.805	388.635	69.504	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	777.872	170.947	3535.175	867.161	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.125	11.082	79.877	34.388	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	0.91879	0.99884	0.82429	0.89917	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.260	107.814	170.845	102.804	n/a
CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	0.562	0.859	0.596	0.488	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.536	6.600	32.417	19.141	n/a
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	n/a	n/a	0.04449	0.10518	0.02966	0.03295	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	0.02177	0.01993	0.01444	0.01053	n/a
Liquid								
Rate	KG-MOL/HR	17.718	318.203	339.905	366.983	297.332	n/a	69.709
	KG/HR	905.597	29162.102	29832.100	31313.631	29105.641	n/a	3562.936
	M3/HR	1.725	50.443	47.829	44.527	50.427	n/a	6.788
Liquid Std Vol Flow	M3/HR	1.622	38.777	40.473	42.956	37.976	n/a	6.383
Molecular Weight		51.112	91.646	87.766	85.327	97.889	n/a	51.112
Z (from K)		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	n/a	0.00000
Enthalpy	KCAL/KG	24.662	97.983	66.316	22.888	108.090	n/a	24.662
CP	KCAL/KG-C	0.687	0.688	0.661	0.501	0.692	n/a	0.687
Density	KG/M3	524.900	578.121	623.723	703.246	577.182	n/a	524.900
Surface Tension	DYNE/CM	8.0238	6.8976	10.3748	17.6684	6.5743	n/a	8.0238
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.08176	0.06261	0.07492	0.09189	0.06025	n/a	0.08176
Viscosity	CP	0.11254	0.11293	0.15247	0.27562	0.11104	n/a	0.11254

Anexo XXXIII Reporte de composición para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.45 % volumen.



Stream Name		GLP	CATALESTAB	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Temperature	C	40.423	174.647	125.190	44.888	192.483	39.866	40.423
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.183	17.000
	KG/HR	912.999	29162.943	31398.146	31398.146	41695.762	1322.444	3557.755
	M3/HR	1.739	50.444	47.829	44.527	50.422	n/a	6.777
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.636	38.779	43.269	43.269	55.444	2.854	6.375
Molecular Weight		51.104	91.644	83.816	83.816	91.644	34.329	51.104
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9074	0.9796	0.6535	0.0000	1.0000
UOP K factor		13.751	11.555	11.775	11.775	11.555	15.265	13.751
Density	KG/M3	525.013	578.128	623.726	703.246	577.188	n/a	525.013
Sp. Gravity		0.5587	0.7528	0.7264	0.7264	0.7528	0.4638	0.5587
Vapor								
	KG/HR	n/a	n/a	1565.806	84.517	12592.922	1322.444	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	80.152	12.805	388.497	69.207	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	777.786	170.947	3533.941	863.447	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.123	11.082	79.870	34.329	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.259	107.814	170.839	102.761	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.535	6.600	32.414	19.109	n/a
Liquid								
Total Liquid Comp. Percents								
H2O		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2		0.1218	0.0000	0.6287	0.6287	0.0000	9.4606	0.1218
HYSULFID		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE		0.0705	0.0000	0.0661	0.0661	0.0000	0.9619	0.0705
ETHANE		4.7349	0.0000	1.3094	1.3094	0.0000	17.1246	4.7349
PROPANE		34.0461	0.3314	4.4303	4.4303	0.3314	43.1258	34.0461
IBUTANE		24.1737	1.5276	3.2323	3.2323	1.5276	14.3994	24.1737
BUTANE		22.0627	3.1723	4.2967	4.2967	3.1723	9.4055	22.0627
PENTANE		0.0072	2.9121	2.6103	2.6103	2.9121	0.0011	0.0072
SULFUR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AIR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IPENTANE		0.4425	3.9657	3.5765	3.5765	3.9657	0.0852	0.4425
NBP 1		0.5132	0.0936	0.1196	0.1196	0.0936	0.2476	0.5132
NBP 2		1.5789	0.3010	0.3780	0.3780	0.3010	0.7378	1.5789
NBP 4		1.5115	0.3086	0.3780	0.3780	0.3086	0.6727	1.5115
NBP 6		1.4410	0.3161	0.3780	0.3780	0.3161	0.6108	1.4410
NBP 8		1.3668	0.3236	0.3780	0.3780	0.3236	0.5517	1.3668
NBP 10		1.2881	0.3311	0.3780	0.3780	0.3311	0.4951	1.2881
NBP 12		1.2033	0.3387	0.3780	0.3780	0.3387	0.4405	1.2033
NBP 14		1.1104	0.3466	0.3780	0.3780	0.3466	0.3871	1.1104
NBP 15		1.0062	0.3548	0.3780	0.3780	0.3548	0.3341	1.0062
NBP 17		0.8869	0.3638	0.3780	0.3780	0.3638	0.2805	0.8869
NBP 19		0.7494	0.3736	0.3780	0.3780	0.3736	0.2259	0.7494
NBP 21		0.5951	0.3842	0.3780	0.3780	0.3842	0.1709	0.5951
NBP 23		0.4347	0.3947	0.3780	0.3780	0.3947	0.1190	0.4347
NBP 25		0.2878	0.4042	0.3780	0.3780	0.4042	0.0751	0.2878

Continuación....

NBP 25		0.2878	0.4042	0.3780	0.3780	0.4042	0.0751	0.2878
NBP 26		0.1728	0.4114	0.3780	0.3780	0.4114	0.0430	0.1728
NBP 28		0.0956	0.4161	0.3780	0.3780	0.4161	0.0227	0.0956
NBP 30		0.0498	0.4189	0.3780	0.3780	0.4189	0.0113	0.0498
NBP 31		0.0250	0.4204	0.3780	0.3780	0.4204	0.0054	0.0250
NBP 33		0.0123	0.4211	0.3780	0.3780	0.4211	0.0025	0.0123
NBP 35		0.0060	0.4215	0.3780	0.3780	0.4215	0.0012	0.0060
NBP 36		0.0029	0.4216	0.3780	0.3780	0.4216	0.0006	0.0029
NBP 38		0.0014	0.4321	0.3874	0.3874	0.4321	0.0003	0.0014
NBP 40		0.0007	0.4809	0.4311	0.4311	0.4809	0.0001	0.0007
NBP 42		0.0003	0.4909	0.4400	0.4400	0.4909	0.0001	0.0003
NBP 43		0.0002	0.5014	0.4494	0.4494	0.5014	0.0000	0.0002
NBP 45		0.0001	0.5124	0.4593	0.4593	0.5124	0.0000	0.0001
NBP 47		0.0000	0.5240	0.4697	0.4697	0.5240	0.0000	0.0000
NBP 49		0.0000	0.5363	0.4806	0.4806	0.5363	0.0000	0.0000
NBP 53		0.0000	2.2820	2.0452	2.0452	2.2820	0.0000	0.0000
NBP 60		0.0000	2.5450	2.2809	2.2809	2.5450	0.0000	0.0000
NBP 68		0.0000	2.8889	2.5891	2.5891	2.8889	0.0000	0.0000
NBP 75		0.0000	3.3567	3.0084	3.0084	3.3567	0.0000	0.0000
NBP 82		0.0000	4.0238	3.6063	3.6063	4.0238	0.0000	0.0000
NBP 89		0.0000	4.9990	4.4802	4.4802	4.9990	0.0000	0.0000
NBP 96		0.0000	6.2396	5.5921	5.5921	6.2396	0.0000	0.0000
NBP 103		0.0000	7.0003	6.2739	6.2739	7.0003	0.0000	0.0000
NBP 110		0.0000	6.9092	6.1922	6.1922	6.9092	0.0000	0.0000
NBP 118		0.0000	7.9382	7.1144	7.1144	7.9382	0.0000	0.0000
NBP 124		0.0000	9.1357	8.1877	8.1877	9.1357	0.0000	0.0000
NBP 131		0.0000	3.7966	3.4026	3.4026	3.7966	0.0000	0.0000
NBP 139		0.0000	2.3307	2.0889	2.0889	2.3307	0.0000	0.0000
NBP 146		0.0000	1.7500	1.5684	1.5684	1.7500	0.0000	0.0000
NBP 153		0.0000	1.2633	1.1322	1.1322	1.2633	0.0000	0.0000
NBP 159		0.0000	1.0975	0.9836	0.9836	1.0975	0.0000	0.0000
NBP 165		0.0000	0.8860	0.7940	0.7940	0.8860	0.0000	0.0000
NBP 170		0.0000	0.7297	0.6540	0.6540	0.7297	0.0000	0.0000
NBP 175		0.0000	0.7297	0.6540	0.6540	0.7297	0.0000	0.0000
NBP 181		0.0000	0.7297	0.6540	0.6540	0.7297	0.0000	0.0000
NBP 187		0.0000	0.7297	0.6540	0.6540	0.7297	0.0000	0.0000
NBP 215		0.0000	5.6854	5.0955	5.0955	5.6854	0.0000	0.0000
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C							
IBP		n/a	-36.392	n/a	n/a	-36.392	-228.789	n/a
5%		-66.330	26.898	-36.780	-36.780	26.898	-223.836	-66.330
10%		-46.543	53.339	23.577	23.577	53.339	-132.587	-46.543
30%		-25.272	79.453	57.992	57.992	79.453	-59.882	-25.272
50%		-12.418	100.486	94.101	94.101	100.486	-39.212	-12.418
70%		-6.112	114.308	111.198	111.198	114.308	-24.100	-6.112
90%		-0.510	150.218	143.110	143.110	150.218	-9.813	-0.510
95%		4.875	171.458	164.046	164.046	171.458	-7.758	4.875
EBP		21.130	182.295	177.213	177.213	182.295	12.631	21.130

Anexo XXXIV Pantalla de datos de la T-202 para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.25 % volumen.

Rigorous Column 'T-202'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 50
 TOTAL ALL TRIALS 8

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES			HEATER DUTIES M*KCAL/HR
			LIQUID	VAPOR	FEED PRODUCT	
1C	39.4	13.17	71.1		38.4U 17.8L 0.0W	-0.4064
2	63.4	13.23	76.5	127.3		
3	69.8	13.24	75.8	132.7		
4	73.0	13.25	74.7	131.9		
5	75.1	13.25	73.7	130.9		
6	76.8	13.26	72.6	129.8		
7	78.3	13.27	71.6	128.8		
8	79.7	13.28	70.7	127.8		
9	81.1	13.28	69.9	126.9		
10	82.5	13.29	69.2	126.1		
11	83.8	13.30	68.6	125.4		
12	85.0	13.31	68.0	124.8		
13	86.2	13.31	67.5	124.2		
14	87.3	13.32	66.9	123.6		
15	88.5	13.33	66.3	123.1		
16	89.7	13.34	65.5	122.5		
17	91.1	13.34	64.2	121.7		
18	93.1	13.35	61.6	120.4		
19	96.8	13.36	55.0	117.8		
20	105.9	13.37	41.4	111.2	34.7U	
21	129.9	13.37	419.2	62.9	339.9L	
22	131.3	13.38	427.5	100.8		
23	131.9	13.39	430.4	109.0		
24	132.2	13.40	432.0	111.9		
25	132.4	13.40	433.1	113.6		
26	132.6	13.41	434.0	114.7		
27	132.8	13.42	434.8	115.6		
28	133.0	13.43	435.7	116.4		
29	133.3	13.43	436.6	117.2		
30	133.5	13.44	437.7	118.2		
31	133.9	13.45	439.0	119.3		
32	134.3	13.46	440.6	120.6		
33	134.8	13.46	442.5	122.2		
34	135.5	13.47	444.8	124.1		
35	136.3	13.48	447.6	126.4		
36	137.2	13.49	450.9	129.1		
37	138.5	13.49	454.9	132.5		
38	140.1	13.50	459.8	136.5		
39	142.5	13.51	465.8	141.4		
40	146.6	13.52	472.5	147.4		
41	154.7	13.52	477.1	154.0		
42R	174.7	13.53		158.7	318.4L	1.2155

Continuación...

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KCAL/HR
FEED	PT21	MIXED		21	0.9073	374.61	2.2062
PROD	GASESTAB2	VAPOR	1			38.38	0.1347
PROD	GLP2	LIQUID	1			17.79	0.0219
PROD	AGUA	WATER	1				0.0000
PROD	CATALESTAB1	LIQUID	42			318.44	2.8589
OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)						-9.9920E-14	
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))							-1.1369E-04

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM GLP2	1	9- 12	LU PERCENT	2.500E-01	2.500E-01
2 (ACTIVE)	STRM CATA	42	7- 8	LU PERCENT	4.700E+00	4.700E+00

Currently using rigorous calculations

Anexo XXXV Reporte de datos del simulador para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.25 % volumen.

Stream Name		GLP	CATALESTAB	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Rate	KG-MOL/HR	17.703	318.433	374.609	374.609	456.012	38.473	71.094
	KG/HR	902.416	29177.404	31398.146	31398.146	41783.477	1318.268	3623.984
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.622	38.797	43.269	43.269	55.560	2.850	6.512
Temperature	C	39.961	174.656	125.209	44.888	192.486	39.401	39.961
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.182	17.000
Molecular Weight		50.975	91.628	83.816	83.816	91.628	34.265	50.975
Enthalpy	M*KCAL/HR	0.022	2.859	2.206	0.726	5.310	0.135	0.088
	KCAL/KG	24.376	97.984	70.266	23.117	127.088	102.516	24.376
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9073	0.9796	0.6527	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.7876	0.8316	0.7873	0.6285	0.8647	1.0898	0.7876
Reduced Pressure		0.4054	0.3748	0.3675	0.4397	0.3609	0.3638	0.4054
Acentric Factor		0.1705	0.2915	0.2620	0.2620	0.2915	0.0603	0.1705
UOP K factor		13.782	11.554	11.775	11.775	11.554	15.283	13.782
Std. Liquid Density	KG/M3	556.485	752.044	725.653	725.653	752.044	462.579	556.485
Sp. Gravity		0.5570	0.7528	0.7264	0.7264	0.7528	0.4630	0.5570
API Gravity		122.524	56.468	63.305	63.305	56.468	174.092	122.524
Vapor								
Rate	KG-MOL/HR	n/a	n/a	34.722	7.627	158.385	38.473	n/a
	KG/HR	n/a	n/a	1567.109	84.517	12650.884	1318.268	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	80.202	12.805	390.253	69.014	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	778.259	170.947	3550.041	862.337	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.133	11.082	79.874	34.265	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	0.91877	0.99884	0.82428	0.89941	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.266	107.814	170.845	102.516	n/a
CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	0.562	0.859	0.596	0.488	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.540	6.600	32.417	19.102	n/a
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	n/a	n/a	0.04448	0.10518	0.02966	0.03284	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	0.02178	0.01993	0.01444	0.01026	n/a
Liquid								
Rate	KG-MOL/HR	17.703	318.433	339.887	366.983	297.627	n/a	71.094
	KG/HR	902.416	29177.404	29831.035	31313.631	29132.598	n/a	3623.984
	M3/HR	1.722	50.471	47.828	44.527	50.473	n/a	6.916
Liquid Std Vol Flow	M3/HR	1.622	38.797	40.471	42.956	38.011	n/a	6.512
Molecular Weight		50.975	91.628	87.767	85.327	97.883	n/a	50.975
Z (from K)		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	n/a	0.00000
Enthalpy	KCAL/KG	24.376	97.984	66.326	22.888	108.086	n/a	24.376
CP	KCAL/KG-C	0.687	0.688	0.661	0.501	0.692	n/a	0.687
Density	KG/M3	523.975	578.101	623.709	703.246	577.189	n/a	523.975
Surface Tension	DYNE/CM	7.9956	6.8940	10.3736	17.6684	6.5734	n/a	7.9956
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.08167	0.06260	0.07492	0.09189	0.03714	n/a	0.08167
Viscosity	CP	0.11232	0.11291	0.15245	0.27562	0.11103	n/a	0.11232

Anexo XXXVI Reporte de composición de las corrientes para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.25 % volumen.

Stream Name		GLP	CATALESTAB	INESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Temperature	C	39.962	174.654	125.212	44.888	192.479	39.402	39.962
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.182	17.000
	KG/HR	902.165	29177.621	31398.146	31398.146	41778.328	1318.292	3623.236
	M3/HR	1.722	50.472	47.828	44.527	50.474	n/a	6.915
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.621	38.798	43.269	43.269	55.553	2.850	6.511
Molecular Weight		50.975	91.627	83.816	83.816	91.627	34.265	50.975
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9073	0.9796	0.6528	0.0000	1.0000
UOP K factor		13.782	11.555	11.775	11.775	11.555	15.283	13.782
Density	KG/M3	523.977	578.101	623.706	703.246	577.191	n/a	523.977
Sp. Gravity		0.5570	0.7528	0.7264	0.7264	0.7528	0.4630	0.5570
Vapor								
	KG/HR	n/a	n/a	1567.283	84.517	12645.416	1318.292	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	80.209	12.805	390.095	69.015	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	778.322	170.947	3548.631	862.351	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.134	11.082	79.871	34.265	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.267	107.814	170.842	102.516	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.540	6.600	32.416	19.102	n/a
Liquid								
Total Liquid Comp. Percents								
H2O		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2		0.1221	0.0000	0.6287	0.6287	0.0000	9.4755	0.1221
HYSULFID		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE		0.0709	0.0000	0.0661	0.0661	0.0000	0.9636	0.0709
ETHANE		4.7752	0.0000	1.3094	1.3094	0.0000	17.1668	4.7752
PROPANE		34.5565	0.3111	4.4303	4.4303	0.3111	43.3963	34.5565
IBUTANE		24.5062	1.5217	3.2323	3.2323	1.5217	14.4265	24.5062
BUTANE		22.1567	3.1782	4.2967	4.2967	3.1782	9.3498	22.1567
PENTANE		0.0038	2.9109	2.6103	2.6103	2.9109	0.0006	0.0038
SULFUR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AIR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IPENTANE		0.2464	3.9748	3.5765	3.5765	3.9748	0.0469	0.2464
NBP 1		0.5141	0.0938	0.1196	0.1196	0.0938	0.2464	0.5141
NBP 2		1.5796	0.3016	0.3780	0.3780	0.3016	0.7331	1.5796
NBP 4		1.5089	0.3094	0.3780	0.3780	0.3094	0.6670	1.5089
NBP 6		1.4345	0.3172	0.3780	0.3780	0.3172	0.6039	1.4345
NBP 8		1.3554	0.3249	0.3780	0.3780	0.3249	0.5434	1.3554
NBP 10		1.2704	0.3328	0.3780	0.3780	0.3328	0.4850	1.2704
NBP 12		1.1772	0.3409	0.3780	0.3780	0.3409	0.4280	1.1772
NBP 14		1.0726	0.3494	0.3780	0.3780	0.3494	0.3714	1.0726
NBP 15		0.9525	0.3586	0.3780	0.3780	0.3586	0.3141	0.9525
NBP 17		0.8130	0.3688	0.3780	0.3780	0.3688	0.2554	0.8130
NBP 19		0.6541	0.3798	0.3780	0.3780	0.3798	0.1958	0.6541
NBP 21		0.4848	0.3911	0.3780	0.3780	0.3911	0.1383	0.4848
NBP 23		0.3255	0.4015	0.3780	0.3780	0.4015	0.0885	0.3255

Continuación...

NBP 21		0.4848	0.3911	0.3780	0.3780	0.3911	0.1383	0.4848
NBP 23		0.3255	0.4015	0.3780	0.3780	0.4015	0.0885	0.3255
NBP 25		0.1973	0.4096	0.3780	0.3780	0.4096	0.0512	0.1973
NBP 26		0.1096	0.4150	0.3780	0.3780	0.4150	0.0271	0.1096
NBP 28		0.0571	0.4182	0.3780	0.3780	0.4182	0.0135	0.0571
NBP 30		0.0286	0.4199	0.3780	0.3780	0.4199	0.0064	0.0286
NBP 31		0.0140	0.4208	0.3780	0.3780	0.4208	0.0030	0.0140
NBP 33		0.0067	0.4212	0.3780	0.3780	0.4212	0.0014	0.0067
NBP 35		0.0032	0.4214	0.3780	0.3780	0.4214	0.0006	0.0032
NBP 36		0.0016	0.4215	0.3780	0.3780	0.4215	0.0003	0.0016
NBP 38		0.0008	0.4320	0.3874	0.3874	0.4320	0.0001	0.0008
NBP 40		0.0004	0.4807	0.4311	0.4311	0.4807	0.0001	0.0004
NBP 42		0.0002	0.4907	0.4400	0.4400	0.4907	0.0000	0.0002
NBP 43		0.0001	0.5012	0.4494	0.4494	0.5012	0.0000	0.0001
NBP 45		0.0000	0.5122	0.4593	0.4593	0.5122	0.0000	0.0000
NBP 47		0.0000	0.5238	0.4697	0.4697	0.5238	0.0000	0.0000
NBP 49		0.0000	0.5360	0.4806	0.4806	0.5360	0.0000	0.0000
NBP 53		0.0000	2.2809	2.0452	2.0452	2.2809	0.0000	0.0000
NBP 60		0.0000	2.5438	2.2809	2.2809	2.5438	0.0000	0.0000
NBP 68		0.0000	2.8875	2.5891	2.5891	2.8875	0.0000	0.0000
NBP 75		0.0000	3.3551	3.0084	3.0084	3.3551	0.0000	0.0000
NBP 82		0.0000	4.0219	3.6063	3.6063	4.0219	0.0000	0.0000
NBP 89		0.0000	4.9965	4.4802	4.4802	4.9965	0.0000	0.0000
NBP 96		0.0000	6.2365	5.5921	5.5921	6.2365	0.0000	0.0000
NBP 103		0.0000	6.9969	6.2739	6.2739	6.9969	0.0000	0.0000
NBP 110		0.0000	6.9058	6.1922	6.1922	6.9058	0.0000	0.0000
NBP 118		0.0000	7.9343	7.1144	7.1144	7.9343	0.0000	0.0000
NBP 124		0.0000	9.1312	8.1877	8.1877	9.1312	0.0000	0.0000
NBP 131		0.0000	3.7948	3.4026	3.4026	3.7948	0.0000	0.0000
NBP 139		0.0000	2.3296	2.0889	2.0889	2.3296	0.0000	0.0000
NBP 146		0.0000	1.7491	1.5684	1.5684	1.7491	0.0000	0.0000
NBP 153		0.0000	1.2627	1.1322	1.1322	1.2627	0.0000	0.0000
NBP 159		0.0000	1.0970	0.9838	0.9838	1.0970	0.0000	0.0000
NBP 165		0.0000	0.8855	0.7940	0.7940	0.8855	0.0000	0.0000
NBP 170		0.0000	0.7294	0.6540	0.6540	0.7294	0.0000	0.0000
NBP 175		0.0000	0.7294	0.6540	0.6540	0.7294	0.0000	0.0000
NBP 181		0.0000	0.7294	0.6540	0.6540	0.7294	0.0000	0.0000
NBP 187		0.0000	0.7294	0.6540	0.6540	0.7294	0.0000	0.0000
NBP 215		0.0000	5.6826	5.0955	5.0955	5.6826	0.0000	0.0000
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C							
IBP		n/a	-36.255	n/a	n/a	-36.255	-228.699	n/a
5%		-66.466	26.943	-36.780	-36.780	26.943	-223.895	-66.466
10%		-46.977	53.319	23.577	23.577	53.319	-132.720	-46.977
30%		-25.805	79.383	57.992	57.992	79.383	-60.035	-25.805
50%		-13.180	100.460	94.101	94.101	100.460	-39.418	-13.180
70%		-6.656	114.295	111.198	111.198	114.295	-24.401	-6.656
90%		-1.690	150.183	143.110	143.110	150.183	-9.993	-1.690
95%		3.571	171.423	164.046	164.046	171.423	-8.307	3.571
EBP		19.634	182.271	177.213	177.213	182.271	11.903	19.634

Anexo XXXVII Pantalla de datos de la T-202 para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.05 % volumen.

C:\Documents and Settings\msanchez\Configuración local\Temp\WW79.tmp

Rigorous Column 'T-202'

ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL 50
TOTAL ALL TRIALS 7

COLUMN SUMMARY

TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	NET FLOW RATES			HEATER DUTIES M*KCAL/HR	
			LIQUID	VAPOR	FEED PRODUCT		
			KG-MOL/HR				
1C	38.1	13.17	74.8			37.9U 17.8L 0.0W	-0.4193
2	62.1	13.23	81.1	130.5			
3	68.3	13.24	80.6	136.7			
4	71.2	13.25	79.9	136.3			
5	73.0	13.25	79.1	135.6			
6	74.2	13.26	78.3	134.8			
7	75.3	13.27	77.4	134.0			
8	76.4	13.28	76.6	133.1			
9	77.5	13.28	75.7	132.3			
10	78.6	13.29	74.8	131.4			
11	79.9	13.30	74.0	130.5			
12	81.2	13.31	73.1	129.7			
13	82.5	13.31	72.3	128.8			
14	84.0	13.32	71.4	128.0			
15	85.5	13.33	70.5	127.1			
16	87.1	13.34	69.5	126.2			
17	88.9	13.34	68.0	125.2			
18	91.3	13.35	65.2	123.7			
19	95.3	13.36	58.3	120.9			
20	104.9	13.37	43.8	113.9	34.8U		
21	129.7	13.37	421.6	64.7	339.8L		
22	131.2	13.38	429.8	102.6			
23	131.7	13.39	432.8	110.9			
24	132.1	13.40	434.5	113.8			
25	132.3	13.40	435.7	115.6			
26	132.6	13.41	436.7	116.8			
27	132.8	13.42	437.7	117.8			
28	133.0	13.43	438.7	118.7			
29	133.3	13.43	439.8	119.7			
30	133.7	13.44	441.1	120.8			
31	134.1	13.45	442.6	122.1			
32	134.5	13.46	444.4	123.7			
33	135.1	13.46	446.5	125.4			
34	135.8	13.47	448.9	127.5			
35	136.6	13.48	451.8	130.0			
36	137.6	13.49	455.2	132.9			
37	138.8	13.49	459.3	136.3			
38	140.5	13.50	464.0	140.3			
39	142.8	13.51	469.7	145.1			
40	146.8	13.52	476.0	150.8			
41	154.8	13.52	480.0	157.1			
42R	174.7	13.53		161.1		318.9L	1.2268

Continuación...

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KCAL/HR
FEED	PT21	MIXED		21	0.9071	374.61	2.2078
PROD	GASESTAB2	VAPOR	1			37.92	0.1311
PROD	GLP2	LIQUID	1			17.76	0.0212
PROD	AGUA	WATER	1				0.0000
PROD	CATALESTAB1	LIQUID	42			318.93	2.8632
OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)						-4.9960E-14	
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))							-1.9639E-04

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM GLP2	1	9- 12	LV PERCENT	5.000E-02	5.000E-02
2 (ACTIVE)	STRM CATA	42	7- 8	LV PERCENT	4.700E+00	4.700E+00

Currently using rigorous calculations

Anexo XXXVIII Reporte de datos del simulador para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.05 % volumen.

Stream Name		GLP	CATALESTAB	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Rate	KG-MOL/HR	17.639	318.923	374.609	374.609	458.593	38.047	74.816
	KG/HR	894.214	29210.033	31398.146	31398.146	42002.344	1293.780	3792.753
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.619	38.838	43.269	43.269	55.847	2.812	6.866
Temperature	C	38.888	174.898	125.275	44.888	192.508	38.123	38.888
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.180	17.000
Molecular Weight		50.694	91.590	83.816	83.816	91.590	34.005	50.694
Enthalpy	M*KCAL/HR	0.021	2.863	2.208	0.726	5.344	0.132	0.090
	KCAL/KG	23.743	98.022	70.317	23.117	127.233	101.845	23.743
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9071	0.9796	0.6506	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.7883	0.8317	0.7874	0.6285	0.8648	1.0919	0.7883
Reduced Pressure		0.4064	0.3746	0.3675	0.4397	0.3607	0.3646	0.4064
Acentric Factor		0.1695	0.2914	0.2620	0.2620	0.2914	0.0588	0.1695
UOP K factor		13.862	11.553	11.775	11.775	11.553	15.340	13.862
Std. Liquid Density	KG/M3	552.426	752.095	725.653	725.653	752.095	460.099	552.426
Sp. Gravity		0.5530	0.7528	0.7264	0.7264	0.7528	0.4606	0.5530
API Gravity		124.390	56.456	63.305	63.305	56.456	175.739	124.390
Vapor								
Rate	KG-MOL/HR	n/a	n/a	34.793	7.627	160.250	38.047	n/a
	KG/HR	n/a	n/a	1571.508	84.517	12801.437	1293.780	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	80.371	12.805	394.832	68.013	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	779.856	170.947	3591.844	852.781	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.167	11.082	79.884	34.005	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	0.91867	0.99884	0.82422	0.89985	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.287	107.814	170.871	101.845	n/a
CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	0.562	0.859	0.596	0.487	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.553	6.600	32.422	19.022	n/a
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	n/a	n/a	0.04446	0.10518	0.02966	0.03281	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	0.02179	0.01993	0.01444	0.01002	n/a
Liquid								
Rate	KG-MOL/HR	17.639	318.923	339.816	366.983	298.343	n/a	74.816
	KG/HR	894.214	29210.033	29826.639	31313.631	29200.908	n/a	3792.753
	M3/HR	1.714	50.534	47.826	44.527	50.591	n/a	7.271
Liquid Std Vol Flow	M3/HR	1.619	38.838	40.464	42.956	38.097	n/a	6.866
Molecular Weight		50.694	91.590	87.773	85.327	97.877	n/a	50.694
Z (from K)		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	n/a	0.00000
Enthalpy	KCAL/KG	23.743	98.022	66.367	22.888	108.102	n/a	23.743
CP	KCAL/KG-C	0.688	0.688	0.661	0.501	0.692	n/a	0.688
Density	KG/M3	521.620	578.030	623.650	703.246	577.195	n/a	521.620
Surface Tension	DYNE/CM	7.9173	6.8818	10.3689	17.6684	6.5696	n/a	7.9173
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.08139	0.06249	0.07490	0.09189	0.06021	n/a	0.08139
Viscosity	CP	0.11175	0.11281	0.15239	0.27562	0.11097	n/a	0.11175

Anexo XXXIX. Reporte de composición de las corrientes para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.05 % volumen.



Stream Name		GLP	CATALESTAB	INESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Temperature	C	38.688	174.698	125.275	44.888	192.508	38.123	38.688
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.180	17.000
	KG/HR	894.214	29210.033	31398.146	31398.146	42002.344	1293.780	3792.753
	M3/HR	1.714	50.534	47.826	44.527	50.591	n/a	7.271
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.619	38.838	43.269	43.269	55.847	2.812	6.866
Molecular Weight		50.694	91.590	83.816	83.816	91.590	34.005	50.694
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9071	0.9796	0.6506	0.0000	1.0000
UOP K factor		13.862	11.553	11.775	11.775	11.553	15.340	13.862
Density	KG/M3	521.620	578.030	623.650	703.246	577.195	n/a	521.620
Sp. Gravity		0.5530	0.7528	0.7264	0.7264	0.7528	0.4606	0.5530
Vapor								
	KG/HR	n/a	n/a	1571.508	84.517	12801.437	1293.780	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	80.371	12.805	394.832	68.013	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	779.856	170.947	3591.844	852.781	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.167	11.082	79.884	34.005	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.287	107.814	170.871	101.845	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.553	6.600	32.422	19.022	n/a
Liquid								
Total Liquid Comp. Percents								
H2O		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2		0.1237	0.0000	0.6287	0.6287	0.0000	9.6023	0.1237
HYSULFID		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE		0.0723	0.0000	0.0661	0.0661	0.0000	0.9759	0.0723
ETHANE		4.8912	0.0000	1.3094	1.3094	0.0000	17.3384	4.8912
PROPANE		35.8337	0.2563	4.4303	4.4303	0.2563	44.0367	35.8337
IBUTANE		25.3007	1.5006	3.2323	3.2323	1.5006	14.4512	25.3007
BUTANE		22.2062	3.1991	4.2967	4.2967	3.1991	9.1270	22.2062
PENTANE		0.0007	2.9080	2.6103	2.6103	2.9080	0.0001	0.0007
SULFUR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AIR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IPENTANE		0.0493	3.9817	3.5765	3.5765	3.9817	0.0091	0.0493
NBP 1		0.5125	0.0944	0.1196	0.1196	0.0944	0.2413	0.5125
NBP 2		1.5680	0.3039	0.3780	0.3780	0.3039	0.7151	1.5680
NBP 4		1.4855	0.3124	0.3780	0.3780	0.3124	0.6452	1.4855
NBP 6		1.3963	0.3210	0.3780	0.3780	0.3210	0.5775	1.3963
NBP 8		1.2979	0.3299	0.3780	0.3780	0.3299	0.5112	1.2979
NBP 10		1.1868	0.3393	0.3780	0.3780	0.3393	0.4451	1.1868
NBP 12		1.0581	0.3496	0.3780	0.3780	0.3496	0.3779	1.0581
NBP 14		0.9072	0.3609	0.3780	0.3780	0.3609	0.3085	0.9072
NBP 15		0.7330	0.3733	0.3780	0.3780	0.3733	0.2374	0.7330
NBP 17		0.5452	0.3862	0.3780	0.3780	0.3862	0.1682	0.5452
NBP 19		0.3663	0.3981	0.3780	0.3780	0.3981	0.1077	0.3663
NBP 21		0.2213	0.4074	0.3780	0.3780	0.4074	0.0620	0.2213
NBP 23		0.1220	0.4137	0.3780	0.3780	0.4137	0.0326	0.1220

Continuación...

NBP 23		0.1220	0.4137	0.3780	0.3780	0.4137	0.0326	0.1220
NBP 25		0.0629	0.4174	0.3780	0.3780	0.4174	0.0160	0.0629
NBP 26		0.0310	0.4193	0.3780	0.3780	0.4193	0.0075	0.0310
NBP 28		0.0149	0.4203	0.3780	0.3780	0.4203	0.0034	0.0149
NBP 30		0.0071	0.4208	0.3780	0.3780	0.4208	0.0016	0.0071
NBP 31		0.0033	0.4210	0.3780	0.3780	0.4210	0.0007	0.0033
NBP 33		0.0016	0.4211	0.3780	0.3780	0.4211	0.0003	0.0016
NBP 35		0.0007	0.4211	0.3780	0.3780	0.4211	0.0001	0.0007
NBP 36		0.0004	0.4211	0.3780	0.3780	0.4211	0.0001	0.0004
NBP 38		0.0002	0.4315	0.3874	0.3874	0.4315	0.0000	0.0002
NBP 40		0.0001	0.4802	0.4311	0.4311	0.4802	0.0000	0.0001
NBP 42		0.0000	0.4902	0.4400	0.4400	0.4902	0.0000	0.0000
NBP 43		0.0000	0.5007	0.4494	0.4494	0.5007	0.0000	0.0000
NBP 45		0.0000	0.5117	0.4593	0.4593	0.5117	0.0000	0.0000
NBP 47		0.0000	0.5232	0.4697	0.4697	0.5232	0.0000	0.0000
NBP 49		0.0000	0.5355	0.4806	0.4806	0.5355	0.0000	0.0000
NBP 53		0.0000	2.2785	2.0452	2.0452	2.2785	0.0000	0.0000
NBP 60		0.0000	2.5411	2.2809	2.2809	2.5411	0.0000	0.0000
NBP 68		0.0000	2.8845	2.5891	2.5891	2.8845	0.0000	0.0000
NBP 75		0.0000	3.3516	3.0084	3.0084	3.3516	0.0000	0.0000
NBP 82		0.0000	4.0177	3.6063	3.6063	4.0177	0.0000	0.0000
NBP 89		0.0000	4.9913	4.4802	4.4802	4.9913	0.0000	0.0000
NBP 96		0.0000	6.2300	5.5921	5.5921	6.2300	0.0000	0.0000
NBP 103		0.0000	6.9896	6.2739	6.2739	6.9896	0.0000	0.0000
NBP 110		0.0000	6.8986	6.1922	6.1922	6.8986	0.0000	0.0000
NBP 118		0.0000	7.9260	7.1144	7.1144	7.9260	0.0000	0.0000
NBP 124		0.0000	9.1217	8.1877	8.1877	9.1217	0.0000	0.0000
NBP 131		0.0000	3.7908	3.4026	3.4026	3.7908	0.0000	0.0000
NBP 139		0.0000	2.3272	2.0889	2.0889	2.3272	0.0000	0.0000
NBP 146		0.0000	1.7473	1.5684	1.5684	1.7473	0.0000	0.0000
NBP 153		0.0000	1.2614	1.1322	1.1322	1.2614	0.0000	0.0000
NBP 159		0.0000	1.0958	0.9836	0.9836	1.0958	0.0000	0.0000
NBP 165		0.0000	0.8846	0.7940	0.7940	0.8846	0.0000	0.0000
NBP 170		0.0000	0.7286	0.6540	0.6540	0.7286	0.0000	0.0000
NBP 175		0.0000	0.7286	0.6540	0.6540	0.7286	0.0000	0.0000
NBP 181		0.0000	0.7286	0.6540	0.6540	0.7286	0.0000	0.0000
NBP 187		0.0000	0.7286	0.6540	0.6540	0.7286	0.0000	0.0000
NBP 215		0.0000	5.6767	5.0955	5.0955	5.6767	0.0000	0.0000
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C							
IBP		n/a	-35.781	n/a	n/a	-35.781	-227.511	n/a
5%		-66.821	27.078	-36.780	-36.780	27.078	-223.965	-66.821
10%		-48.050	53.265	23.577	23.577	53.265	-134.813	-48.050
30%		-27.103	79.234	57.992	57.992	79.234	-60.608	-27.103
50%		-15.010	100.407	94.101	94.101	100.407	-40.074	-15.010
70%		-7.944	114.268	111.198	111.198	114.268	-25.265	-7.944
90%		-4.253	150.110	143.110	143.110	150.110	-10.782	-4.253
95%		0.821	171.349	164.046	164.046	171.349	-8.861	0.821
EBP		16.218	182.218	177.213	177.213	182.218	10.687	16.218

Anexo XXXX Pantalla de datos de la T-202 para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.001 % volumen.

Rigorous Column 'T-202'							
ITERATIONS, MAXIMUM PER TRIAL				50			
TOTAL ALL TRIALS				7			
COLUMN SUMMARY							
TRAY	TEMP DEG C	PRESSURE KG/CM2	LIQUID	NET FLOW RATES KG-MOL/HR		PRODUCT	HEATER DUTIES M*KCAL/HR
1C	35.4	13.17	91.3			37.30 17.6L 0.0W	-0.4828
2	59.7	13.23	99.9	146.2			
3	66.1	13.24	99.9	154.8			
4	69.1	13.25	99.6	154.9			
5	70.8	13.25	99.2	154.5			
6	71.8	13.26	98.7	154.1			
7	72.5	13.27	98.3	153.7			
8	73.0	13.28	97.9	153.3			
9	73.5	13.28	97.4	152.8			
10	73.9	13.29	96.9	152.4			
11	74.4	13.30	96.3	151.9			
12	75.0	13.31	95.6	151.3			
13	75.6	13.31	94.7	150.6			
14	76.5	13.32	93.6	149.7			
15	77.7	13.33	92.1	148.5			
16	79.4	13.34	90.2	147.1			
17	81.6	13.34	87.5	145.1			
18	84.8	13.35	83.3	142.5			
19	89.9	13.36	74.2	138.3			
20	101.1	13.37	55.3	129.2	35.20		
21	129.3	13.37	433.2	75.1	339.4L		
22	130.9	13.38	441.9	113.6			
23	131.6	13.39	445.6	122.3			
24	132.2	13.40	448.2	125.9			
25	132.7	13.40	450.4	128.5			
26	133.2	13.41	452.5	130.8			
27	133.8	13.42	454.6	132.8			
28	134.3	13.43	456.8	135.0			
29	134.9	13.43	459.0	137.1			
30	135.5	13.44	461.3	139.4			
31	136.1	13.45	463.7	141.7			
32	136.7	13.46	466.1	144.0			
33	137.3	13.46	468.5	146.4			
34	138.0	13.47	471.0	148.9			
35	138.8	13.48	473.6	151.3			
36	139.6	13.49	476.3	153.9			
37	140.6	13.49	479.5	156.7			
38	142.0	13.50	483.1	159.8			
39	144.1	13.51	487.3	163.4			
40	147.8	13.52	491.7	167.7			
41	155.6	13.52	493.0	172.0			
42R	175.2	13.53		173.3		319.7L	1.2909

FEED AND PRODUCT STREAMS

TYPE	STREAM	PHASE	FROM TRAY	TO TRAY	LIQUID FRAC	FLOW RATES KG-MOL/HR	HEAT RATES M*KCAL/HR
FEED	PT21	MIXED		21	0.9061	374.61	2.2164
PROD	GASESTAB2	VAPOR	1			37.30	0.1254
PROD	GLP2	LIQUID	1			17.65	0.0196
PROD	AGUA	WATER	1				0.0000
PROD	CATALESTAB1	LIQUID	42			319.66	2.8794
OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)						-9.9920E-14	
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT))							-5.3979E-06

SPECIFICATIONS

SPECIFICATION NUMBER	PARAMETER TYPE	TRAY NO	COMP NO	SPECIFICATION TYPE	SPECIFIED VALUE	CALCULATED VALUE
1 (ACTIVE)	STRM GLP2	1	9- 12	LU PERCENT	1.000E-03	1.000E-03
2 (ACTIVE)	STRM CATA	42	7- 8	LU PERCENT	4.700E+00	4.700E+00

Currently using rigorous calculations

Anexo XXXXI Reporte de datos del simulador para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.001 % volumen.

Stream Name		GLP	CATALESTABLE	CATINESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Rate	KG-MOL/HR	17.456	319.657	374.609	374.609	470.019	37.496	91.265
	KG/HR	875.714	29262.867	31398.146	31398.146	43027.676	1259.321	4678.380
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.612	38.890	43.269	43.269	57.183	2.766	8.430
Temperature	C	35.986	175.243	125.621	44.888	193.166	35.407	35.986
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.175	17.000
Molecular Weight		50.166	91.544	83.816	83.816	91.544	33.586	50.166
Enthalpy	M ³ KCAL/HR	0.020	2.879	2.216	0.726	5.525	0.126	0.103
	KCAL/KG	22.391	98.398	70.588	23.117	128.400	100.274	22.391
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9061	0.9796	0.6376	0.0000	1.0000
Reduced Temperature		0.7905	0.8326	0.7881	0.6285	0.8659	1.0938	0.7905
Reduced Pressure		0.4093	0.3742	0.3675	0.4397	0.3604	0.3661	0.4093
Acentric Factor		0.1670	0.2913	0.2620	0.2620	0.2913	0.0564	0.1670
UOP K factor		14.053	11.548	11.775	11.775	11.548	15.461	14.053
Std. Liquid Density	KG/M3	543.115	752.462	725.653	725.653	752.452	465.220	543.115
Sp. Gravity		0.5437	0.7532	0.7264	0.7264	0.7532	0.4657	0.5437
API Gravity		128.777	56.366	63.305	63.305	56.366	179.032	128.777
Vapor								
Rate	KG-MOL/HR	n/a	n/a	35.172	7.627	170.332	37.496	n/a
	KG/HR	n/a	n/a	1594.936	84.517	13648.745	1259.321	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	81.268	12.805	419.984	66.484	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	788.351	170.947	3817.819	840.427	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.346	11.082	80.130	33.586	n/a
Z (from K)		n/a	n/a	0.91814	0.99884	0.82378	0.90001	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.401	107.814	171.223	100.274	n/a
CP	KCAL/KG-C	n/a	n/a	0.562	0.859	0.596	0.487	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.626	6.600	32.498	18.942	n/a
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	n/a	n/a	0.04434	0.10518	0.02972	0.03230	n/a
Viscosity	CP	n/a	n/a	0.02184	0.01993	0.01450	0.00913	n/a
Liquid								
Rate	KG-MOL/HR	17.456	319.657	339.437	366.983	299.688	n/a	91.265
	KG/HR	875.714	29262.867	29803.207	31313.631	29378.932	n/a	4678.380
	M3/HR	1.697	50.667	47.812	44.527	50.918	n/a	8.874
Liquid Std Vol Flow	M3/HR	1.612	38.890	40.427	42.956	38.304	n/a	8.430
Molecular Weight		50.166	91.544	87.802	85.327	98.032	n/a	50.166
Z (from K)		0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000	n/a	0.00000
Enthalpy	KCAL/KG	22.391	98.398	66.585	22.888	108.505	n/a	22.391
CP	KCAL/KG-C	0.688	0.689	0.661	0.501	0.692	n/a	0.688
Density	KG/M3	515.955	577.549	623.341	703.246	576.983	n/a	515.955
Surface Tension	DYNE/CM	7.6969	6.8243	10.3442	17.6684	6.5407	n/a	7.6969
Th. Conductivity	KCAL/HR-M-C	0.08055	0.06089	0.07483	0.09189	0.05984	n/a	0.08055
Viscosity	CP	0.11080	0.11220	0.15204	0.27562	0.11061	n/a	0.11060

Anexo XXXXII. Reporte de composición de las corrientes para obtener el GLP con contenido de pentano de 0.001 % volumen.

Stream Name		GLP	CATALESTABLE	INESTABLE	ALIM	S7	GASESTAB	REFLUX
Stream Description								
Phase		Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid
Total Stream								
Temperature	C	35.986	175.243	125.621	44.888	193.166	35.407	35.986
Pressure	KG/CM2	17.000	13.530	13.373	16.000	13.030	13.175	17.000
	KG/HR	875.714	29262.867	31398.146	31398.146	43027.676	1259.321	4578.380
	M3/HR	1.697	50.667	47.812	44.527	50.918	n/a	8.874
Std. Liq. Rate	M3/HR	1.612	38.890	43.269	43.269	57.183	2.766	8.430
Molecular Weight		50.166	91.544	83.816	83.816	91.544	33.586	50.166
Mole Fraction Liquid		1.0000	1.0000	0.9061	0.9796	0.6376	0.0000	1.0000
UOP K factor		14.053	11.548	11.775	11.775	11.548	15.461	14.053
Density	KG/M3	515.955	577.549	623.341	703.246	576.983	n/a	515.955
Sp. Gravity		0.5437	0.7532	0.7264	0.7264	0.7532	0.4557	0.5437
Vapor								
	KG/HR	n/a	n/a	1594.936	84.517	13648.745	1259.321	n/a
	M3/HR	n/a	n/a	81.268	12.805	419.984	66.484	n/a
Vapor Std Vol Flow	M3/HR	n/a	n/a	788.351	170.947	3817.819	840.427	n/a
Molecular Weight		n/a	n/a	45.346	11.082	80.130	33.586	n/a
Enthalpy	KCAL/KG	n/a	n/a	145.401	107.814	171.223	100.274	n/a
Density	KG/M3	n/a	n/a	19.626	6.600	32.498	18.942	n/a
Liquid								
Total Liquid Comp. Percents								
H2O		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
H2		0.1262	0.0000	0.6287	0.6287	0.0000	9.7586	0.1262
HYSULFID		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
METHANE		0.0747	0.0000	0.0661	0.0661	0.0000	0.9907	0.0747
ETHANE		5.0994	0.0000	1.3094	1.3094	0.0000	17.5218	5.0994
PROPANE		39.0172	0.0584	4.4303	4.4303	0.0584	45.7853	39.0172
IBUTANE		28.7821	1.3065	3.2323	3.2323	1.3065	15.4013	28.7821
BUTANE		20.0259	3.3930	4.2967	4.2967	3.3930	7.7960	20.0259
PENTANE		0.0000	2.9042	2.6103	2.6103	2.9042	0.0000	0.0000
SULFUR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
AIR		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
IPENTANE		0.0010	3.9791	3.5765	3.5765	3.9791	0.0002	0.0010
NBP 1		0.4818	0.0974	0.1196	0.1196	0.0974	0.2197	0.4818
NBP 2		1.4295	0.3162	0.3780	0.3780	0.3162	0.6314	1.4295
NBP 4		1.2715	0.3296	0.3780	0.3780	0.3296	0.5349	1.2715
NBP 6		1.0899	0.3442	0.3780	0.3780	0.3442	0.4366	1.0899
NBP 8		0.8845	0.3598	0.3780	0.3780	0.3598	0.3374	0.8845
NBP 10		0.6651	0.3757	0.3780	0.3780	0.3757	0.2416	0.6651
NBP 12		0.4548	0.3905	0.3780	0.3780	0.3905	0.1573	0.4548
NBP 14		0.2805	0.4024	0.3780	0.3780	0.4024	0.0924	0.2805
NBP 15		0.1574	0.4105	0.3780	0.3780	0.4105	0.0494	0.1574
NBP 17		0.0819	0.4155	0.3780	0.3780	0.4155	0.0245	0.0819
NBP 19		0.0405	0.4181	0.3780	0.3780	0.4181	0.0115	0.0405
NBP 21		0.0193	0.4194	0.3780	0.3780	0.4194	0.0052	0.0193
NBP 23		0.0090	0.4201	0.3780	0.3780	0.4201	0.0023	0.0090
NBP 25		0.0042	0.4204	0.3780	0.3780	0.4204	0.0010	0.0042

Continuación...

NBP 25		0.0042	0.4204	0.3780	0.3780	0.4204	0.0010	0.0042
NBP 26		0.0019	0.4205	0.3780	0.3780	0.4205	0.0005	0.0019
NBP 28		0.0009	0.4206	0.3780	0.3780	0.4206	0.0002	0.0009
NBP 30		0.0004	0.4206	0.3780	0.3780	0.4206	0.0001	0.0004
NBP 31		0.0002	0.4206	0.3780	0.3780	0.4206	0.0000	0.0002
NBP 33		0.0001	0.4206	0.3780	0.3780	0.4206	0.0000	0.0001
NBP 35		0.0000	0.4206	0.3780	0.3780	0.4206	0.0000	0.0000
NBP 36		0.0000	0.4206	0.3780	0.3780	0.4206	0.0000	0.0000
NBP 38		0.0000	0.4310	0.3874	0.3874	0.4310	0.0000	0.0000
NBP 40		0.0000	0.4796	0.4311	0.4311	0.4796	0.0000	0.0000
NBP 42		0.0000	0.4896	0.4400	0.4400	0.4896	0.0000	0.0000
NBP 43		0.0000	0.5000	0.4494	0.4494	0.5000	0.0000	0.0000
NBP 45		0.0000	0.5110	0.4593	0.4593	0.5110	0.0000	0.0000
NBP 47		0.0000	0.5226	0.4697	0.4697	0.5226	0.0000	0.0000
NBP 49		0.0000	0.5347	0.4806	0.4806	0.5347	0.0000	0.0000
NBP 53		0.0000	2.2755	2.0452	2.0452	2.2755	0.0000	0.0000
NBP 60		0.0000	2.5377	2.2809	2.2809	2.5377	0.0000	0.0000
NBP 68		0.0000	2.8806	2.5891	2.5891	2.8806	0.0000	0.0000
NBP 75		0.0000	3.3471	3.0084	3.0084	3.3471	0.0000	0.0000
NBP 82		0.0000	4.0123	3.6063	3.6063	4.0123	0.0000	0.0000
NBP 89		0.0000	4.9847	4.4802	4.4802	4.9847	0.0000	0.0000
NBP 96		0.0000	6.2217	5.5921	5.5921	6.2217	0.0000	0.0000
NBP 103		0.0000	6.9803	6.2739	6.2739	6.9803	0.0000	0.0000
NBP 110		0.0000	6.8894	6.1922	6.1922	6.8894	0.0000	0.0000
NBP 118		0.0000	7.9155	7.1144	7.1144	7.9155	0.0000	0.0000
NBP 124		0.0000	9.1096	8.1877	8.1877	9.1096	0.0000	0.0000
NBP 131		0.0000	3.7858	3.4026	3.4026	3.7858	0.0000	0.0000
NBP 139		0.0000	2.3241	2.0889	2.0889	2.3241	0.0000	0.0000
NBP 146		0.0000	1.7450	1.5684	1.5684	1.7450	0.0000	0.0000
NBP 153		0.0000	1.2597	1.1322	1.1322	1.2597	0.0000	0.0000
NBP 159		0.0000	1.0944	0.9836	0.9836	1.0944	0.0000	0.0000
NBP 165		0.0000	0.8834	0.7940	0.7940	0.8834	0.0000	0.0000
NBP 170		0.0000	0.7277	0.6540	0.6540	0.7277	0.0000	0.0000
NBP 175		0.0000	0.7277	0.6540	0.6540	0.7277	0.0000	0.0000
NBP 181		0.0000	0.7277	0.6540	0.6540	0.7277	0.0000	0.0000
NBP 187		0.0000	0.7277	0.6540	0.6540	0.7277	0.0000	0.0000
NBP 215		0.0000	5.6692	5.0955	5.0955	5.6692	0.0000	0.0000
ASTM D86 at 760 MM HG (LV)	C							
IBP		n/a	-27.274	n/a	n/a	-27.274	-225.985	n/a
5%		-66.028	29.355	-36.780	-36.780	29.355	-223.911	-66.028
10%		-48.796	52.926	23.577	23.577	52.926	-137.967	-48.796
30%		-28.462	79.043	57.992	57.992	79.043	-61.617	-28.462
50%		-17.835	100.337	94.101	94.101	100.337	-41.837	-17.835
70%		-9.471	114.234	111.198	111.198	114.234	-27.338	-9.471
90%		-5.553	150.015	143.110	143.110	150.015	-13.038	-5.553
95%		-3.278	171.255	164.046	164.046	171.255	-9.847	-3.278
EBP		12.942	182.151	177.213	177.213	182.151	6.083	12.942

Anexo XXXXIII. Tabla de resultados del simulador para los diferentes valores de contenido de pentano en el GLP.

PARAMETROS	UNIDAD DE MEDIDA	0.450 % C5	0.250 % C5	0.050 % C5	0.001 % C5	0.000 % C5
Temperatura tope	°C	64,000	63,400	62,100	59,700	57,000
Temperatura fondo	°C	174,600	174,700	174,700	175,200	175,900
Temperatura de alimentación	°C	125,193	125,209	125,275	125.621	126,036
Temperatura de condensador	°C	40,529	39,961	38,688	35,824	32,263
Temperatura de rehervidor	°C	192,496	192,486	192,508	193,162	195,449