



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS "CAMILO CIENFUEGOS"**

**FACULTAD DE INGENIERIAS**

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA**

Determinación de las condiciones operacionales del fraccionador (*splitter*) para las distintas concentraciones de benceno en el catalizado del reformador catalítico actual en la refinería Camilo Cienfuegos.

Tesis en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías de refinación de petróleo.

**Autor:** Ing. Ernesto Vega Ramírez.

**Tutor:** Especialista Ing Mirian Paredes del Sol.

**Cienfuegos**

**Año 2013**

# NOTA DE ACEPTACIÓN

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

---

Presidente del Tribunal

---

Miembro del Tribunal

---

Miembro del Tribunal

---

Miembro del Tribunal

---

Miembro del Tribunal

---

Calificación

---

Ciudad, fecha

## **DECLARACIÓN DE AUTORIDAD**

*Yo, Ernesto Vega Ramírez, me declaro como único autor de este trabajo realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el trabajo final en opción al título académico de Especialista en Tecnologías de Refinación de Petróleo y autorizo que el mismo sea utilizado por la misma.*

## **DEDICATORIA**

A todos los que de una forma u otra han colaborado con la realización de este trabajo.

En especial a mi tutora, a mi familia y a la revolución.

## **AGRADECIMIENTOS**

A mi familia por su preocupación y proporcionarme esa energía positiva a cada instante para seguir adelante.

A mis compañeros de aula por estar juntos durante toda nuestra formación, por apoyarnos los unos a los otros, por pasar los momentos agradables y los no tan agradables, por sentirnos como una familia, a todos gracias.

A todos los que por consideración a la memoria no haya mencionado; gracias pues de lo logrado, ustedes también son protagonistas.

## SÍNTESIS.

Este trabajo se realizó en la refinería Camilo Cienfuegos, con el objetivo de determinar los parámetros operacionales del fraccionador ante cambios de la composición de la corriente del catalizado estable del reformador catalítico actual, utilizando *software* de simulación de procesos (PRO II versión 8.1). Los resultados actuales del componente benceno que reporta el laboratorio central de la refinería en el catalizado estable de reformación son muy variables, debido a esto se decide determinar los parámetros operacionales del fraccionador por instalar aguas arriba del proceso de isomerización para garantizar la especificación de este componente en el pool de gasolina. Se realiza la fundamentación teórica y breve referencia de los diferentes procesos. Se describen tipos de simuladores y en especial el *software* de simulación Pro II versión 8.1 y el método termodinámico utilizado en la simulación. Se recopila información de diseño y de las muestras del laboratorio. Se explican las metodologías para la simulación del fraccionador, la validación con resultados menores del 10%, y análisis de sensibilidad. Se simula el fraccionador con diferentes composiciones de benceno y con la utilización del simulador de proceso PRO/II se determina que las presiones del tope ( $2,64\text{kgf/cm}^2$ ) y el fondo ( $3,12\text{kgf/cm}^2$ ) del fraccionador no varían al cambiar la composición de la carga de 4,29%v a 8,22%v de benceno y que la temperatura en el tope y el fondo, así como los *dutys* del condensador de tope y del rehervidor varían a medida que aumenta la concentración del mismo.

## ABSTRAT

This work was carried out in the refinery Camilo Cienfuegos, with the objective of determining the operational parameters of the splitter in the face of changes of power in the current catalytic reformer stable catalyzing, using the processes simulation software (PRO II version 8.1). The current results of the benzene component reported by the central laboratory of the refinery in the reformation stable catalyzing are very variable. Due to this, it is decided to determine the operational parameters of the splitter to be installed upstream the isomerization process, in order to guarantee the specifications of this component in the pool of gasoline. The theoretical background is developed, as well as a brief reference of the different processes. Different types of simulators are described, specifically the simulation software Pro II version 8.1, as well as the thermodynamic method used in the simulation. Design information and laboratory samples are gathered. The splitter simulation methodologies, the validation with results smaller than 10%, and the sensibility analysis are explained. The splitter is simulated with different compositions of benzene, and with the use of the process simulator PRO/II, it is determined that the pressures of the end ( $2,64\text{kgf/cm}^2$ ) and the bottom ( $3,12\text{kgf/cm}^2$ ) of the splitter do not vary when changing the composition of the load 4,29%v at 8,22%v of benzene, and that the temperature in the end and the bottom, as well as the duties of the end condenser and the reboiler vary, as its concentration increases.

# TABLA DE CONTENIDO

<i>INTRODUCCIÒN</i> .....	1
<i>CAPÍTULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO</i> .....	7
1.1. Generalidades de destilación.....	7
1.1.1. Tipos de destilación.....	8
1.2. Generalidades del proceso de hidrotratamiento de nafta.....	11
1.3. Generalidades de los procesos de reformación catalítica.....	11
1.4. Generalidades de Reformación Catalítica Continua (CCR).....	15
1.5. Generalidades de Isomerización.....	16
1.6. Generalidades de Simulación.....	17
1.6.1. Simulación de procesos.....	17
1.6.2. Aplicaciones.....	18
1.6.3. Simulación de procesos en la Industria química.....	19
1.7. Generalidades del Benceno.....	22
<i>CONCLUSIONES PARCIALES</i> .....	23
<i>CAPITULO II. DISEÑO METODOLÓGICO</i> .....	24
2.1. Metodologías para la simulación del caso de estudio.....	25
2.1.1. Pasos a seguir en la simulación.....	26
2.1.2. Ejecutar la simulación del proceso.....	34
2.1.3. Validación del modelo.....	35
2.1.4. Análisis de sensibilidad.....	36
2.1.5. Simulación para diferentes cargas.....	37
2.1.6. Analizar los resultados de la simulación.....	37
<i>CAPITULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS</i> .....	38
3.1. Diagrama de simulación obtenido.....	38
3.2. Resultados de la validación del modelo.....	38



3.3. Resultados del análisis de sensibilidad.....	41
3.4. Análisis de los resultados de la simulación. ....	44
<i>CONCLUSIONES PARCIALES</i> .....	47
<i>CONCLUSIONES</i> . ....	48
<i>RECOMENDACIONES</i> .....	49
<i>BIBLIOGRAFÍA</i> .....	53
<i>ANEXOS</i> .....	55

## INTRODUCCIÓN.

Los procesos de transformación de fracciones de petróleo se han utilizado en todas las refinerías a lo largo de más de 50 años. La investigación ha sido muy intensa y los desarrollos industriales tan numerosos como relevantes. Además del craqueo catalítico, que desempeña un papel central en todos ellos, los procesos de hidrorefinación e hidroconversión constituyen otro de los bloques importantes de actuación. Los procesos de hidrorefino se centran en la eliminación de heteroátomos (S, N, O, V y otros metales pesados), mientras que los de hidroconversión incluyen aquellos que cambian la estructura de las moléculas integrantes: hidrogenación (HYD), hidrocraqueo (HYC), desaromatización (HDA). Las razones que aconsejan la eliminación de estos heteroátomos o estructuras moleculares complejas radican, en la minimización de las emisiones gaseosas (SO<sub>2</sub>, NO<sub>x</sub>) y partículas sólidas durante la combustión, en la mejora de las propiedades físicas y químicas del combustible y en la valorización de las fracciones más pesadas.

La evolución de la industria del refino en cada uno de los procesos mencionados ha sido espectacular a lo largo de los últimos años. Después de la primera crisis del petróleo de 1973, los desarrollos vinieron guiados, casi de forma exclusiva, por decisiones políticas con el objetivo de reducir las cuotas de petróleo en los balances de energía. La consecuencia inmediata de un planteamiento tan contundente fue la sustitución del petróleo de aquellos usos para los que no era absolutamente necesario.

Los medios habilitados en los años 80 para implementar esta política fueron muy variados. La reducción de los usos del petróleo fue más acusada en Europa que en el resto del mundo. Como resultado, la capacidad de refino en Europa Occidental disminuyó un 33% en 1990 con respecto a 1980, y las refinerías que tenían una configuración muy simple "*hydroskimming*" se equiparon con unidades de conversión, principalmente de craqueo catalítico y la producción mundial de petróleo alcanzó 2.800 millones de toneladas (MT) en 1973 y aumentó a 3.100 MT en 1990. Esto demuestra claramente que existe un incremento sustancial de la proporción relativa de los combustibles de transporte y de aquella fracción destinada a usos de petroquímica, si bien esta última a un nivel mucho más bajo, en detrimento de las fracciones más pesadas. Por lo tanto, el mercado del petróleo se hará más y más específico, con una influencia decisiva en la demanda de fracciones refinadas (productos ligeros, destilados medios

y productos más pesados). El aumento de la demanda de productos ligeros, tales como gasolina y nafta, refleja el crecimiento de la industria del automóvil y de la petroquímica. Análogamente, el crecimiento de la demanda de destilados medios tiene su origen en el aumento drástico del transporte aéreo y de los vehículos diesel. Por el contrario, la disminución del mercado de productos pesados implica necesariamente el procesamiento de estas fracciones pesadas, lo que constituye uno de los mayores retos en el futuro.

El crudo de petróleo no tiene aplicaciones prácticas tal y como se obtiene de sus yacimientos, sin embargo, sometido a las operaciones básicas de la industria de refino, da lugar a un conjunto de productos de uso energético directo y otros con diferentes aplicaciones. También otros que son materia prima de la industria de síntesis orgánica y petroquímica.

El rendimiento que de cada producto se obtiene en una refinería dependerá del crudo procesado y el sistema de refino utilizado. La actividad de una refinería estará dirigida por el abastecimiento de su mercado cautivo y contratos y el aprovechamiento de las oportunidades de negocio que le permita el mercado. En cada refinería la formulación será el resultado de un ejercicio de optimización económica, basada en la disponibilidad de componentes, la demanda del producto, sus costos y precios.

En Cuba en el año 1864 se descubrió el primer pozo en Bacuranao, que no se empezó a utilizar hasta el año 1892. El único producto que se producía en esa planta era el kerosén la el cual se utilizaba en lámparas para alumbrarse. El petróleo crudo para ser procesado se traía a Cuba en barcos de vela, envasado en latas de cinco galones, que a su vez eran empacadas en guacales de madera de dos latas cada uno.

En 1942 se construye la instalación de Cabaiguán por un grupo de cubanos para refinar crudos de Jarahueca y obtener principalmente gasolina, aprovechando la escasez de productos del petróleo durante la Segunda Guerra Mundial.

Al comienzo de la década del 50, el consumo de los derivados del petróleo era del orden de los dos millones de toneladas, comercializados por las cuatro compañías petroleras existentes en el país: Sinclair, Texas, Shell y Standard Oil ya en 1954-55 con el descubrimiento del yacimiento de Jatibonico que prometía una producción alentadora.

Al triunfo de la Revolución se consumían en Cuba 3,2 millones de toneladas de derivados del petróleo, que eran distribuidos por las cuatro compañías norteamericanas y la empresa cubana de Cabaiguán. En la década del 60 al 69 se nacionalizan las compañías petroleras, se hacen

convenios con la Unión Soviética para procesar crudo y se inician y consolidan los suministros de petróleo crudo y sus derivados.

La refinería de Cienfuegos se encuentra ubicada al norte de la Bahía de Cienfuegos, en la Isla de Cuba. La misma cuenta con una unidad de destilación atmosférica con capacidad de procesamiento de 65 mbd, procesando una dieta basada en crudo venezolano conformada por la mezcla Merey 16/ Mesa 30 en una proporción 12/88 %v, respectivamente.

A partir de los acuerdos alcanzados mediante la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) de integración latinoamericana se decide la reactivación de la refinería prevista en dos fases: la primera poner en explotación algunas de las unidades existentes y una segunda fase encaminada a la profundización de la conversión y su rentabilidad económica. El 21 de Diciembre de 2007 se pone en marcha la Refinería “Camilo Cienfuegos”.

Actualmente la refinería cuenta con un esquema de refinación primario constituido por una unidad de destilación atmosférica que cuenta con cuatro torres: destilación atmosférica, desgasolinadora, despojadora y estabilizadora, una unidad de hidrotratamiento de nafta, reformación catalítica, una planta MEROX de tratamiento al turbo combustible, una planta de GLP y una hidrofinadora de Diesel.

PDV Cupet SA, una Empresa Mixta entre PDVSA & Cupet se encuentra inmersa en el proyecto de expansión de la segunda etapa de la refinería Camilo Cienfuegos. Este proyecto consiste en aumentar la capacidad de procesamiento de la refinería de 65.000 bpd a 150.000 bpd, para producir combustibles de motor para uso interno y mercados de exportación, maximizando la conversión con la instalación de una unidad de coquificación retardada.

Entre las unidades instaladas se encuentra una planta de reformación catalítica de naftas con una capacidad de procesamiento de 9600 bpd de nafta pesada previamente hidrotratada en la unidad de hidrofinación instalada aguas arriba. La planta de reformación catalítica tiene como objetivo principal la obtención de catalizado debutanizado con el índice de octano no inferior a 95, utilizado como componente de la gasolina de alto octanaje. La materia prima es fracción 70-180°C proveniente de la sección de destilación atmosférica.

La fracción ligera de las naftas de destilación directa supone aproximadamente un 10% del total de los componentes de la gasolina. Tradicionalmente, esta fracción que no es adecuada como carga al reformado catalítico, se ha venido enviando directamente al sistema de mezcla de gasolinas sin apenas tratamiento intermedio. Esto era posible, a pesar de que presenta un

número de octano muy bajo (RON del orden de 68 a 70), porque la susceptibilidad al plomo de esta fracción es muy alta, con lo que con la adición de alquilos de plomo se podían alcanzar valores de RON en el producto del orden de 86-87. La eliminación del plomo en las gasolinas, hace que sea cada vez más difícil la utilización directa de esta fracción, lo que puede compensarse por la isomerización de los componentes lineales C<sub>5</sub> y C<sub>6</sub>. Además, las limitaciones que existen de contenido de aromáticos en la especificación de la gasolina, hacen más necesario el contar con otros componentes alifáticos de alto octano como puede ser el producto de la isomerización.

Por otra parte, la reducción del contenido en benceno que se exige en la gasolina, hace que la fracción ligera del reformado catalítico quede como un componente de baja aplicación al eliminar el benceno, lo que le convierte en un carga adecuada para la isomerización habiéndose propuesto diseños que integran la hidrogenación de benceno con la isomerización del reformado ligero hidrotratado.

Con el presente trabajo se pretende mediante el *software* de simulación de procesos PRO II versión 8.1 garantizar las especificaciones de calidad del reformado pesado (0,2%v de benceno) (Anexo 1). (Axens, 2011)

### **Problema de Investigación.**

¿Qué parámetros operacionales del fraccionador, garantizarían en la corriente de catalizado pesado las especificaciones de benceno (menor de 0,2%v), ante distintas concentraciones del mismo en el reformado estable del reformador catalítico actual?

### **Hipótesis de la Investigación**

Si se determinan los parámetros operacionales del fraccionador, se garantiza la concentración de benceno en el reformado pesado menor de 0,2%v y la especificación en el pool de gasolina no mayor que 0,62%v.

### **Objetivo General.**

Determinar los parámetros operacionales del fraccionador ante cambios en la composición de la corriente del catalizado estable del reformador catalítico actual para garantizar la calidad de la gasolina en cuanto a la especificación de USGC DON 87 (Gasolina Costa del Golfo).

## **Objetivos específicos**

- Realizar la fundamentación teórica de los procesos de refinación, así como describir diferentes tipos de simuladores y en especial el *software* de simulación Pro II versión 8.1
- Simular para diferentes concentraciones de benceno en el catalizado estable de la planta de reformación catalítica para determinar los parámetros operacionales del fraccionador.
- Garantizar la especificación en el pool de gasolina no mayor que 0,62% v.

## **Recursos utilizados:**

Recolección de datos de diseño de los diferentes equipos, resultados de laboratorio y *software* de simulación de procesos PRO II versión 8.1.

## **Beneficios Esperados:**

Analizando los resultados del simulador Pro II versión 8.1 para las distintas composiciones del catalizado estable determinadas por cromatografía en la corriente de alimentación al fraccionador se podrá conocer los parámetros operacionales del mismo para cumplir con las especificaciones del benceno en el *pool* de gasolina.

## **Breve descripción de la estructura del trabajo:**

### **Capítulo 1. Análisis bibliográfico.**

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde se hace una breve referencia a los procesos de Destilación, Hidrofinación, Reformación Catalítica, Reformación Catalítica Continua y de Isomerización. Se describe el *software* utilizado para confeccionar el modelo, los diferentes tipos de simuladores y métodos termodinámicos.

### **Capítulo II. Diseño metodológico.**

En este capítulo se describe el caso de estudio, se explican las metodologías a seguir para la evaluación del fraccionador, análisis de los resultados del laboratorio, la simulación del fraccionador y su validación calculando el % de error, análisis de sensibilidad, así como la realización de simulación para diferentes corrientes de catalizado estable para determinar los parámetros operacionales del fraccionador.

## **Capítulo III. Análisis de los resultados.**

En este capítulo se presentan los resultados que se obtienen al aplicar las metodologías para la obtención y validación del modelo del fraccionador, análisis de sensibilidad y resultados de la simulación para determinar los parámetros operacionales del mismo para las diferentes composiciones de benceno en el catalizado estable.

## CAPÍTULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.

Las diferentes fuentes y sistemas de producción y uso de la energía utilizadas por el hombre han marcado las grandes etapas en el desarrollo de la sociedad humana, dependiendo el curso de éste de las elecciones energéticas realizadas en cada momento. En el descursar del tiempo el hombre pasó del empleo de su fuerza muscular al uso de diversas fuentes para satisfacer sus necesidades, el empleo del fuego, la utilización de la tracción animal, y finalmente, en rápida sucesión, el dominio de las tecnologías del carbón, del petróleo y el gas natural. (Borroto A.et.al, 2006)

En este capítulo se hace una breve describen generalidades de los procesos de destilación, hidrofinacion, reformación catalítica, reformación catalítica continua, isomerización, así como de los simuladores y sus aplicaciones en los procesos industriales y métodos termodinámicos por ser la herramienta utilizada para realizar el trabajo, también se hace referencia a generalidades del benceno como contaminante en las gasolinas. El Gulf Coast es el Mercado más relevante para la industria petrolera cubana debido a su liquidez y proximidad.

### 1.1. Generalidades de destilación.

La destilación involucra múltiples contactos entre las fases líquidas y vapor que fluyen en contracorriente. Cada contacto consiste en el mezclado de las dos fases para promover la rápida distribución de las especies por transferencia de masa, seguido de la separación de fases. Los contactos son a menudo hechos en platos horizontales con arreglo vertical en una columna. El vapor, mientras fluye hacia arriba en la columna, se va enriqueciendo con las especies más volátiles. El líquido, por su parte, mientras fluye hacia abajo en la columna se enriquece con las especies menos volátiles (Parkash, 2003)

La alimentación a la columna de destilación se hace por un plato intermedio, casi siempre cerca de la parte media de la columna. La parte de la columna que se encuentra por arriba de la alimentación se denomina sección de enriquecimiento o de rectificación, y la parte por debajo de la alimentación es llamada sección de agotamiento. (Hernández, 2009)

Por otra parte (Gómez, 2007) dice que tradicionalmente, el estudio de la rectificación se aborda diferenciando entre el caso de las mezclas multicomponentes y las binarias.

Aunque se dispone de métodos rigurosos para la simulación o el diseño de operaciones de rectificación multicomponente desde los años 30, la resolución de estos problemas se abordó



primero, de forma aproximada, mediante procedimientos gráficos o analíticos y hasta que no se dispuso de ordenadores potentes, no se desarrollaron adecuadamente los métodos rigurosos. (Dawe, 2000)

Según (Albright, 2009) la destilación por fraccionamiento, es una operación unitaria utilizada para separar mezclas en productos individuales. Incluye separación de componentes por volatilidad relativa. La dificultad de la separación está relacionada directamente con la volatilidad relativa de sus componentes y la pureza requerida de los productos.

Básicamente el proceso consiste en vaporizar los hidrocarburos del crudo y luego condensarlos en cortes definidos. Modificando fundamentalmente la temperatura, a lo largo de la columna fraccionadora. (Jiménez, 2003)

La vaporización o fase vapor se produce en el horno y zona de carga de la columna fraccionadora. En el horno se transfiere la energía térmica necesaria para producir el cambio de fase y en la zona de carga se disminuye la presión del sistema, produciéndose la separación de la carga, obteniéndose la vaporización definitiva. (Branan, 2006)

La fase líquida se logra con reflujos o reciclo de hidrocarburos retornados a la torre. La función u objetivo principal de estos, es eliminar o disipar en forma controlada la energía cedida a los hidrocarburos en el horno, de esta manera se enfría y condensa la carga vaporizada, en cortes o fracciones de hidrocarburos específicas, obteniéndose los combustibles correspondientes. (Ramos Carpio, 1997).

El requisito básico para separar los componentes por destilación consiste en que la composición del vapor sea diferente de la composición del líquido con el cual está en equilibrio en el punto de ebullición de este último. (Gómez, 2007)

### **1.1.1. Tipos de destilación.**

La destilación se puede llevar a cabo en la práctica por medio de tres métodos. El primer método consiste en la producción de un vapor por ebullición de la mezcla líquida que se va a separar en una sola etapa para recuperar y condensar los vapores. El segundo método implica el retorno de una parte del condensado al destilador. Los vapores se desprenden a través de una serie de etapas, o platos, y parte del condensado fluye hacia abajo a través de la serie de etapas o platos a contracorriente con respecto a los vapores. El tercer método es la destilación por carga, es un proceso de destilación en estado no estacionario. (Cortázar, 2000)

Destilación con reflujo o con rectificación.

La rectificación fraccionada o destilación por etapas con reflujo es un proceso en el cual se lleva a cabo una serie de etapas de vaporización instantáneas, de manera que los productos gaseosos y líquidos de cada etapa fluyen a contracorriente. El líquido de una etapa se conduce o fluye a la etapa inferior y el vapor de una etapa fluye hacia arriba, a la etapa superior. Por consiguiente a cada etapa entra una corriente de vapor  $V$  y una corriente de líquido  $L$ , que se mezclan y alcanzan su equilibrio y de dicha etapa sale una corriente de vapor y una corriente de líquido en equilibrio. (Treybal, 1999)

Generalmente la mezcla a destilar que constituye la alimentación se introduce en un punto intermedio de la torre (en caso de mezcla binaria) entre el tope y el fondo. En caso de mezcla de multicomponentes la entrada de la alimentación dependerá del tipo de crudo que se va a procesar.

Por la cabeza de la torre sale un vapor, que luego es condensado en un condensador. Una parte del condensado es trasegado y recuperado, se le denomina destilado, la otra parte es reinsertada a la cabeza de la torre y constituye lo que se denomina el reflujo. El vapor producido es recirculado a la torre de manera que conjuntamente con el reflujo líquido que baja en la misma existe un flujo de vapor que asciende en contracorriente. Para que dicha transferencia de materia de una fase hacia la otra pueda ocurrir, debe existir un contacto íntimo entre el líquido y el vapor.

Destilación de mezclas multicomponentes.

Se basa fundamentalmente en la acción recíproca de un líquido hirviendo y el vapor en condensación a temperaturas y presiones uniformes, es decir que exista un equilibrio termodinámico vapor líquido. (José Lluch Urpi)

Tipos de destilación de mezclas multicomponentes.

Existen numerosas formas de destilar mezclas líquidas, estas formas dependen de los fines que se le dé, los tipos más usados son:

- Destilación Atmosférica
- Destilación al Vacío
- Destilación a Presión

Destilación atmosférica.

Es una operación unitaria en la que se suministra calor a una mezcla líquida de componentes con diferente punto 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. (PDVSA, 1996)

Destilación al vacío.

Internamente la torre de vacío es estructuralmente similar a la atmosférica, aunque la selectividad requerida puede modificar algunos aspectos. Las secciones empacadas permiten mayores flujos de vapores y líquidos con bajas caídas de presión, factor muy valorado en este proceso. El proceso de destilación al vacío se desarrolla de la siguiente manera:

La dinámica interna de la torre se establece bajo los mismos principios de un proceso atmosférico. Sin embargo, debido a las bajas presiones, el volumen de vapores es muy elevado y sensible a las fluctuaciones.

El sistema de vacío funciona de la siguiente manera:

-Los vapores que salen del tope pasan por una batería de condensadores donde el agua de enfriamiento debe tener un elevado flujo para contribuir eficazmente a formar vacío por condensación. Estos líquidos pasan a un tambor de destilación junto con hidrocarburos no condensado, los cuales son de allí succionados por eyectores primarios hacia tambores barométricos donde reciben enfriamiento directo con agua fría. Existe allí un equilibrio entre la columna hidrostática y la presión atmosférica.

-El control del vacío puede ser mediante el flujo de agua para condensación, flujo de vapor a los eyectores o admisión de aire atmosférico en los barométricos. (Cortázar, 2000)

Destilación a alta presión.

La destilación a alta presión es un proceso que se aplica a los productos muy livianos del petróleo que no se pueden condensar a presión y de temperatura atmosférica. De forma tal que se aumenta el punto de ebullición y en consecuencia la temperatura a la cual se puede lograr la condensación.

Generalmente, estas unidades de absorción se incluyen en un sistema más complejo para la separación de las distintas fracciones de gases. Así usualmente a la unidad de craqueo catalítico se le agrega una planta separadora de gases. (V.I.Robu, 1968)

### 1.2. Generalidades del proceso de hidrotreatmento de nafta.

Las condiciones de operación se seleccionan normalmente para evitar que ocurran reacciones de craqueo, hidrogenación de aromáticos y favorecer las reacciones de Hidrodesulfuración (HDS) y Hidronitración (HDN).

Metales como plomo, arsénico, sílice y sodio se depositan rápidamente en el tope del lecho y desactivan al catalizador de Hidrotreatmento. Normalmente se utilizan catalizadores del tipo NiMo o CoMo en base Alúmina.

Las reacciones de Hidrotreatmento de nafta se llevan a cabo en fase vapor, y son moderadamente exotérmicas generando diferenciales de temperaturas en el reactor que varían de 3 a 25°F, dependiendo esencialmente del contenido de olefinas de la alimentación. (TIVENCA, 2007 )

#### 1. Reacciones deseadas:

- Eliminación de azufre.
- Eliminación de nitrógeno.
- Eliminación de metales.
- Saturación de olefinas y diolefinas.
- Saturación de aromáticos.

#### 2. Reacciones Indeseadas (A medida que van ocurriendo van desactivando el catalizador).

- Hidrocraqueo.
- Coquificación.

A medida que van ocurriendo reacciones de hidrocraqueo van desactivando al catalizador, para restablecer la efectividad del catalizador se aumenta la temperatura paulatinamente hasta llegar a 310°C, no debe ser mayor porque se pulveriza el catalizador. (TIVENCA, Reglamento Tecnológico Sección 200, 2007 )

### 1.3. Generalidades de los procesos de reformación catalítica.

El reformado catalítico 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 refinación. Para ello se utilizan altas temperaturas (490-530 °C), presiones moderadas (10-25 bares) y catalizadores sólidos de platino y otros metales nobles soportados sobre alúmina.

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 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 regenerarlo con la pérdida de producción que ello supone.

Después de los reactores el producto se enfría y depresiona para separar el hidrógeno del producto líquido de la reacción. El producto líquido se estabiliza en una columna dedicada al efecto, separándose en ella el gas y gas licuado del petróleo (GLP) que salen por cabeza y el reformado, que sale por fondo. (TIVENCA, Reglamento Tecnológico Sección 200, 2007 )

Reacciones químicas en el proceso de reformado.

En el proceso de reformado se pasan los compuestos parafínicos y nafténicos a aromáticos como compuestos mayoritarios y el resto son isoparafinas.

Reacciones Químicas deseadas:

Son aquellas reacciones que llevan hacia un incremento en el número de octano y producción de hidrógeno de alta pureza.

- Deshidrogenación de Naftenos.
- Deshidrociclización de Parafinas.
- Isomerización de n-Parafinas.
- Isomerización de ciclo Parafinas.

Reacciones Químicas Indeseadas:

Son las reacciones que conducen hacia un decrecimiento en el número de octano y disminución de la pureza del hidrógeno o disminución en el rendimiento de los productos.

Estas son las reacciones que se deben minimizar.

- Hidrocraqueo.
- Hidrogenólisis.

-Reacciones de Formación de coque.

Parámetros operacionales más importantes del proceso:

- Temperatura del reactor
- Velocidad espacial
- Presión del reactor
- Relación de Hidrógeno/Hidrocarburo
- Aditivos de la carga
- Propiedades de la carga almacenada.
- Tipo de catalizador

Desactivación y regeneración de los catalizadores.

La actividad de un catalizador suele medirse como la temperatura necesaria para dar una conversión dada, de tal forma que un aumento de esta temperatura indica una disminución de la actividad, debido a desactivación del catalizador. Como en el caso de catalizadores de HDT la desactivación se produce principalmente por venenos en la alimentación, formación de coque y sinterización de la estructura del catalizador.

Las impurezas contenidas en la alimentación se depositan sobre la superficie del catalizador, bloqueando los centros activos del mismo. Los venenos de la función metálica son fundamentalmente los elementos que se encuentran en la alimentación (Ni, V, As, Pb, As, Cl). El coque obstruye los poros del catalizador impidiendo que los reactantes se difundan a través de él, y se forma a partir de residuos carbonosos deficientes en hidrógeno en las condiciones de operación del proceso. Es por tanto un proceso físico. Mientras que el efecto de los venenos se manifiesta con pequeñas cantidades, el coque depositado sobre el catalizador puede llegar hasta el 20%. El tipo de alimentación, la composición del catalizador, la temperatura de reacción, el tiempo de operación y otras variables de proceso influyen en la formación de coque.

El coque depositado sobre el catalizador se elimina por combustión, liberándose calor que favorece la sinterización de la estructura del catalizador. Para evitar esto se utiliza en la regeneración una corriente gaseosa con una concentración de oxígeno limitada que permite controlar la temperatura durante el proceso. Durante la combustión se elimina también el azufre y el nitrógeno depositado, pero no los metales. (TIVENCA, Reglamento Tecnológico Sección 200, 2007 )

Proceso de Regeneración del Catalizador.

Es un proceso de cuatro etapas donde las reacciones deseables de regeneración se completan en el catalizador. Las condiciones de operación para cada etapa fueron diseñadas para ayudar a ciertas reacciones químicas. Cada etapa es importante por sí misma y todas las etapas deben realizarse correctamente. La meta es restaurar al catalizador a una condición que sea tan cerca a la del catalizador fresco como sea posible.

-Quemado de Coque.

Se lleva a cabo con oxígeno por medio de la reacción de combustión. Genera dióxido de carbono, agua y libera el calor (exotérmica).

. Resulta en un incremento de temperatura sobre el catalizador y la alta temperatura generalmente aumenta el riesgo de un tipo de daño permanente al catalizador. Así que el quemado debe ser controlado. Durante la operación normal, el contenido de oxígeno es mantenido entre 0,5 – 0,8 % molar oxígeno.

-Cloración / Oxidación.

La segunda etapa ajusta el contenido de cloruros, oxida y dispersa los metales sobre el catalizador. Estas reacciones complejas se llevan a cabo con el oxígeno y un compuesto de cloruro orgánico. Estas reacciones necesitan tanto el oxígeno como el cloruro.

El cloruro se necesita sobre el catalizador para mantener la adecuada actividad de la función base. Pero demasiado o muy poco cloruro tendrá efectos no deseables en los reactores de Reformación.

-Secado.

Se lleva a cabo cuando un gas caliente y seco fluye a través del catalizador. La etapa del secado puede considerarse como el despojamiento del agua de la base del catalizador. Mientras más seco esté el catalizador antes de entrar en los Reactores de Reformación, mejor será su rendimiento general.

-Reducción.

Esto debe hacerse después de la etapa de cloración / oxidación para retornar al catalizador a un estado que es catalíticamente activo en los reactores de Reformación. (TIVENCA, 2007 )

Mientras más completa sea la reducción, mejor será el rendimiento del metal en los reactores de Reformación. Las condiciones que ayudan a esta reacción son la alta pureza de hidrógeno,

volumen de flujo de gas de reducción adecuados para asegurar la buena distribución de gas y temperaturas apropiadas de la zona de reducción. (Marina García et.al ., 2007)

### **1.4. Generalidades de Reformación Catalítica Continua (CCR).**

El objetivo del reformador catalítico continuo CCR es incrementar el número de octano de los cortes de nafta para ajustarlos a la manufactura de gasolina. El CCR convierte las moléculas de naftenos contenidas en la nafta en aromáticos con mucho mayor número de octano (hasta RON 100 o aún mayor). La reacción se inicia por un catalizador bajo presión de alrededor de 20 bars y a una temperatura de alrededor de 520°C. La nafta hidro tratada libre de azufre se pasa a través de los reactores verticales en serie en los que tiene lugar la reacción. El reformado producido será el componente base del conjunto de gasolina.

En 1971 UOP (*United Oil Products*) introdujo la variante denominada CCR, donde los reactores son de lecho móvil descendente, y que permite la regeneración continua del catalizador de platino. Para ello se utiliza un reactor adicional donde se produce la combustión del coque con aire. Además, dado que el coque ya no es un problema, el CCR se diseña para trabajar a menos presión y mayor temperatura, lo que permite obtener un producto con un número de octano mayor que en el proceso original. (<http://www.energiuacm.org.mx/pdf/DICREF.PDF>, 2012)

Al convertir las especies de naftenos en aromáticos produce de 2 a 4 % de hidrógeno. El último es un importante producto que es generalmente usado como reactivo en las unidades de hidrotratamiento de nafta e hidrosulfuración de gasolinas para cubrir las necesidades de hidrógeno.

Debido al efecto de “*chopping*” del proceso de reformado en las condiciones de operación que prevalecen, algunas moléculas menos ligeras de C4 también son producidas. Estas son separadas en gases licuados del petróleo (LPG's) y fuel gas de refinería.

La circulación del catalizador se lleva a cabo por medio de un sistema de elevación de gas que lo transporta desde el fondo de cada reactor a la parte superior del próximo. El catalizador entonces fluye por gravedad del tope del reactor al fondo. Una porción pequeña del gas producido, rico en hidrógeno es usado como gas elevador para asegurar la circulación del catalizador en la sección de reacción.



El catalizador consumido es sacado del último reactor y elevado a la sección de regeneración por una corriente de gas nitrógeno. El regenerador opera a una presión ligeramente más alta que la presión de operación del primer reactor. El catalizador es almacenado en un tambor de sobre carga en la parte posterior con un volumen de almacenaje equivalente a una hora de circulación de catalizador. Cuando se alcanza el nivel alto, el catalizador es transferido por gravedad a la chimenea de mecha. El último es presurizado a una presión de operación del generador y la hornada completa es transferida hacia la parte superior del regenerador, el catalizador fluye a través de la primera zona donde la mayor parte del coke es quemado, seguido de una segunda zona, donde una última quemada, a una temperatura más elevada.. Entonces el catalizador fluye a través de otras dos zonas en la sección del fondo del regenerador, el primer lecho para el paso de oxidación y el segundo lecho para el paso de calcinación.

Después de las calcinaciones, el catalizador deja el regenerador por la chimenea más baja que está bajo atmósfera de hidrógeno puro.

El catalizador es entonces transferido por elevación de gas nitrógeno a la chimenea superior por encima del primer reactor. Antes de entrar el último, el catalizador es reducido con hidrógeno purificado caliente en la cámara de reducción.

### **1.5. Generalidades de Isomerización.**

La isomerización es un proceso catalítico que convierte las n- parafinas contenidas en la nafta ligera en iso parafinas con números de octano superiores. La reacción tiene lugar en presencia de hidrógeno, sobre un lecho de catalizador fijo y a condiciones de operación que promueven la isomerización y minimizan el hidro craqueo. Las condiciones de operación no son severas, lo que se refleja por la presión de operación moderada, baja temperatura y requisitos de baja presión parcial de hidrógeno. El catalizador puede ser envenenado por las impurezas contenidas en la alimentación y especialmente por el agua. La alimentación necesita ser tratada a través de secadores para evitar este efecto envenenante.

Idealmente, el catalizador de isomerización convertirá todas las parafinas de la alimentación a las estructuras ramificadas del alto número de octano: pentano normal (nC5) a iso pentano (iC5) y hexano normal (nC6) a 2,2- y 2,3- dimetilbutano. La reacción es controlada por un equilibrio termodinámico que es más favorable a baja temperatura.

El formado de hidrógeno, que puede ser de cualquier pureza razonable, es típicamente proporcionado por el reformador catalítico. Los vapores del cabezal estabilizador se friegan con sustancia caustica para eliminar los ácidos clorhídricos que se forman del cloro agregado a la alimentación del reactor para mantener la actividad del catalizador.

Un esquema de recirculación de flujo de baja intensidad capital se logra mediante la combinación de este proceso con una columna de des isomerización DIH. Esta columna concentra las especies bajas de octano en el efluente del estabilizador de la corriente del corte lateral. La misma se recircula y combina con la alimentación antes de que entre en el reactor. La corriente superior de la columna de DIH se cubre con una mezcla de gasolina. La pequeña corriente del fondo puede ser usada como componente de gasolina o como alimentada al reformador.

La ventaja de este proceso es que, a pesar de un número de RON relativamente bajo, los productos tiene una baja sensibilidad, es decir, una pequeña diferencia entre el RON (número de octano investigativo) y el MON (número de octano de motor). Típicamente, la sensibilidad del isomerado es de alrededor de 2 mientras que la sensibilidad del reformado es más cercana a 10. Otra ventaja puede estar en la baja densidad del isomerado que contra balancea la alta densidad del reformado para cumplir la especificación de la gravedad específica de la gasolina. (Jiménez, 2003)

### **1.6. Generalidades de Simulación.**

#### **1.6.1. Simulación de procesos.**

Simulación es la investigación de una hipótesis o un conjunto de hipótesis de trabajo utilizando modelos. La simulación de procesos es una de las más grandes herramientas de la ingeniería industrial, la cual se utiliza para representar un proceso mediante otro que lo hace mucho más simple y entendible. (Himmelblau, 2000)

La simulación es una técnica numérica para conducir experimentos en una computadora digital. Estos experimentos comprenden ciertos tipos de relaciones matemáticas y lógicas, las cuales son necesarias para describir el comportamiento y la estructura de sistemas complejos del mundo real a través de largos períodos.

La gran evolución de los métodos informáticos tanto en su aspecto de hardware como software, ha permitido afrontar la resolución de complejos físicos matemáticos cuya resolución analítica resultaría prácticamente imposible. De hecho muchos de dichos problemas hace ya años que están planteados, solo falta un medio adecuado para la obtención de resultados prácticos. Así pues la simulación intenta reproducir la realidad a partir de resolución numérica mediante ordenador, de las ecuaciones matemáticas que describen dicha realidad. Por lo tanto hay que asumir que la simulación es tan exactas como sea las ecuaciones de partida y la capacidad de los ordenadores para resolverlas, lo cual fija límites a su utilización.

(Padrón, 2003 )Simuló y elaboró un diseño conceptual de una unidad de hidrotreatmento para naftas catalíticas ubicada en la costa del golfo de los Estados Unidos con una capacidad de procesamiento de 45.000 bbl/d (barriles por día) de nafta proveniente de las unidades de desintegración (craqueo catalítico).

(L Maita.et.al., 1995), realizaron un trabajo de simulación en PRO/II de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz en donde se pudo determinar el comportamiento de la unidad ante diferentes cambios de las condiciones de operación. Para ello se simularon cuatro torres que conforman el sistema y se evaluaron con los datos suministrados por la compañía PHILLIPS PETROLEUM CORPORATION.

### **1.6.2. 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. 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.

Etapla 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. (Scenna, 1999)

### 1.6.3. 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. (Carlson, 1996)

### 1.6.4. Tipos de Simuladores de Proceso.

**-HYSYS:** Es un potente simulador de procesos que permite integrar modelos en estado estacionario y dinámico a través de una interfase gráfica. Este software está mejor preparado para la industria petrolera pero puede ser útil para simular cualquier sistema de generación de potencia, además cuenta con un módulo de optimización multivariable para el diseño de procesos.

**-ASPEN PLUS** Es un simulador de procesos con propósitos generales. Aunque inicialmente fue concebido para la industria química y petroquímica, este puede ser usado para analizar sistemas de generación de potencia. Este software cuenta con un largo set de modelos de

propiedades físicas y tiene la capacidad de manejar sólidos directamente. Además cuenta con un módulo integrado que se conoce como SteamSys que permite modelar detalladamente la eficiencia de turbinas de vapor.

**-ChemCAD** Es un programa simulador de procesos que cuenta con una librería de diversos equipos que incluye: intercambiadores de calor, bombas, compresores, calentadores, turbinas, entre otros, permitiendo de esta forma simular una planta de potencia.

**-GTMaster** Permite calcular la eficiencia del sistema variando las condiciones de diseño. Tiene disponible un módulo de análisis económico que permite calcular el flujo de caja del proyecto.

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

PRO-II con PROVISION dispone de una gran diversidad de métodos termodinámicos para la estimación de equilibrios de fases y propiedades (termodinámicas, físicas, de transporte) aplicables en los procesos del petróleo, como lo son: Soave-Redlich-Kwong (SRK), Peng-Robinson (PR), Grayson-Streed (GS) y Braun K10 (BK10). (Feliu, 2006)

El programa PRO II con PROVISION proporciona modelos para caracterizar los procesos de refinación de petróleo donde además de la simulación del proceso se pueden realizar casos de estudio relacionados con las alternativas de operación, la cuantificación de los balances de masa y energía y nos da una visión un tanto acertada sobre como funciona el proceso. (ESSOR, 1996)

Para seleccionar el método termodinámico (Anexo 2).

A continuación se presentan ciertas características de los métodos mencionados anteriormente:

1- Soave – Redlich – Kwong (S-R-K):

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 C1 – C10, no mayores de C20) sobre un amplio rango de condiciones de procesos.

2- Peng–Robinsond (PR):

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

3- 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 N<sub>2</sub>, CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S son incorporados en el programa. Los límites de trabajo para esta correlación son: (ESSOR, 1996)

4- 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.

### **1.7. Generalidades del Benceno.**

El benceno es una sustancia química extensamente usada que se origina tanto de procesos naturales como de actividades humanas. La inhalación de benceno puede producir somnolencia, mareo y pérdida del conocimiento. La exposición prolongada produce efectos sobre la médula de los huesos y puede causar anemia y leucemia. El benceno se ha encontrado en por lo menos 1,000 de los 1,684 sitios de la Lista de Prioridades Nacionales identificados por la Agencia de Protección del Medio Ambiente de EE. UU. (EPA). La EPA ha establecido un límite en el agua potable de 5 partes de benceno por billón de partes de agua (5 ppb). La Administración de Salud y Seguridad Ocupacional (OSHA) ha establecido un límite de una parte de benceno por millón de partes de aire del trabajo (1 ppm) durante una jornada diaria de 8 horas, 40 horas semanales.

El efecto principal de la exposición prolongada al benceno es sobre la sangre. El benceno produce alteraciones en la médula de los huesos y puede producir una disminución del número de glóbulos rojos, lo que puede producir anemia. También puede producir hemorragias y puede afectar al sistema inmunitario, aumentando la probabilidad de contraer infecciones. ((ATSDR), 2007)

La reducción del contenido de benceno en las gasolinas, se ha convertido en uno de los retos más difíciles de superar en la industria de la refinación del petróleo, el benceno es una materia prima clave en la manufactura de productos básicos de las industrias química y petroquímica, pero su presencia en la gasolina debe ser reducida debido a sus efectos nocivos en la salud las autoridades ambientales han propuesto regulaciones cada vez más estrictas en cuanto al contenido de este compuesto en el combustible final de venta al público.

### CONCLUSIONES PARCIALES.

- 1- En el proceso de destilación atmosférica es necesario conocer los parámetros operacionales de las torres y demás equipos que intervienen en el mismo.
- 2- Después de conocer los simuladores de procesos se ha seleccionado el simulador de proceso PRO/II para darle solución al problema de investigación planteado. El mismo es una herramienta para el desarrollo, evaluación ó reactivación en procesos de la industria petrolera, pues permite evaluar de forma rápida y con alto nivel de confiabilidad estos procesos.
- 3- El método termodinámico Peng–Robinsond (PR) es el adecuado para este tipo de unidad de proceso pues proporciona excelentes resultados para hidrocarburos livianos y medios en los que no hay presencia de H<sub>2</sub>.
- 4- Como parte de la estrategia de protección industrial del desarrollo tecnológico la reducción del contenido de benceno en las corrientes de hidrocarburos se ha convertido en una de las tareas más importantes en los procesos de refinación del petróleo.



## **CAPITULO II. DISEÑO METODOLÓGICO.**

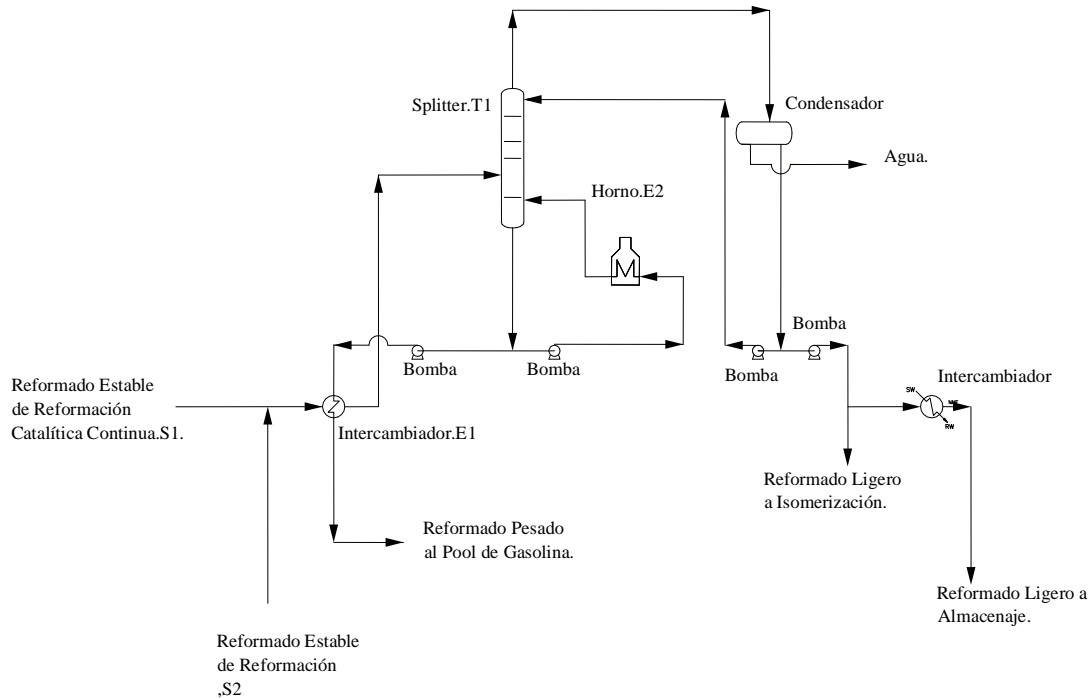
En este capítulo se describe el caso de estudio, se explican las metodologías a seguir para la evaluación del fraccionador, la simulación, su validación y análisis de sensibilidad de la misma. Se presenta un diagrama de integración de las diferentes plantas que intervienen en el trabajo. (Anexo 3).

En este trabajo se evaluará el fraccionador para diferentes corrientes de catalizado estable de la planta 200 actual para determinar los parámetros operacionales y garantizar por el fondo del mismo 0,2%v de benceno utilizando el software de simulación Pro II.

Los líquidos combinados de la gasolina reformada del proceso de reformación catalítica continua S1 que se tiene como diseño para esta planta y de la sección de catalizado estable de la planta de reformación catalítica actual S2, se precalientan en el intercambiador de alimentación E1, antes de entrar a la torre fraccionadora T1 cuyo objetivo es remover los componentes livianos de la carga. Una parte del producto de fondo (el reformado pesado) es bombeado para enfriarse en el intercambiador de la alimentación E1 para luego ser enviado a almacenaje mientras que la otra parte también es bombeada para ser rehervida parcialmente en el horno E2 para recircularse a la torre fraccionadora.

El producto de tope es enfriado en un tambor de condensado, parte del líquido se recircula a la torre como reflujo y la otra va para el proceso de isomerización, de esta una parte se enfría para almacenaje. (Figura 2.1).

Para la determinación de los parámetros operacionales del fraccionador primeramente se toman los resultados de los análisis del laboratorio que se realizan por la norma ASTM D-5134-98 (Método de prueba para análisis detallados de naftas a través de n-nonano por cromatografía capilar de gas) de la refinería, del año 2011 que son 24 muestras (Anexo 4) de las cuales se seleccionan en ese año la muestra de valor máximo, la media y el valor mínimo (Anexo 5) en cuanto al componente benceno que es el que se va a restringir por el fondo del fraccionador en las diferentes simulaciones que se realizan para determinar los parámetros operacionales y cumplir con la especificación del tipo de gasolina y en el pool de gasolina en las cuales se hace referencia en el Anexo 1.



**Figura 2.1. Diagrama de flujo del proceso.**

## 2.1. Metodologías para la simulación del caso de estudio.

Para el desarrollo de esta tarea, se utiliza el simulador de procesos PRO II con PROVISION en su versión 8.10 desarrollado por SIMSCI ESSOR, el cual permite hacer una representación del proceso mediante ecuaciones. Los datos necesarios para operar el PRO/II se pueden proporcionar en casi cualquier orden, y PRO/II indica cuando faltan datos por suministrar requeridos por el sistema. Sin embargo, es deseable seguir un camino lógico a la hora de la introducción de los mismos. Por consiguiente, generalmente se recomienda comenzar por construir un diagrama de flujo secuencial de la simulación.

## 2.1.1. Pasos a seguir en la simulación.

-Dibujar el diagrama de flujo.

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. (Himmelblau, 2000)

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

-La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.

-La confección del diagrama de flujo de información se realiza fácilmente siguiendo de cerca el diagrama de flujo del proceso.

-Para la construcción del DFI se tienen en cuenta todos los equipos y operaciones que intervienen (por ejemplo las operaciones de mezclado y separación de corrientes).

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

-Definir los componentes del sistema.

La selección de los componentes del sistema permite adicionar los componentes puros del sistema con sus propiedades físicas asociadas. Es mejor ordenar los componentes en el orden de volatilidad, empezando con el componente más ligero. Definiendo el agua como el primer componente en los sistemas de hidrocarburos/agua, luego se suministran los datos de los hidrocarburos. Se definen los componentes de las corrientes de entradas por diseño (Anexo 6) y se muestran las definiciones de las corrientes y equipos del diagrama de simulación. (Tabla 2.1)

-Seleccionar el método termodinámico.

Para muchos problemas de simulación, se pueden usar métodos predefinidos, según el tipo de proceso tecnológico en cuestión y/o los componentes del sistema. Introduciendo PRO/II utiliza

siempre el modelo predefinido a menos que en algún caso particular se especifique la utilización de otro modelo. (Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR, 1996).

Para realizar la simulación se selecciona el modelo termodinámico que es este caso el Peng–Robinson (PR) que es el método recomendado según el diagrama de selección de los métodos termodinámicos por las normas de PDVSA para las unidades de fraccionamiento.

-Suministrar datos para la corriente de entrada.

Aquí se proporcionan las condiciones térmicas, los flujos, y composiciones para las corrientes de alimentación al proceso. El resto de las corrientes hereda las propiedades por conectividad del sistema (Compañía Invensys SIMSCI- ESSCOR.1996). Las corrientes pueden definirse a partir de ensayos de laboratorio. Típicamente, tales ensayos consistirían en datos de la destilación (TBP, ASTM), datos de gravedad específica (valor promedio del corte y una curva de gravedad), y los datos para el peso molecular, componentes ligeros, y propiedades físicas especiales específicas de la refinación tales como el contenido de azufre, el punto de inflamación.

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

Se define por el software el nombre de las corrientes, para este caso se denomina S1 a la corriente proveniente del CCR (por instalar) y como S2 la corriente del reformador catalítico actual de la refinería.

Además se deben introducir los valores de flujo de la corriente, las condiciones de presión y temperatura a la que se encuentra la corriente.

**Tabla 2.1. Definición de las corrientes y equipos del diagrama de simulación.**

<b>Definición de Corrientes y equipos en la Simulación.</b>	
S1	Reformado Estable de CCR.
S2	Reformado Estable de Reformación Catalítica.
S3	Mezcla de Corriente 1 y Corriente 2.
S4	Desde Intercambiador E-1 a Válvula intermedia V1.
S5	Desde Válvula intermedia V1 a T1.
S6	Desde Condensador a T1 (reflujo) y Isomerización.
S7	Agua desde Condensador de tope.
S8	Desde Fondo de Fraccionador a Bomba P1 y P-2.
S8.1	Desde Fondo de Fraccionador a Bomba P1.
S8.2	Desde Fondo de Fraccionador a Bomba P2.
S9	Desde Bomba de fondo P-2 a Intercambiador E-2.
S10	Desde Intercambiador E-2 a Fraccionador T-1.
S11	Desde Bomba de fondo P-1 a Intercambiador E-1.
S12	Desde Intercambiador E-1 a Tk de Reformado Pesado.
E1	Intercambiador.
V1	Válvula Intermedia.
T1	Fraccionador.
E2	Intercambiador.
P1	Bomba.
P2	Bomba.

-Introducir las condiciones de operación de la unidad.





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

Los Códigos de colores usado por PRO/II con PROVISION aparecen en la tabla 2.2

Este código de colores tiene ciertas variantes que se deben resaltar, por ejemplo:

- EL color rojo luego de que se ha realizado la corrida de la simulación significa una no convergencia de los resultados obtenidos.
- El azul también cambia una vez corrido el programa, significando un resultado satisfactorio de los cálculos.

**Tabla 2.2. 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

-Principales equipos del sistema a tratar.

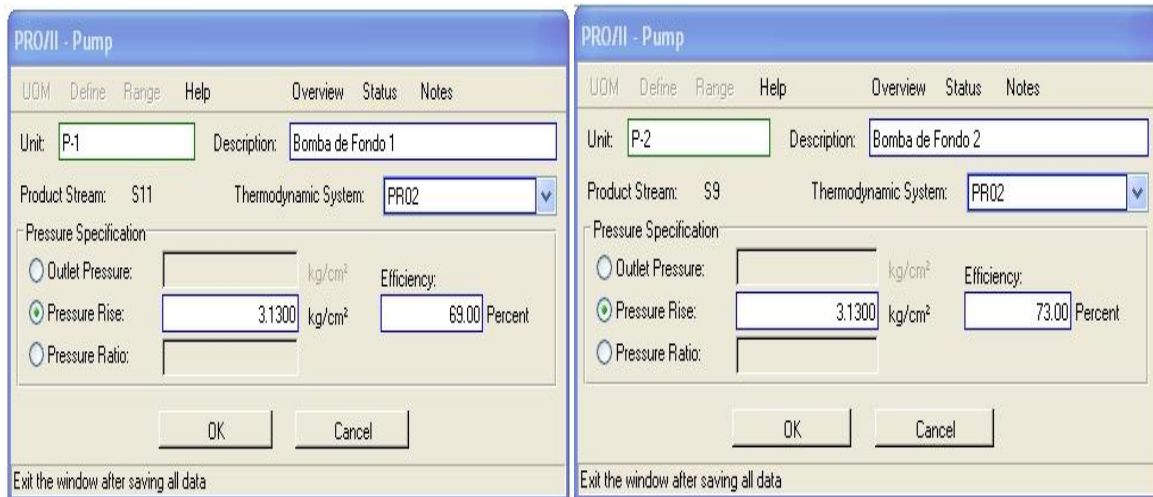
Para la simulación, el proceso se puede representar como un modelo en los que las ecuaciones y cada subsistema o equipo se codifican de modo que pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un modelo es un elemento individual del diagrama de flujo. Cada modelo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo o que sale de él. A continuación se muestran los principales equipos que componen el esquema con la información asociada necesaria en cada caso. Una planta de destilación atmosférica está compuesta por varios módulos, los cuales son:

- PUMP* (bomba)
- HEAT EXCHANGER* (intercambiador de calor)
- FIRED HEATERS* (horno)
- COLUMN* (torre de destilación o fraccionador)

- VALVE (válvula)
- MIXER (mezclador)
- SEPARATOR (tambor separador)

Módulo *PUMP*: Al igual que para las corrientes se puede aceptar la nomenclatura propuesta o asignar un código por el usuario. El módulo *PUMP* es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. Si se conoce la variación de presión (*Delta P*), este valor es ignorado por el simulador de procesos.

Los parámetros aplicables al módulo *PUMP* son la eficiencia adiabática, la elevación de la presión y la potencia de la bomba (Figura 2.2). Si se especifican las presiones de las corrientes de entrada y salida, el simulador de procesos calculará la elevación de la presión y si se le introduce esta, calculará la presión de salida.



**Figura 2.2. Datos del modulo *pump*.**

Módulo *HEAT EXCHANGER*:

Este módulo representa los cálculos de balance de materia y energía de ambos lados del intercambiador (Figura 2.3).

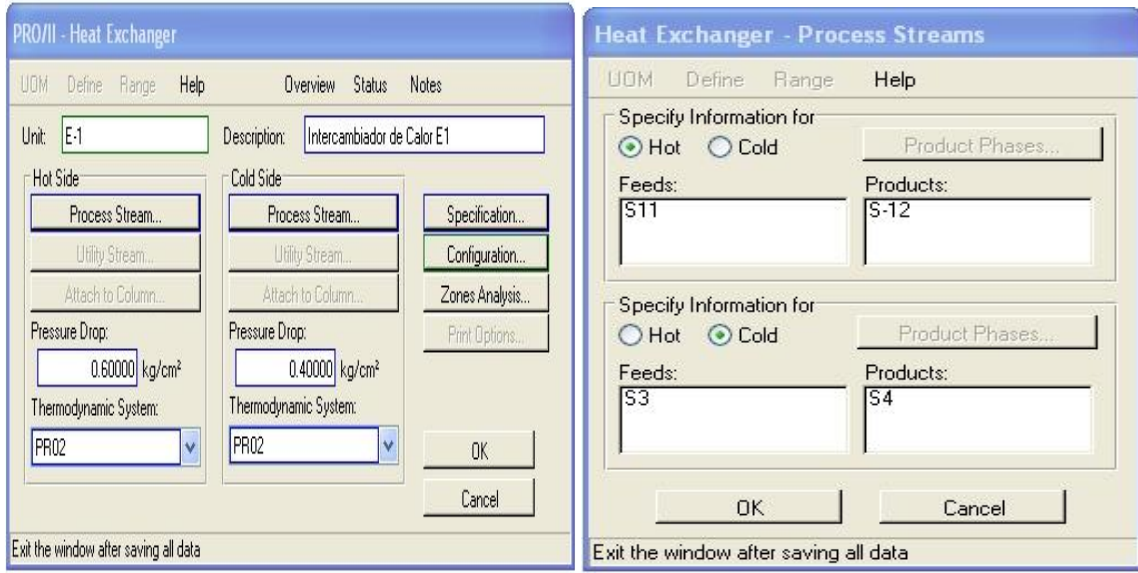


Figura 2.3 Datos de entrada del módulo *heat exchanger*.

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

Módulo *FIRED HEATERS*:

Es un módulo que se encuentra dentro de la clasificación de los equipos por transferencia de calor, se especifica con un margen del 10% del servicio normal. Este margen se refiere tanto al proceso como a una parte del recalentamiento de vapor. Se introduce la caída de presión de la corriente y el sistema termodinámico utilizado (Figura 2.4).

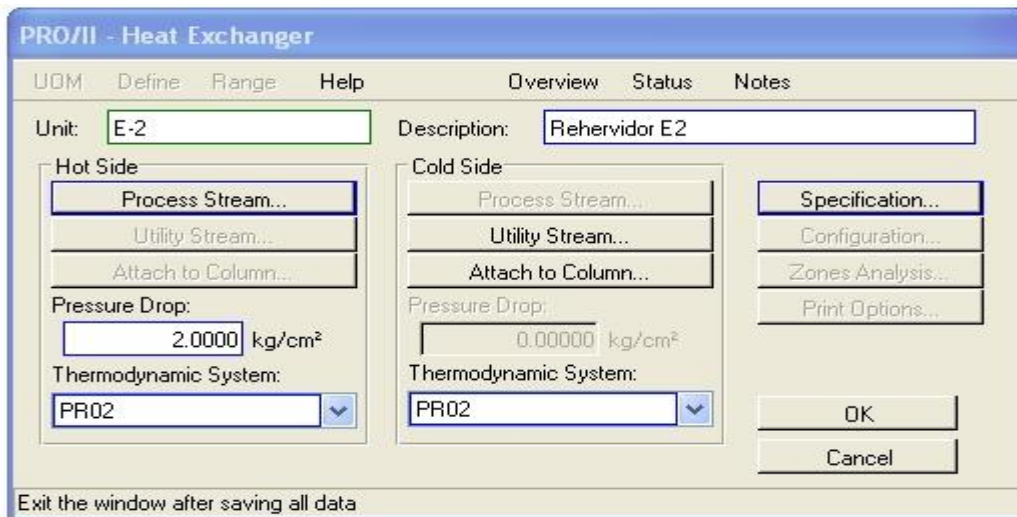


Figura 2.4 Datos de entrada del módulo *fired heaters*.

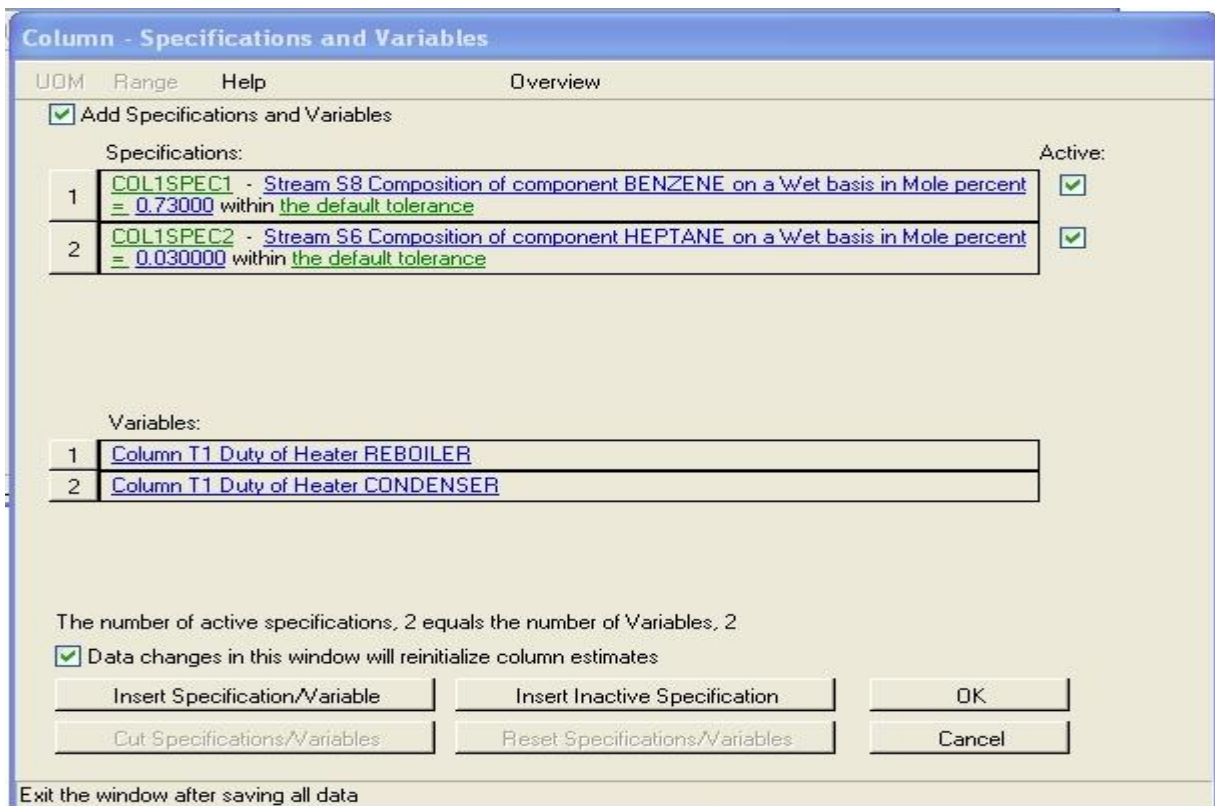


Módulo *COLUMN*: El módulo *COLUMN* no es más que una columna de platos donde se realiza el fraccionamiento de los diferentes hidrocarburos en dependencia de sus temperaturas de ebullición. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos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

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

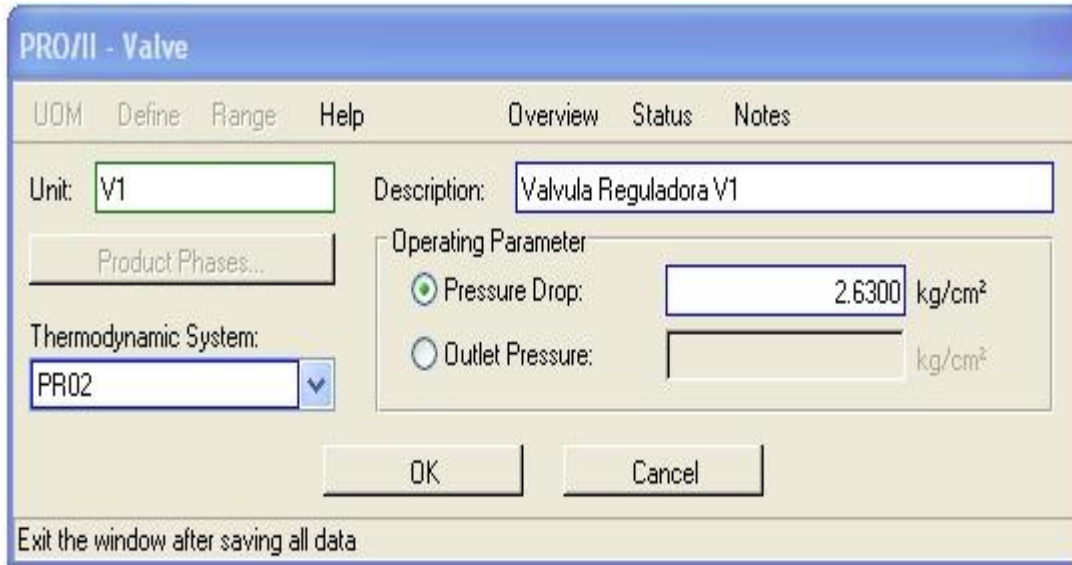
Se introducen valores relativos al perfil de presiones total especificando el valor de la presión de tope y la variación de presión de la columna.

También como dato importante se encuentran las especificaciones que se quieren obtener en dicha columna (Figura 2.5).



**Figura 2.5 Datos del Módulo *COLUMN*:**

Módulo *VALVE*: Esta operación basta con seleccionar la caída de presión entre las corrientes de entrada y salida del módulo *VALVE* (Figura 2.6)



**Figura 2.6 Datos de entrada del Módulo *VALVE*.**

Módulo *MIXER*:

Este módulo realiza un balance completo de materia y energía en el punto mezcla. Si se conocen las propiedades de las corrientes de entrada (temperatura, presión, flujo y composición) (Figura 2.7), las propiedades de la corriente de salida serán calculadas automáticamente de forma rigurosa.

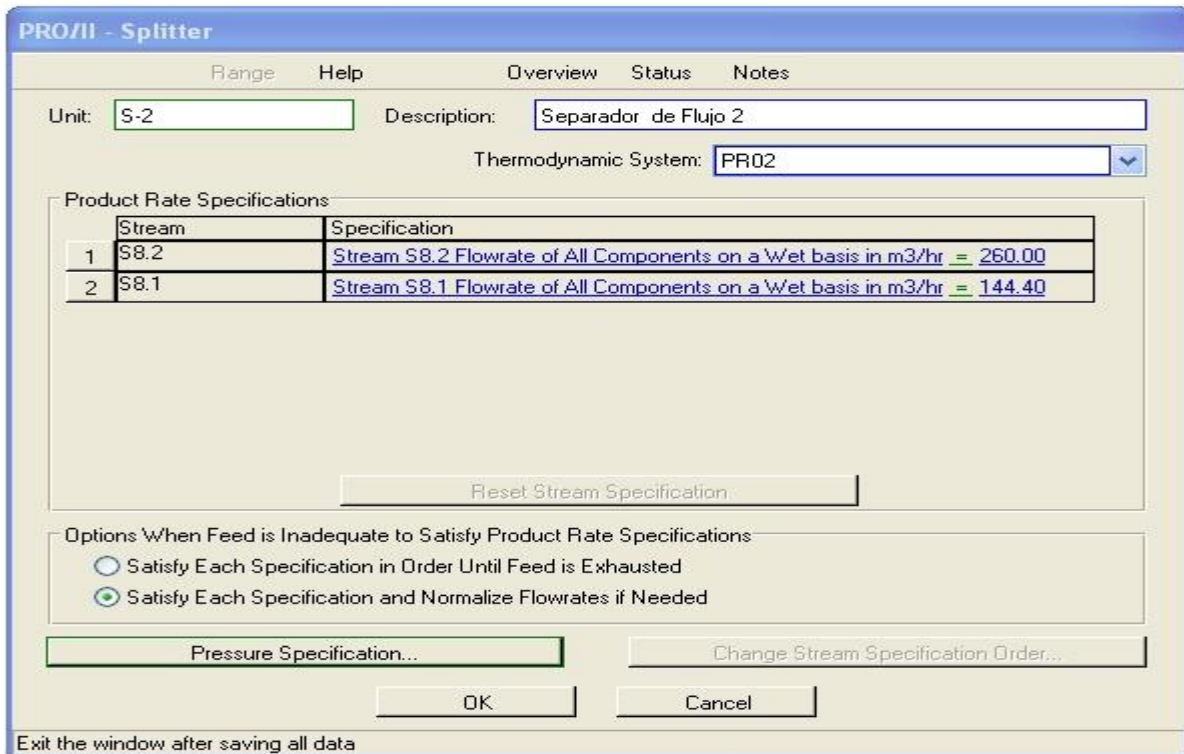


**Figura 2.7 Datos de entrada del Módulo *MIXER*.**

Módulo *SEPARATOR*:

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

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



**Figura 2.8 Datos de entrada del Módulo *SEPARATOR*:**

Para cada uno de los equipos que conforman el esquema se obtienen los datos de sus características constructivas a partir de las fichas técnicas de diseño y las que obran en la refinería. (Anexo 7).

### 2.1.2. Ejecutar la simulación del proceso.

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

### 2.1.3. Validación del modelo.

Para validar el modelo utilizado se realiza una comparación de los parámetros operacionales del caso base o de diseño entre los datos de la simulación utilizando el PRO II para los diferentes equipos del proceso, calculando el % de desviación, este cálculo se realiza a través de la ecuación 2.1

$$\% \text{ Desviación} = \text{ABS} \frac{\text{Proceso Diseño} - \text{Proceso Simulado}}{\text{Proceso Diseño}} * 100 \quad (\text{Ec.2.1})$$

El % de desviación calculado debe ser menor del 10%, para que el modelo se ajuste.

Para esto se toman algunos parámetro a comparar, en este caso se tomaron las temperaturas de entrada y de fondo del fraccionador T1, las temperaturas entrada y salida del horno, las temperaturas entrada y salida del intercambiador E1, la presión de entrada a T1, las presiones del tope y del fondo de T1, el flujo másico al intercambiador E1 y el flujo másico de fondo del fraccionador T1, estos parámetros a comparar la validación, con sus valores de diseño aparecen en la tabla 2.3.

**Tabla 2.3. Parámetros para comparar la validación.**

<b>Parámetros</b>	<b>Unidad</b>	<b>Diseño</b>
Temperatura entrada a T1	°C	133,2
Temperatura fondo de T1	°C	169,6
Temperatura entrada horno	°C	169,5
Temperatura salida del horno	°C	180,2
Temperatura entrada del E1	°C	117,7
Temperatura salida del E1	°C	133,2
Presión de entrada a T1	kgf/cm <sup>2</sup>	2,8
Presión del tope de T1	kg/f cm <sup>2</sup>	2,6
Presión del fondo de T1	kgf/ cm <sup>2</sup>	3,1
Flujo másico a E1	kg/h	115,188
Flujo másico de fondo de T1	kg/h	100,192

### 2.1.4. Análisis de sensibilidad.

Para realizar el análisis de sensibilidad se hacen algunos cambios de parámetros en el diagrama de flujo de la simulación validada y se observa si el sistema simulado responde con cambios lógicos. En la tabla 2.4 se muestran los parámetros escogidos en el análisis de sensibilidad para la comparación del modelo.

**Tabla 2.4. Parámetros escogidos para la comparación en el Análisis de Sensibilidad.**

<b>Análisis de Sensibilidad</b>		
	<b>Parámetros</b>	<b>Unidad</b>
<b>Corriente S1</b>	Flujo Volumétrico	m <sup>3</sup> /h
	Temperatura	°C
	Presión	kgf/ cm <sup>2</sup>
<b>Corriente S2</b>	Flujo Volumétrico	m <sup>3</sup> /h
	Temperatura	°C
	Presión	kgf/ cm <sup>2</sup>
<b>Corriente S4</b>	Flujo Másico	kgmol/h
	Temperatura	°C
	Presión	kgf/ cm <sup>2</sup>
<b>Intercambiador E1</b>	Temperatura Sal Caliente	°C
	Temperatura Sal Fría	°C
	<i>Duty</i>	Mkcal/h
<b>Fraccionador T1</b>	Temperatura Plato 2	°C
	Temperatura Plato 23	°C
	Temperatura Plato 49	°C
<b>Condensador</b>	<i>Duty</i>	Mkcal/h
<b>Rehervidor</b>	<i>Duty</i>	Mkcal/h
<b>Corriente S8</b>	Temperatura	°C
	Flujo Másico	kgmol/h
<b>Intercambiador E2</b>	<i>Duty</i>	Mkcal/h
<b>Corriente S12</b>	Flujo Másico	kgmol/h
	Temperatura	°C
	Presión	kgf/ cm <sup>2</sup>

Observándose la respuesta del modelo y a partir de esto se obtiene información acerca de la representación que realiza el mismo del fenómeno real y/o sobre la interacción de los factores en el sistema. Para este trabajo se realizarán dos pruebas, en la prueba 1 se cambiarán los flujos de entrada del catalizado estable en las corrientes S1 y S2 y en la prueba 2 se aumentaron estos mismos flujos (Tabla 2.5) y se tomarán los cambios en los demás parámetros.

**Tabla 2.5. Parámetros escogidos para el análisis de sensibilidad.**

Corrientes	Parámetros	Unidad	Prueba 1	Prueba 2
S1	Flujo	m <sup>3</sup> /h	80	150
S2	Flujo	m <sup>3</sup> /h	30	80

### 2.1.5. Simulación para diferentes cargas.

Realización de simulación para diferentes corrientes de catalizado estable para determinar los parámetros operacionales del fraccionador, se utilizara el mismo modelo para la validación y se realizará la simulación con datos reales de la corriente S1 del CCR y con diferentes corrientes de catalizado estable S2 obtenidos en la planta. (Tabla 2.6).

**Tabla 2.6. Parámetros determinados en el fraccionador T1 para diferentes cargas de benceno.**

	Parámetros	Unidad
<b>Fraccionador T1</b>	Temperatura Plato 2	°C
	Presión Plato 2	kgf/ cm <sup>2</sup>
	Temperatura Plato 49	°C
	Presión Plato 49	kgf/ cm <sup>2</sup>
	<i>Duty</i> Condensador	m*kcal/hr
	<i>Duty</i> Rehervidor	m*kcal/hr

### 2.1.6. Analizar los resultados de la simulación.

El PRO/II ofrece una gran variedad de reportes de salida para analizar los resultados de la simulación. Se construyen gráficos para mejor comprensión de los resultados.

## CAPITULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.

En este capítulo se presentan los resultados que se obtiene al realizar la simulación del fraccionador para el caso base y validación de la misma al calcular el % de desviación, se realizan pruebas para el análisis de sensibilidad con diferentes flujos de las corrientes de entradas S1 y S2 y los parámetros obtenidos en el fraccionador para diferentes corrientes de reformatión catalítica.

Para el caso base se toman los parámetros de diseño y los obtenidos por el modelo de simulación para la validación (Tabla 3.1) y se comparan los mismos calculando el % de error. (Ecuación 2.1) .Se construye el diagrama de flujo de información.

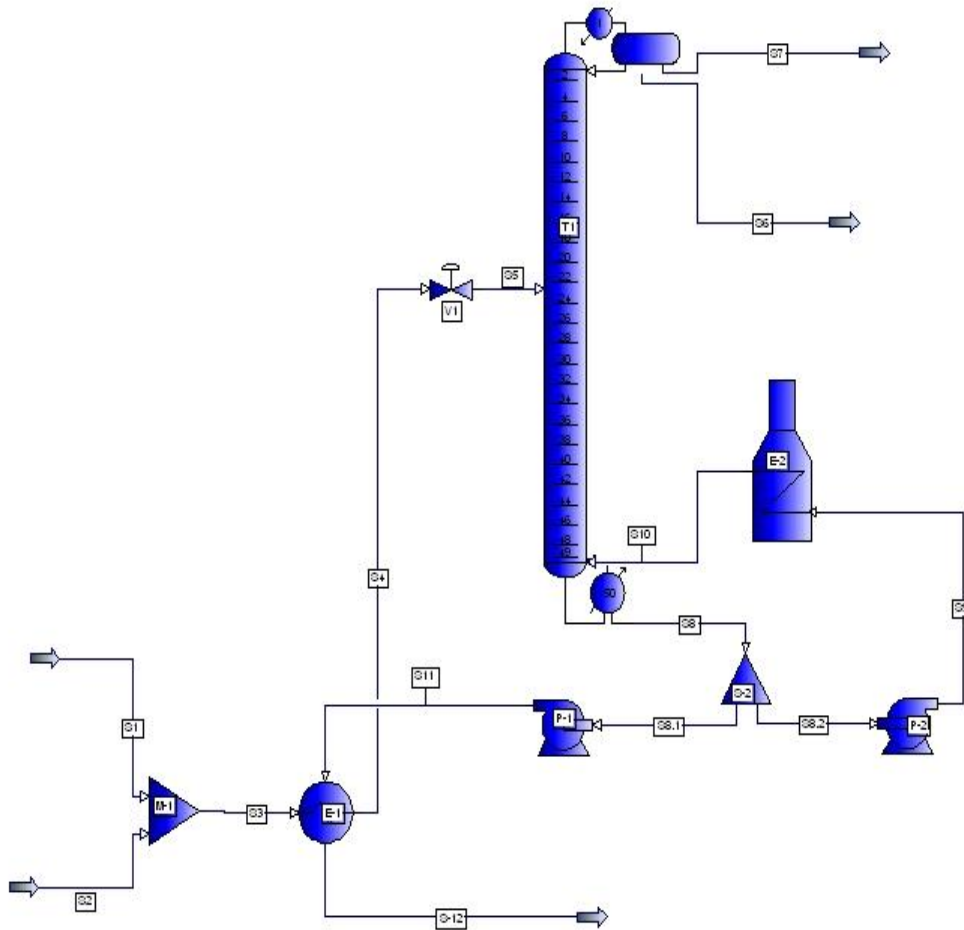
Para el caso de la determinación de los parámetros operacionales del fraccionador en la simulación se toman las características de la composición de las corrientes de diseño para la corriente S1 y los diferentes resultados del laboratorio para la corriente S2 de las muestras escogidas. (Anexo 3).

### **3.1. Diagrama de simulación obtenido.**

La obtención del diagrama de flujo de información correspondiente a la simulación del fraccionador se realiza según la metodología desarrollada en el Capítulo II (epígrafe 2.1 y se muestra en la figura 3.1).

### **3.2. Resultados de la validación del modelo.**

El modelo simulado se valida comparando los resultados obtenidos en la simulación con los parámetros operacionales de diseño del caso base y se calcula el % de desviación según la ecuación 2.1. Los resultados obtenidos aparecen en la tabla 3.1 donde se muestran la comparación entre los resultados obtenidos al analizar varios parámetros que son determinantes en la operación eficiente del sistema en cuestión.



**Figura 3.1- Diagrama de flujo de información de simulación del fraccionador.**

En esta tabla se muestra los parámetros operacionales del diagrama de flujo del simulador comparado con los del proceso de diseño y dan un % de desviación por debajo del 10%, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente el sistema bajo estas condiciones.



## ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

**Tabla 3.1. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos por el modelo de simulación para la validación.**

Parámetros	Unidad	Diseño	Simulado	% Desviación
Temperatura entrada a T1	°C	133,2	134,78	1,19
Temperatura fondo de T1	°C	169,6	171,63	1,20
Temperatura entrada horno	°C	169,5	171,84	1,38
Temperatura salida del horno	°C	180,2	180	0,11
Temperatura entrada del E1	°C	117,7	112,58	4,35
Temperatura salida del E1	°C	133,2	138,94	4,31
Presión de entrada a T1	kgf/cm <sup>2</sup>	2,8	2,8	0,00
Presión del tope de T1	kgf/cm <sup>2</sup>	2,6	2,63	1,15
Presión del fondo de T1	kgf/cm <sup>2</sup>	3,1	3,13	0,97
Flujo Másico a E1	kg/h	115,188	115,188	0,00
Flujo Másico de fondo de T1	kg/h	100,192	95,233	4,95

Se observa que la presión de entrada a la torre de la simulación no varía con respecto a la de diseño ya que esto alteraría los demás parámetros e influiría en el perfil de temperatura de la misma, lo mismo sucede con el flujo en la entrada del intercambiador que el mismo se mantiene para ver los resultados de las temperaturas de entrada y salida en el caso de la simulación.

El % de desviación más alto es el de flujo másico de fondo de la torre y es lógico que al ser mayor la temperatura de entrada a la torre y la salida de la misma por el fondo con respecto a la de diseño y esto trae consigo que se obtengan menor cantidad de productos de fondo.

Lo demostrado hasta aquí confirma que el modelo puede ser utilizado para la toma de decisiones y el control operacional del fraccionador simulado.

### 3.3. Resultados del análisis de sensibilidad.

Para realizar el análisis de sensibilidad se hacen algunos cambios en las condiciones de las corrientes y observar si el sistema simulado responde con cambios lógicos. En este caso se disminuyen los flujos de las corrientes de entrada S1 y S2 para la prueba 1 y se aumentan los flujos de estas corrientes para la prueba 2 (Tabla 3.2) basado en su influencia en los demás parámetros del proceso.

**Tabla 3.2. Parámetros escogidos para el análisis de sensibilidad.**

Corrientes	Parámetros	Unidad	Prueba 1	Prueba 2
S1	Flujo	m <sup>3</sup> /h	80	150
S2	Flujo	m <sup>3</sup> /h	30	80

En la tabla 3.3 se muestran los resultados obtenidos en el análisis de sensibilidad y se construyen gráficos 3.1 y 3.2.

Se puede observar que para la prueba 1, al disminuir el flujo en las corrientes de entrada S1 y S2, mantener el mismo *Duty* del intercambiador E1 y la temperatura de la corriente S11, la temperatura de salida de S12 del intercambiador va a ser menor que en la validación y lo contrario ocurre en la prueba 2, cuando se aumentan los flujos S1 y S2. La tendencia refleja que al aumentar el flujo de entrada la temperatura de salida caliente S12 aumenta y la temperatura de salida fría S4 disminuye.

También se observa la respuesta del modelo como en la prueba 1 la temperatura en el plato de entrada del fraccionador (plato 23) es mayor que en la validación, mientras que en la prueba 2 ocurre lo contrario es más alta la temperatura en ese plato. Este comportamiento es lógico ya que al disminuir el flujo en la entrada de la torre y mantener el perfil de temperatura bastante parecido como se nota en el modelo el mismo debe disminuir y lo contrario cuando se aumenta el flujo de entrada.

El *duty* del condensador de tope al igual que el del rehervidor de fondo del fraccionador son menores en la prueba 1 que en la validación y mayores en la prueba 2, debido al cambio de flujo de las entradas y para mantener las especificaciones del benceno en el fondo del mismo.

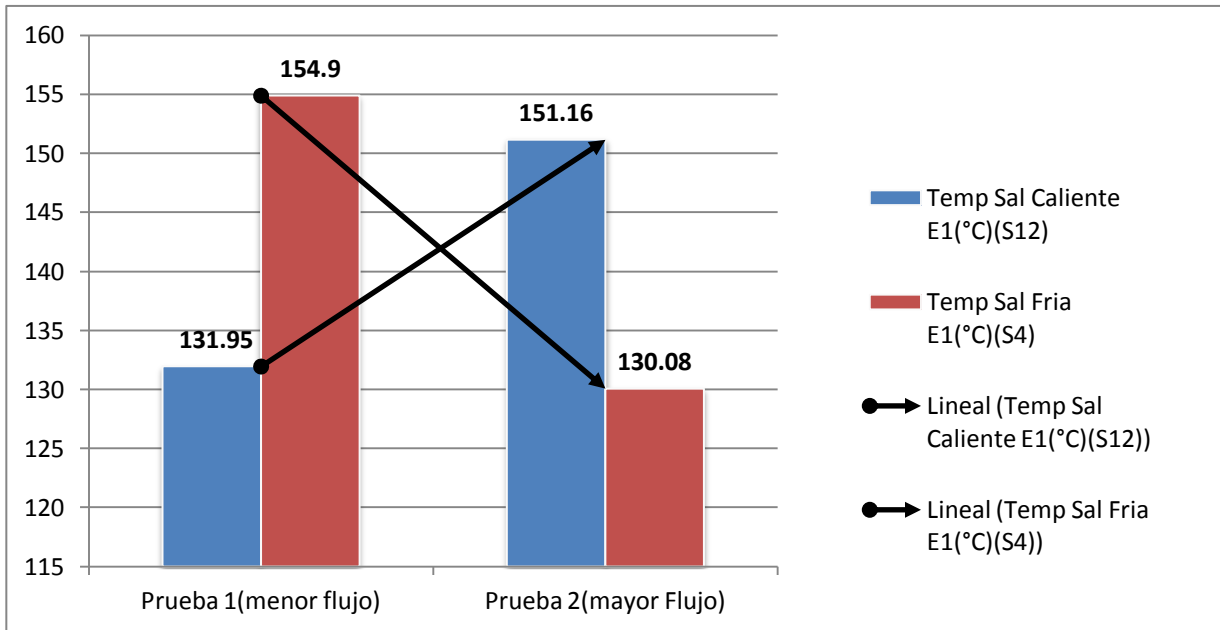
## ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

**Tabla 3.3. Resultados del análisis de sensibilidad.**

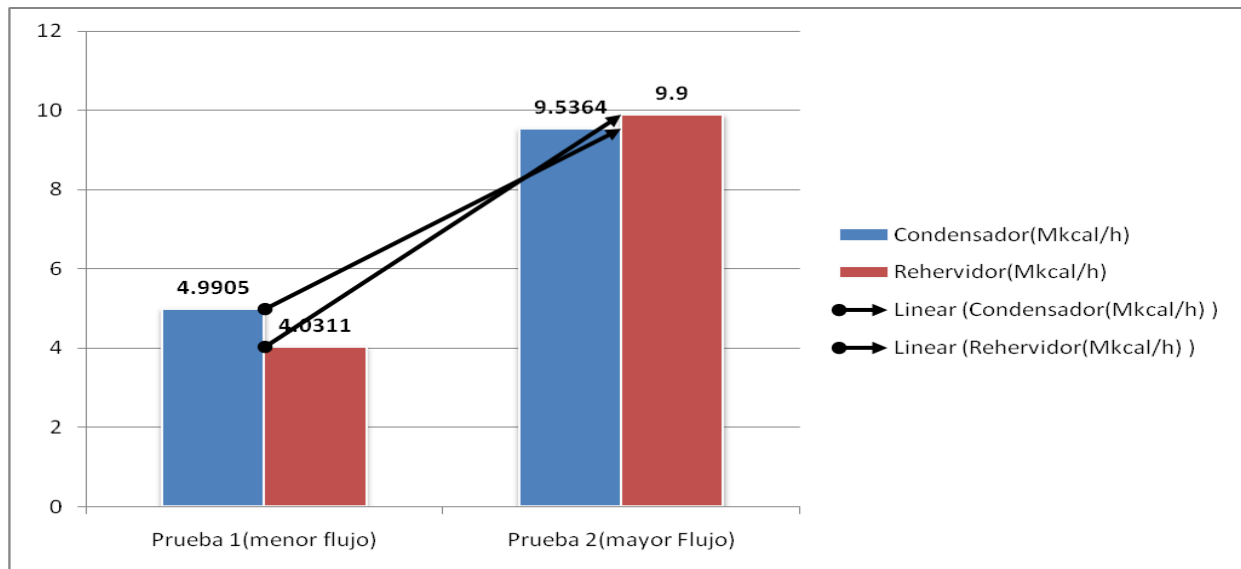
<b>Análisis de Sensibilidad.</b>					
	<b>Parámetros</b>	<b>Unidad</b>	<b>Validado</b>	<b>Prueba 1</b>	<b>Prueba 2</b>
<b>Corriente S1</b>	Flujo Volumétrico	m <sup>3</sup> /h	106,8	<b>80</b>	<b>150</b>
	Temperatura	°C	149,8	149,8	149,8
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	12,23	12,23	12,23
<b>Corriente S2</b>	Flujo Volumétrico	m <sup>3</sup> /h	51,9	<b>30</b>	<b>80</b>
	Temperatura	°C	35	35	35
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	6,53	6,53	6,53
<b>Corriente S4</b>	Flujo Másico	kgmol/h	1253,46	865,6	1819,19
	Temperatura	°C	139,43	154,90	130,08
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	5,83	5,83	5,83
<b>Intercambiador E1</b>	Temperatura Sal Caliente(S12)	°C	142,75	131,95	151,16
	Temperatura Sal Fría(S4)	°C	139,43	154,9	130,08
	Duty	Mkcal/h	1,615	1,615	1,615
<b>Fraccionador T1</b>	Temperatura Plato 2	°C	89,8	89,9	89,7
	Temperatura Plato 23	°C	142,4	145,9	140,3
	Temperatura Plato 49	°C	162,9	163,1	162,8
<b>Condensador</b>	Duty	Mkcal/h	6,8507	4,9905	9,5364
<b>Rehervidor</b>	Duty	Mkcal/h	6,4993	4,0311	9,9
<b>Corriente S8</b>	Temperatura	°C	169,12	169,06	169,12
	Flujo Másico	kgmol/h	2886,45	2062,57	4173,62
<b>Intercambiador E2</b>	Duty	Mkcal/h	1,2116	0,878	1,7549
<b>Corriente S12</b>	Flujo Másico	kgmol/h	1026,4	738,48	1487,85
	Temperatura	°C	142,75	131,95	151,16
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	5,66	5,66	5,66

El gráfico 3.1 muestra los resultados del análisis de sensibilidad y el comportamiento del modelo en cuanto a los valores de las temperaturas (°C) de salidas calientes S11 y frías S4 del intercambiador E1 obtenidos en el simulador para la prueba 1 y 2 con su línea de tendencia. En la misma se puede observar que el sistema responde lógicamente a los cambios realizados lo que demuestra que el modelo de simulación es correcto.

## ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

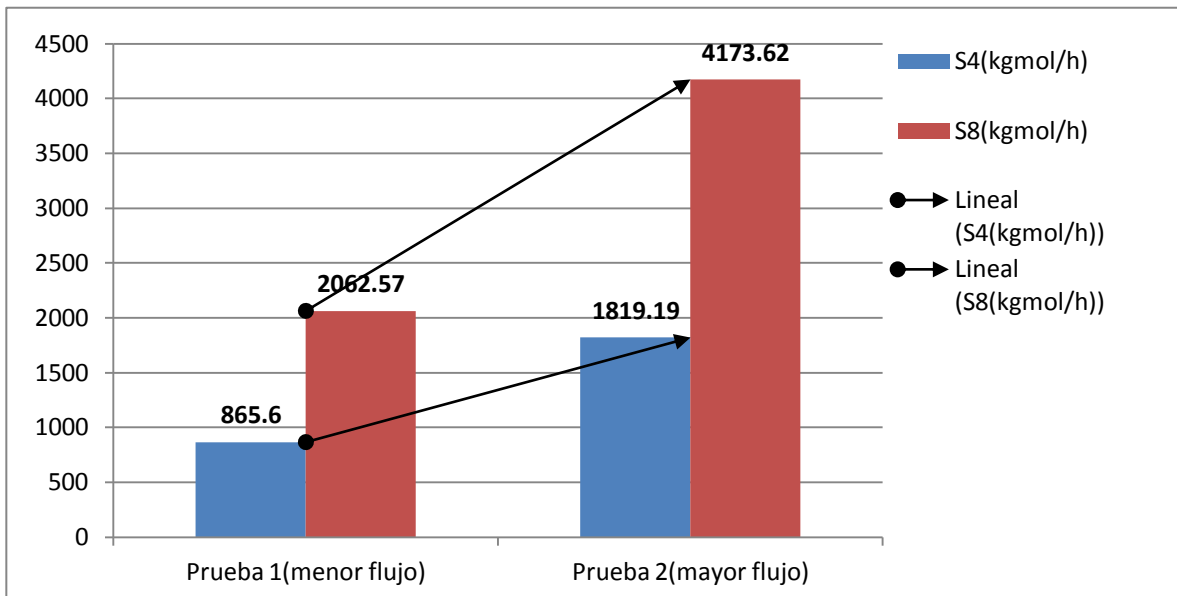


**Gráfico 3.1. Temperaturas (°C) de salidas calientes y frías del intercambiador E1 obtenidos en el análisis de sensibilidad con su línea de tendencia.**



**Gráfico 3.2. Duty (Mkcal/h) del Condensador y el Rehervidor obtenidos en análisis de sensibilidad con su línea de tendencia.**

La gráfica 3.2 expresa el resultado indicado en la tabla 3.3 donde se observa el comportamiento lógico del modelo en cuanto al *duty* (Mkcal/h) del condensador y el rehervidor obtenidos en análisis de sensibilidad con su línea de tendencia.



**Gráfico 3.3. Flujos máxicos (kgmol/h) de las corrientes S4 y S8 obtenidos en el análisis de sensibilidad con su línea de tendencia.**

La gráfica 3.3 expresa el resultado indicado en la tabla 3.3 donde se observa el comportamiento lógico del modelo en cuanto al flujo máxico (kgmol/h) de las corrientes S4 y S8 obtenidos en el análisis de sensibilidad con su línea de tendencia.

### 3.4. Análisis de los resultados de la simulación.

En este trabajo se determinan los parámetros operacionales del fraccionador seleccionados (Capítulo II, tabla 2.6) para diferentes corrientes de catalizado estable de la sección de reformación catalítica en cuanto al componente benceno en las diferentes simulaciones, restringiendo la concentración del mismo en el fondo del fraccionador no mayor del 0,2%v. (Anexo 8).

Se tomaron los resultados de los análisis del laboratorio de la refinería del año 2011 del catalizado estable de la planta de reformación catalítica que son 24 muestras de las cuales se seleccionan en ese año las muestras que más se alejan de la media por encima y por debajo en cuanto al componente benceno (Anexo 4) que es el cual se va a restringir por el fondo del fraccionador en las diferentes simulaciones que se realizan para cumplir con la especificación

para el *pool* de gasolina. En este caso se recogen todos los parámetros de todas las corrientes y equipos del sistema. (Anexo 9).

En la tabla 3.4 se recogen los parámetros operacionales del fraccionador.

**Tabla 3.4. Parámetros operacionales del Fraccionador.**

	Parámetros	Unidad	Benceno 4,29	Benceno 6,10	Benceno 8,22
Fraccionador T1	Temperatura Plato 2	°C	93,8	93,7	94,0
	Presión Plato 2	kgf/cm <sup>2</sup>	2,64	2,64	2,64
	Temperatura Plato 49	°C	162,0	163,1	163,3
	Presión Plato 49	kgf/cm <sup>2</sup>	3,12	3,12	3,12
	<i>Duty</i> Condensador	Mkcal/h	7,3784	7,5722	7,9423
	<i>Duty</i> Rehervidor	Mkcal/h	7,0002	7,2963	7,6116

De la misma se puede observar que:

Las presiones en el fraccionador no varían en el tope ni en el fondo al variar la concentración de benceno en la alimentación del fraccionador.

La temperatura en el plato 49 o sea en el fondo, aumenta a medida que lo hace la concentración de benceno en la alimentación del fraccionador lo mismo sucede con los *Dutys* en el condensador y en el rehervidor del mismo.

Se construyen gráficos para la mejor comprensión de la simulación del fraccionador ante diferentes corrientes de catalizado estable en los que se observa el comportamiento de las temperaturas en el plato 2 y el plato 49 (gráfico 3.4) y los *dutys* del condensador de tope y el rehervidor de fondo (gráfico 3.5) tomando estos como los parámetros operacionales del fraccionador objetivo de este trabajo.

## ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

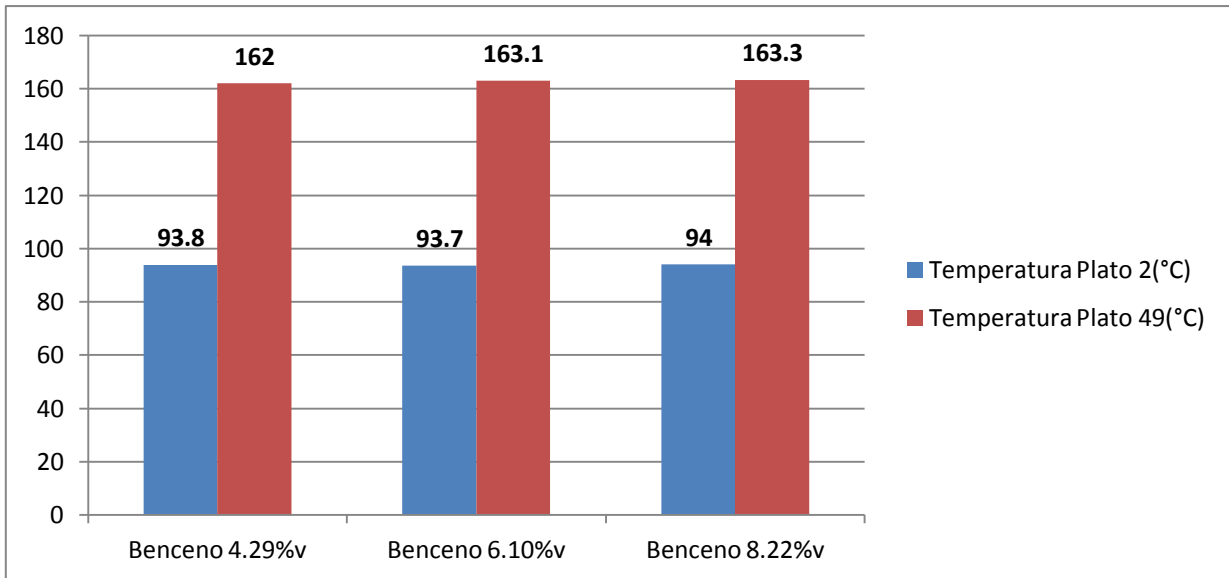


Gráfico 3.4. Comportamiento de las temperaturas en el plato 2 y 49 para diferentes concentraciones de Benceno.

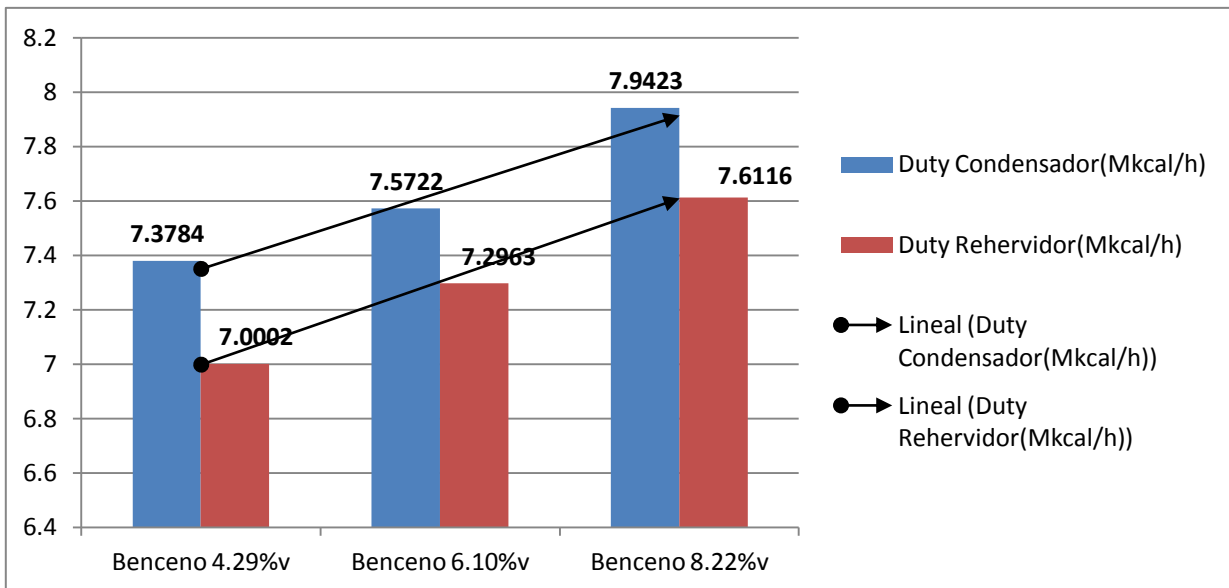


Gráfico 3.5. Comportamiento de los *dutys* en el fraccionador para diferentes concentraciones de Benceno.

### CONCLUSIONES PARCIALES.

- 1- Con la validación del modelo obtenido para los parámetros reales de operación se determinó que el modelo es posible utilizarlo para la toma de decisiones ya la desviación está por debajo de 10%.
- 2-En el análisis de sensibilidad se puede observar a través de los gráficos que el sistema responde a los cambios realizados, lo que demuestra que el modelo de simulación es correcto.
- 3-El análisis en las diferentes simulaciones se logra conocer los parámetros operacionales del fraccionador.



### CONCLUSIONES.

- 1-El estudio bibliográfico sobre los procesos de refinación permitió determinar que es necesario conocer los parámetros operacionales de las torres y demás equipos que intervienen en la destilación atmosférica.
- 2-El estudio realizado sobre los simuladores permitió conocer que el simulador de proceso PRO/II es una herramienta para el desarrollo, evaluación ó reactivación en procesos de la industria petrolera, pues permite evaluar de forma rápida y con alto nivel de confiabilidad estos procesos.
- 3-La utilización del simulador de proceso PRO/II permitió determinar que las presiones del tope (2,64kgf/cm<sup>2</sup>) y el fondo (3,12kgf/cm<sup>2</sup>) del fraccionador no varían al cambiar la composición de la carga de 4,29%v a 8,22%v de benceno y que la temperatura en el tope y el fondo, así como los *dutys* del condensador de tope y del rehervidor varían a medida que aumenta la concentración del mismo.
- 4-Conociendo los parámetros operacionales del fraccionador se pueden garantizar las especificaciones del reformado pesado en cuanto al componente Benceno en el *pool* de gasolina según *USGC DON 87* (Gasolina Costa del Golfo).

### RECOMENDACIONES.

- 1-Utilizar el modelo de simulación desarrollado para la evaluación y control operacional del fraccionador.
- 2- Para diferentes concentraciones de Benceno en la alimentación, hacer ajuste de parámetros que garantice las especificaciones en el fraccionador.
- 3-Realizar estudio más profundo de los simuladores y su disponibilidad para ser utilizados en la refinería.

**BIBLIOGRAFÍA**

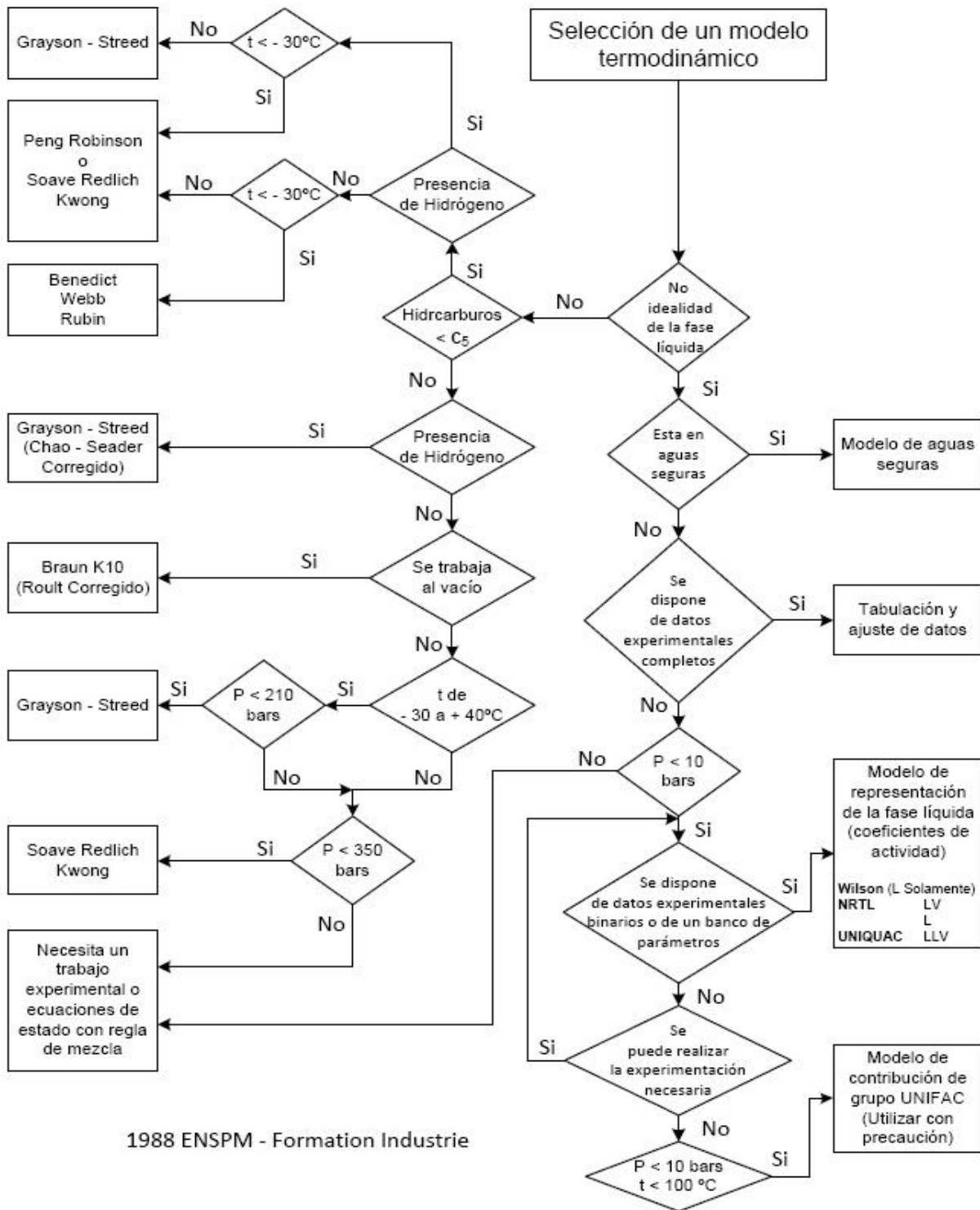
1. (ATSDR), Agencia para Sustancias Tóxicas y el Registro de Enfermedades. 2007. *Agencia para Sustancias Tóxicas y el Registro de Enfermedades (ATSDR)*. 2007.
2. Albright, Lyle F. 2009. *Albright's Chemical Engineering Handbook*. 2009.
3. Axens. 2011. *Base de Diseño Proyecto Expansión 2382 –Technip*. Italy : s.n., 2011.
4. Borroto A.et.al, Monteagudo, J. 2006. *Gestión y Economía Energética*. Cienfuegos. : Centro de Estudios de Energía y Medio Ambiente. Universidad de Cienfuegos., 2006.
5. Branan, C.R. 2006. *Soluciones prácticas para el Ingeniero Químico*. 2006.
6. Carlson, E. 1996. "Don't Gamble with Physical Properties for Simulations". *Chemical Engineering Progress*. 1996.
7. Cortázar, O et.al., Triana, C. Carro, D. 2000. *Fundamentos de Destilación*. 2000.
8. Dawe, R.A. 2000. *Modern Petroleum Chemistry* . Nueva York. : s.n., 2000.
9. ESSOR, Compañía Invensys SIMSCI. 1996. *Keyword Input Manual Simulation*. 1996.
10. Feliu, G. 2006. *Modelización Perspectivas de la simulación de proceso*. 2006.
11. Gómez, A. 2007. *Aplicación de Operaciones de Separación*. 2007.
12. —. 2007. *Aplicación de Operaciones de Separación. Métodos Aproximados*. . 2007.
13. Hernández, E. 2009. *Optimización de los parámetros de operación de la Torre Debutanizadora instalada en la Varadero*. Matanzas : Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"., 2009.
14. Himmelblau, D.M et.al., Bischoff, K.B. 2000. *Análisis y simulación de procesos*. Alemania : s.n., 2000.
15. <http://www.energiauacm.org.mx/pdf/DICREF.PDF>. 2012. *Procesos de Reformación*. 2012.
16. Jiménez, A. 2003. *Diseño de Procesos en Ingeniería Química*. 2003.

17. José Lluch Urpi. *Tecnología y Margen de Refino*. s.l. : Curso para Cupet.
18. L Maita.et.al., Zulima ,M. 1995. “*Simulación de la sección de fraccionamiento de la unidad de alquilación de la refinería Puerto La Cruz*”. Caracas : s.n., 1995.
19. Marina García et.al ., Octavio E. Cortázar, José Angol Alvares. 2007. *Reformación Catalítica*. 2007.
20. Padrón, G. 2003 . *Simulación y diseño conceptual de una unidad de hidrotratamiento para naftas catalíticas livianas*. Caracas : s.n., 2003 .
21. Parkash, S. 2003. *Refining Processes Handbook*. 2003.
22. PDVSA. 1996. *Manual de diseño de proceso. Torre de fraccionamiento. Principios básicos*. 1996.
23. 2001. *Petroleum Refining.Technology and Economics.Fourth Edition*. 2001.
24. Ramos Carpio, M.A. 1997. *Refino de Petróleo, Gas Natural y Petroquímica*. Madrid : Fundación Fomento Innovación Industrial, 1997.
25. Scenna, N. 1999. *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. Argentina : s.n., 1999.
26. TIVENCA, Compañía. 2007 . *Reglamento Tecnológico Sección 200*. 2007 .
27. —. 2007 . *Reglamento Tecnológico. Sección 100*. 2007 .
28. Treybal, R. 1999. *Operaciones con Transferencia de Masa*. 1999.
29. V.I.Robu. 1968. *Procese si aparate de separare in industria petrolului si petrochimie*. Bucuresti : Editura didáctica si pedagógica, 1968.

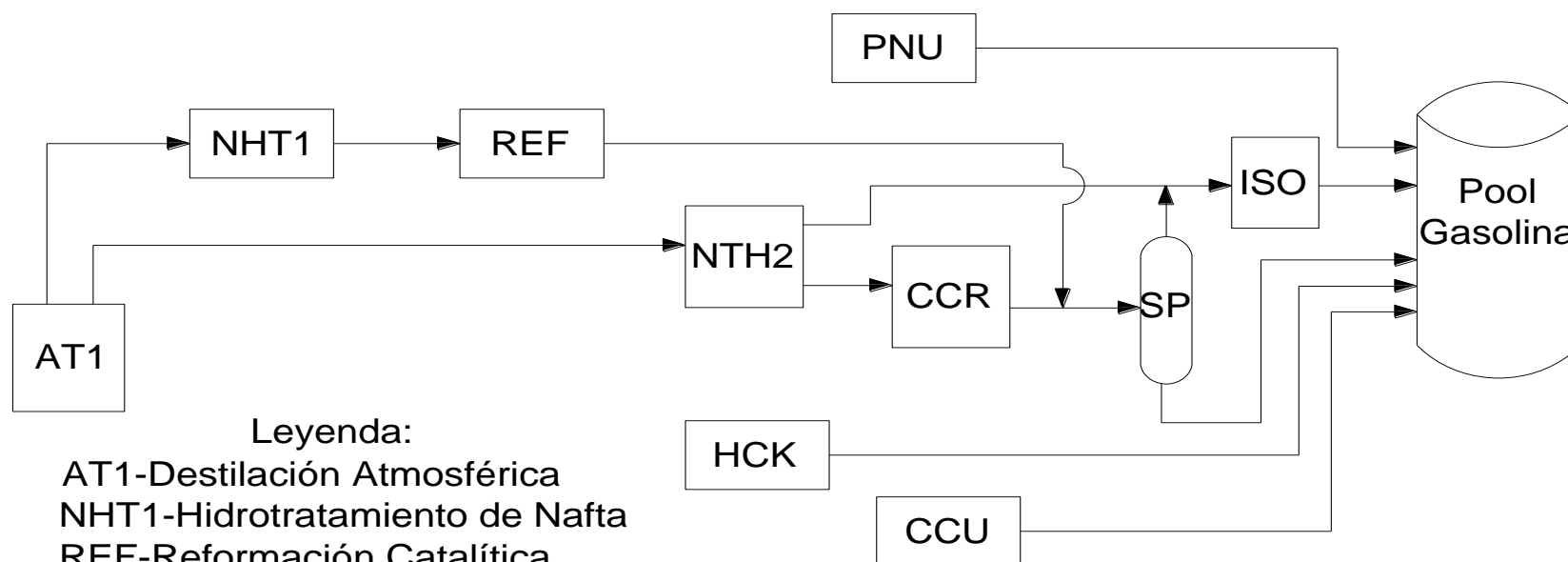
Anexo 1.Tabla. Especificaciones de la Gasolina.

Características	Bases						Producto Final	
	PNU Gasolina	Nafta Pesada HCK	CCU	Isomerado	Reformado Pesado.	PNU LPG	Blend	Especificaciones
Densidad a 15 C(Kg/m3)	724	750	718	664	830	557	738	
RON	97.2	60	90.2	88	100.3	96.2	90.9	
MON	83	58	79.6	85.6	89.4	93.6	83.2	82 min
DON	90.1	59	84.9	86.8	94.8	94.9	87	87 min
Contenido de Azufre(ppm)	< 10	< 5	< 20	Nil	Nil	Nil	< 10	10 max
Aromáticos(%v)	< 1	7	14.5	Nil	73.7	Nil	28.3	29 max
Benceno(%v)	0.1	0.23	0.9	Nil	0.2	Nil	0.3	0.62 max
Olefinas(%v)	> 95	0	38.4	0	< 1	0	14	30 max
Flujo (Tons/Dia)	280	511	1271	1382	2117	163	5724	
% Volumen	5.00%	8.80%	22.80%	26.80%	33.00%	3.60%	100%	

Anexo 2. Selección de modelo termodinámico.



## Anexo 3. Interrelación de las diferentes plantas.



## Leyenda:

- AT1-Destilación Atmosférica
- NHT1-Hidrotratamiento de Nafta
- REF-Reformación Catalítica
- NHT2-Hidrotratamiento de Nafta
- CCR-Reformación Catalítica Continua
- ISO-Isomerización
- HCK-Hidrocracking
- CCU-Craqueo Catálitico
- PNU-Oligomerización de Polinaftas
- SP-Fraccionador

### Anexo 4-Resultados del laboratorio central de catalizado estable.(%v)

Parafinas																								
fecha	22/02.	07/03.	14/03.	21/03.	23/03.	28/03.	05/04.	25/04.	03/05.	23/05.	07/06.	04/07.	18/07.	08/08.	29/08.	19/09.	26/09.	03/10.	17/10.	31/10.	07/11.	21/11.	28/11.	05/12.
P C3			0.03	0.07		0.03	0.01	0.19	0.2	0.05	0.03		0.03		0.41	0.49	0.19	0.29	0.08	0.14	0.41	0.03	0.37	0.4
P C4	2.56	2.63	1.93	1.92	2.99	2.16	2.62	2.11	2.13	2.86	2.08	0.17	2.66	3.78	2.31	1.96	2.56	1.88	2.31	2.09	1.84	3.46	2.07	2.2
P C5	2.33	2.52	2.44	2.37	2.97	2.32	2.39	2.24	2.32	2.33	2.13	1.83	2.67	3	2.14	1.94	2.27	1.98	2.05	2	1.84	2.89	2.05	2.09
P C6	4.79	5.08	4.86	4.95	4.59	4.81	5.03	5.11	4.75	4.91	4.86	4.61	4.9	5.18	5.43	5.32	5.07	5.44	5.23	5.55	5.15	5.1	5.56	5.6
P C7	2.03	2.05	2.07	2.18	1.53	2.15	2.17	2.34	2.15	2.3	2.32	2.21	2.23	2.08	3.14	3.24	3.27	3.43	3.17	3.38	3.39	2.6	3.48	3.73
P C8	0.61	0.59	0.66	0.72	0.34	0.71	0.66	0.79	0.79	0.84	0.84	0.73	0.81	0.67	1.5	1.65	1.59	1.77	1.59	1.67	1.78	1.13	1.77	2.07
P C9	0.11	0.09	0.14	0.15	0.05	0.16	0.12	0.16	0.21	0.2	0.19	0.16	0.21	0.13	0.49	0.6	0.54	0.61	0.56	0.53	0.64	0.34	0.56	0.72
P C10	0.01	0.01	0.02	0.02		0.03	0.02	0.03	0.04	0.04	0.03	0.04	0.05	0.02	0.13	0.18	0.15	0.16	0.15	0.14	0.18	0.09	0.16	0.23

### Anexo 4-(Continuación).

Olefinas																								
fecha	22/02	07/03	14/03	21/03	23/03	28/03	05/04	25/04	03/05	23/05	07/06	04/07	18/07	08/08	29/08	19/09	26/09	03/10	17/10	31/10	07/11	21/11	28/11	05/12
O 1C4=					0.04		0.01	0.01	0.01	0.01			0.04	0.02	0.02	0.02	0.02	0.01	0.01	0.01	0.02	0.05	0.03	0.08
O 2M1C4	0.01	0.01	0.01	0.01		0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01			0.02	0.02	0.02	0.02	0.01	0.01	0.02	0.02	0.05	0.03	0.07
O 2M2C4=	0.03	0.03	0.03	0.03	0.08	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.06	0.05	0.04	0.04	0.04	0.04	0.03	0.04	0.04	0.12	0.07	0.13
O 2M1C5=	0.02	0.03	0.02	0.02	0.05	0.02	0.03	0.02	0.02	0.02	0.02	0.03	0.04	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.03	0.03	0.05	0.04	0.09
O 3C6=	0.02	0.03	0.02	0.02	0.05	0.02	0.03	0.03	0.02	0.02	0.03	0.01	0.04	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.04	0.03	0.06
O 3Mtr2C5=	0.03	0.04	0.03	0.03	0.06	0.03	0.04	0.03	0.03				0.06	0.05	0.04	0.04	0.04	0.04	0.03	0.04	0.04	0.07	0.05	0.09
O trC7=	0.01	0.01	0.01	0.01	0.04	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01	0.01		0.03	0.04	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.03	0.03	0.03	0.06
O 2C7=+2M2C6=	0.02	0.03	0.02	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.02	0.03	0.02	0.03	0.01	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.04	0.04	0.07



## Anexo 4-(Continuación).

ISO Parafinas																								
fecha	22/02.	07/03.	14/03.	21/03.	23/03.	28/03.	05/04.	25/04.	03/05.	23/05.	07/06.	04/07.	18/07.	08/08.	29/08.	19/09.	26/09.	03/10.	17/10.	31/10.	07/11.	21/11.	28/11.	05/12.
IP IC4	0.9	0.85	1.14	1.26	1.07	1.11	1.1	1.29	1.24	1.32	1.01		1.21	1.22	1.23	1.14	1.29	1.03	1.08	1.09	1.09	1.26	1.15	1.14
IP IC5	3.39	3.58	3.45	3.42	4.06	3.3	3.36	3.15	3.23	3.19	2.96	1.78	3.5	3.83	2.68	2.37	2.95	2.36	2.59	2.5	2.3	3.39	2.5	2.55
IP 2,2DMC4	0.85	0.85	0.78	0.77	0.73	0.73	0.74	0.68	0.63	0.64	0.61	0.38	0.51	0.47	0.34	0.32	0.3	0.33	0.33	0.33	0.31	0.24	0.3	0.37
IP 2,3DMC4	1.07	1.1	1.03	1.03	1.01	1	1.07	1	0.96	0.96	0.99	0.82	0.91	0.94	0.83	0.81	0.76	0.82	0.81	0.83	0.79	0.76	0.81	0.78
IP 2MC5	5.16	5.43	5.17	5.22	4.99	5.03	5.23	5.2	4.88	4.99	4.96	4.45	4.98	5.24	4.98	4.84	4.53	4.92	4.76	5.07	4.57	4.69	4.93	4.77
IP 3MC5	3.92	4.14	3.94	3.96	3.81	3.83	4	3.97	3.71	3.8	3.79	3.41	3.73	3.93	3.6	3.48	3.31	3.53	3.46	3.65	3.33	3.39	3.53	3.35
IP 2,4DMC5	0.41	0.42	0.41	0.43	0.33	0.42	0.42	0.43	0.39	0.41	0.41	0.37	0.38	0.36	0.39	0.39	0.4	0.39	0.38	0.4	0.41	0.34	0.42	0.4
IP 2,2,3TMC4	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02		0.02	0.01
IP 2,2DMC5	0.28	0.27	0.26	0.27	0.2	0.26	0.26	0.26	0.23	0.24	0.23	0.2	0.2	0.16	0.16	0.17	0.17	0.18	0.18	0.17	0.17	0.1	0.16	0.14
IP 3,3DMC5	0.26	0.24	0.24	0.25	0.17	0.24	0.24	0.24	0.22	0.23	0.22	0.18	0.16	0.15	0.15	0.15	0.15	0.16	0.16	0.15	0.16	0.09	0.14	0.12
IP 2MC6	2.3	2.31	2.29	2.4	1.75	2.35	2.37	2.47	2.27	2.39	2.4	2.27	2.27	2.1	2.57	2.57	2.65	2.66	2.57	2.68	2.64	1.99	2.6	2.5
IP 2,3DMC5	0.81	0.81	0.81	0.84	0.62	0.82	0.82	0.86	0.78	0.82	0.83	0.77	0.75	0.69	0.82	0.82	0.84	0.85	0.83	0.85	0.87	0.65	0.86	0.85
IP 3MC6	2.81	2.83	2.8	2.93	2.15	2.88	2.9	3.03	2.77	2.93	2.95	2.82	2.8	2.6	3.16	3.16	3.24	3.27	3.17	3.29	3.22	2.47	3.18	3.08
IP 3EthC5	0.27	0.27	0.27	0.28	0.21	0.28	0.28	0.29	0.27	0.28	0.28	0.25	0.25	0.24	0.28	0.27	0.28	0.28	0.27	0.29	0.29	0.25	0.29	0.28
IP 2,2DMC6	0.11	0.1	0.11	0.12	0.06	0.12	0.11	0.12	0.12	0.13	0.12	0.12	0.25	0.09	0.18	0.2	0.19	0.22	0.21	0.19	0.21	0.1	0.2	0.25
IP 2,5DMC6	0.18	0.17	0.19	0.2	0.1	0.2	0.18	0.21	0.21	0.22	0.22	0.19	0.25	0.16	0.27	0.28	0.28	0.29	0.27	0.28	0.3	0.2	0.28	0.28
IP 3,3DMC6	0.09	0.08	0.09	0.09	0.17	0.09	0.08	0.1	0.09	0.1	0.09	0.08	0.33	0.05	0.09	0.09	0.09	0.1	0.1	0.09	0.1	0.04	0.08	0.41

## Anexo 4-(Continuación).

ISO Parafinas																								
fecha	22/02.	07/03.	14/03.	21/03.	23/03.	28/03.	05/04.	25/04.	03/05.	23/05.	07/06.	04/07.	18/07.	08/08.	29/08.	19/09.	26/09.	03/10.	17/10.	31/10.	07/11.	21/11.	28/11.	05/12.
IP 2,3,3TMC5		0.01	0.01	0.01	0.04	0.01	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.09	0.02	0.05	0.05	0.05	0.04	0.05	0.05	0.06	0.05	0.07	0.09
IP 2,3DMC6	0.2	0.19	0.21	0.23	0.12	0.23	0.21	0.25	0.24	0.26	0.26	0.22	0.06	0.19	0.31	0.34	0.33	0.36	0.34	0.34	0.37	0.21	0.34	0.09
IP 2M3EthC5	0.03	0.03	0.03	0.04		0.04	0.03	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.23	0.03	0.05	0.06	0.06	0.06	0.06	0.06	0.07	0.05	0.07	0.34
IP 2MC7	0.67	0.63	0.71	0.77	0.02	0.75	0.7	0.83	0.82	0.88	0.87	0.77	0.04	0.69	1.35	1.45	1.42	1.54	1.42	1.49	1.55	1.04	1.54	0.08
IP 4MC7	0.39	0.37	0.4	0.44	0.38	0.43	0.4	0.47	0.46	0.49	0.49	0.42	0.97	0.37	0.63	0.67	0.66	0.71	0.67	0.68	0.72	0.44	0.68	1.7
IP 3,4DMC6	0.05	0.04	0.05	0.06	0.22	0.05	0.05	0.06	0.06	0.06	0.06	0.05	0.55	0.04	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.07	0.08	0.05	0.07	0.67
IP 3MC7	0.84	0.81	0.89	0.97	0.03	0.95	0.88	1.04	1.03	1.1	1.09	0.96	0.05	0.83	1.58	1.69	1.65	1.8	1.69	1.72	1.79	1.1	1.71	0.07
IP 3EthC6	0.18	0.17	0.19	0.21	0.46	0.2	0.19	0.22	0.22	0.23	0.23	0.17	1.04	0.16	0.36	0.38	0.37	0.4	0.37	0.39	0.42	0.27	0.41	1.82
IP 2,3,5TMC6	0.02	0.01	0.02	0.02	0.11	0.02	0.02	0.02	0.03	0.03	0.03	0.02	0.25	0.01		0.05	0.05	0.06	0.05	0.04	0.04	0.02	0.05	0.47
IP 2,2DMC7	0.01		0.02	0.02	0.05	0.02	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.07	0.07	0.06	0.15	0.18	0.17	0.18	0.18	0.17	0.19	0.1	0.18	0.05
IP 2,4DMC7					0.21	0.05	0.04	0.05	0.06	0.06	0.06	0.03	0.19	0.02	0.08	0.1	0.09	0.11	0.08	0.08	0.1	0.08	0.12	0.02
IP 2,6DMC7					0.04		0.1	0.14	0.17	0.17	0.16	0.07	0.25	0.06	0.22	0.26	0.23	0.27	0.12	0.09	0.12	0.06	0.12	0.59
IP 3,3DMC7	0.03	0.03	0.04	0.04	0.01	0.04	0.03	0.04	0.06			0.05	0.17	0.03	0.09	0.1	0.09	0.11	0.1	0.09	0.11	0.05	0.09	0.32
IP 4MC8	0.11	0.09	0.14	0.15	0.05	0.16	0.12	0.16	0.21	0.2	0.18	0.16	0.3	0.13	0.35	0.41	0.38	0.42	0.41	0.38	0.44	0.2	0.36	0.43
IP 2MC8	0.11	0.1	0.14	0.15	0.05	0.16	0.12	0.17	0.22	0.21	0.19	0.16	0.3	0.13	0.37	0.44	0.41	0.45	0.42	0.4	0.48	0.22	0.39	0.63
IP 3EthC7	0.03	0.03	0.04	0.04	0.07	0.05	0.03	0.05	0.06	0.06	0.05	0.05	0.32	0.04	0.11	0.13	0.12	0.13	0.12	0.12	0.14	0.06	0.12	0.66
IP 2MC9					0.03				0.01			0.01	0.05	0	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.03	0.01	0.02	0.21

## Anexo 4- (Continuación).

Aromáticos																								
fecha	22/02	07/03	14/03	21/03	23/03	28/03	05/04	25/04	03/05	23/05	07/06	04/07	18/07	08/08	29/08	19/09	26/09	03/10	17/10	31/10	07/11	21/11	28/11	05/12
A Benceno	7.36	7.85	6.96	6.98	8.22	6.77	7.58	7.06	6.11	6.43	6.53	6.32	6.1	7.14	4.98	4.61	4.77	4.72	4.87	5.05	4.66	5.87	4.87	4.29
A Tolueno	19.3	20.45	18.51	18.62	21.01	18.01	19.96	18.94	16.93	17.72	18.59	20.15	17.38	18.84	14.61	13.69	14.61	13.91	14.28	14.82	13.54	16.46	13.93	12.41
A Ethil Benceno	2.58	2.55	2.55	2.54	2.73	2.5	2.49	2.46	2.52	2.4	2.6	2.76	2.41	2.35	2.05	2.09	2.14	2.11	2.17	2.14	2.22	2.18	2.01	1.9
A M-Xileno	8.87	8.72	8.75	8.6	9.43	8.53	8.56	8.37	8.57	8.26	8.81	10.47	8.63	8.52	7.29	7.18	7.37	7.05	7.33	7.16	7.16	8.03	7.01	6.54
A P-Xileno	3.34	3.3	3.23	3.17	3.52	3.18	3.2	3.09	3.21	3.14	3.33	3.64	3.23	3.15	2.79	2.62	2.72	2.69	2.78	2.73	2.7	2.94	2.59	2.49
A O-Xileno	4	3.92	3.96	3.88	4.28	3.89	3.87	3.78	3.92	3.76	4.01	4.59	3.88	3.82	3.29	3.2	3.24	3.16	3.25	3.19	3.23	3.73	3.16	2.96
A IsoPrpBenceno	0.06	0.06	0.08	0.09	0.07	0.09	0.07	0.09	0.11	0.07	0.09	0.04	0.08	0.06	0.09	0.11	0.11	0.11	0.09	0.1	0.12	0.09	0.11	0.11
A 1M3EthBz	2.09	1.81	2.23	2.04	2.02	2.19	1.89	1.92	2.41	2.01	2.05	2.38	2.12	1.74	1.86	1.95	1.91	1.85	1.97	1.77	1.93	1.89	1.72	1.6
A 1M4EthBz	0.94	0.81	1	0.91	0.91	0.98	0.84	0.85	1.07	0.9	0.91	1.05	0.92	0.76	0.8	0.83	0.82	0.79	0.85	0.76	0.84	0.83	0.75	0.69
A 1,3,5TMBz(M)	1.42	1.2	1.44	1.33	1.39	1.47	1.24	1.26	1.58	1.38	1.38	1.88	1.5	1.5	1.28	1.31	1.27	1.24	1.36	1.17	1.29	1.35	1.15	1.1
A 1M2EthBz	0.58	0.51	0.64	0.59	0.56	0.63	0.54	0.57	0.72	0.59	0.61	0.63	0.59	0.52	0.61	0.67	0.64	0.64	0.65	0.59	0.69	0.58	0.6	0.59
A TBBz	3.83	3.28	3.97	3.68	4.42	4.05	3.44	3.53	4.4	3.78	3.82	5.05	4.8	3.44	3.56	3.66	3.54	3.42	3.72	3.26	3.49	3.77	3.2	3.71
A secButilBz	0.02	0.02	0.03	0.03	0.02	0.04	0.03	0.03	0.04	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.03	0.05	0.04	0.03	0.03	0.03	0.04	0.03	0.04	0.04
A 1M3IsoPropilBz				0.02	0.04	0.02	0.02	0.03	0.03	0.02	0.02	0.03	0.03	0.03	0.03	0.04	0.04	0.04	0.03	0.03	0.04	0.04	0.04	0.05
A Indano	0.24	0.19		0.22	0.21	0.25	0.19	0.2	0.26	0.21	0.21	0.24	0.23	0.14	0.17	0.2	0.18	0.18	0.19	0.17	0.2	0.15	0.16	0.16
A 1,3DEthBz	0.11	0.08	0.13	0.12	0.11	0.15	0.1	0.12	0.16	0.13	0.13	0.14	0.14	0.12	0.14	0.16	0.14	0.14	0.14	0.13	0.15	0.13	0.13	0.15
A 1M4nPropilBz	0.18	0.14	0.22	0.21	0.52	0.25	0.17	0.21	0.28	0.21	0.24	0.23	0.6	0.18	0.21	0.23	0.22	0.2	0.21	0.2	0.22		0.2	0.52
A nButilBz	0.05	0.04	0.05	0.06	0.36	0.07	0.05	0.06	0.08	0.09	0.05	0.04	0.72	0.04	0.08	0.1	0.08	0.08	0.09	0.06	0.09	0.26	0.07	0.61
A 1,3DM5EthBz	0.35	0.26	0.39	0.37	0.35	0.45	0.32	0.37	0.49	0.41	0.4	0.44	0.41	0.33	0.37	0.41	0.37	0.35	0.38	0.33	0.38	0.39	0.34	0.36
A 1M2nPropilBz	0.08	0.06	0.1	0.1	0.12		0.08	0.1	0.13	0.11	0.11	0.09	0.13	0.09	0.12	0.14	0.12	0.12	0.12	0.11	0.13	0.1	0.19	0.14
A 1,4DM2EthBz	0.18	0.13	0.2	0.19	0.19	0.23	0.17	0.2	0.26	0.21	0.21	0.22	0.21	0.17	0.2	0.24	0.21	0.2	0.21	0.18	0.22	0.21	0.19	0.23
A 1,3DM4EthBz	0.18	0.14	0.21	0.2	0.19	0.24	0.17	0.2	0.27	0.22	0.22	0.22	0.21	0.17	0.21	0.25	0.22	0.21	0.22	0.19	0.23	0.21	0.37	0.21
A 1,2DM4EthBz	0.33	0.25	0.38	0.36	0.36	0.44	0.31	0.36	0.49	0.4	0.4	0.4	0.4	0.31	0.39	0.47	0.4	0.38	0.41	0.35	0.42	0.4	0.02	0.39
A 1,3DM2EthBz	0.01	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.04	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02			0.02	0.02	0.02
A 1,2DM3EthBz	0.06	0.05	0.07	0.08	0.08	0.08	0.06	0.07	0.09	0.07	0.07		0.07	0.05	0.07	0.09	0.08		0.08	0.07	0.09	0.08	0.02	0.09
A 1,2,4,5TetraMBz	0.24	0.18	0.25	0.23	0.25	0.29	0.2	0.23	0.3	0.26	0.25	0.36	0.28	0.23	0.24	0.26	0.23	0.22	0.25	0.2	0.25	0.27	0.21	0.25
A Aro/C11	0.09	0.06	0.1	0.1	0.78	0.13	0.08	0.1	0.13	0.11	0.11	0.11	0.75	0.09	0.1	0.14	0.1	0.03	0.03	0.09	0.04	0.03	0.03	0.68
A M-Naftaleno	0.06	0.04	0.07	0.07	0.08	0.11	0.06	0.09	0.09	0.09	0.09	0.12	0.09	0.09										0.06

## Anexo 4- (Continuación).

Naftenos																								
fecha	22/02	07/03	14/03	21/03	23/03	28/03	05/04	25/04	03/05	23/05	07/06	04/07	18/07	08/08	29/08	19/09	26/09	03/10	17/10	31/10	07/11	21/11	28/11	05/12
N CyC5	0.42	0.55	0.62	0.55	0.34	0.41	0.23	0.15	0.27	0.59	0.2	0.26	0.47	0.5	0.59	0.56	0.43	0.6	0.36	0.57	0.36	0.44	0.56	0.53
N MCyC5	0.85	0.81	0.84	0.9	0.29	0.92	0.86	0.99	0.93	1.07	0.99	1.14	0.6	1.03	1.9	1.96	1.82	2.09	1.99	2.02	2.05	1.49	2.12	1.32
N CyC6	0.09	0.09	0.09	0.1	0.06	0.1	0.09	0.11	0.1	0.12	0.11	0.16	0.13	0.13	0.35	0.37	0.34	0.4	0.34	0.38	0.41	0.41	0.54	0.79
N MCyC5					0.25								0.55											1.06
N cis1,3DMCyC5	0.08	0.08	0.08	0.08	0.05	0.08	0.08	0.09	0.09	0.1	0.1	0.12	0.11	0.1	0.24	0.27	0.25	0.29	0.26	0.27	0.3	0.18	0.3	0.36
N tr1,3DMCyC5	0.08	0.08	0.08	0.09	0.06	0.09	0.09	0.1	0.1	0.11	0.11	0.13	0.12	0.11	0.28	0.3	0.29	0.33	0.3	0.3	0.34	0.21	0.34	0.42
N tr1,2DMCyC5	0.1	0.1	0.1	0.11	0.07	0.11	0.1	0.12	0.12	0.13	0.13	0.16	0.15	0.14		0.42	0.39	0.46	0.41	0.42	0.46	0.31	0.48	0.66
N MCyC6	0.13	0.13	0.13	0.14	0.09	0.14	0.13	0.15	0.15		0.16	0.26		0.2	0.72	0.81	0.75	0.88	0.75	0.81	0.9	0.77	1.12	1.67
N EthCyC5	0.06	0.06	0.06	0.06	0.04	0.06	0.06	0.07	0.07	0.08	0.08	0.11	0.09	0.08	0.23	0.25	0.23	0.27	0.24	0.25	0.28	0.19	0.29	0.42
N cis1,2,4TMCyC5	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.03	0.03	0.03	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.04	0.11	0.12	0.11	0.13	0.12	0.12	0.14	0.09	0.14	0.21
N 1,2,3TMCyC5	0.02	0.02	0.02	0.02	0.04	0.02	0.02	0.02	0.02	0.03	0.03		0.1	0.03	0.08	0.09	0.08	0.1	0.09	0.09	0.1	0.07	0.11	0.39
N cis1,2DMCyC6	0.02	0.02	0.02	0.02	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.03	0.03	0.03	0.03	0.02	0.08	0.09	0.08	0.1	0.08	0.09	0.1	0.07	0.11	0.25
N tr1Eth2MCyC5		0.01	0.01		0.03	0.01	0.01	0.01	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.09	0.1	0.09	0.1	0.09	0.1	0.11	0.09	0.14	0.26
N 1,2,3TMCyC5											0.01	0.04	0.05	0.01	0.02	0.01	0.02	0.02	0.02	0.03	0.02			0.07
N IsoPropilCyC5				0.01		0.01			0.01	0.01	0.01		0.02		0.02	0.03	0.02	0.03	0.02	0.02	0.04	0.02	0.03	0.06
N 2,2,5TMCyC6	0.05	0.04	0.06		0.02	0.07	0.05	0.07		0.02	0.08	0.02	0.03	0.02	0.04	0.04	0.04	0.05	0.05	0.04	0.05	0.02	0.04	0.07
N CyC9	0.01	0.02	0.05	0.02	0.01	0.02	0.01	0.02	0.02	0.08	0.02		0.07		0.03	0.01		0.07	0.01		0.01		0.03	0.07
N IsoPropilCyC6			0.01	0.01	0.04	0.02		0.02	0.03	0.02	0.02	0.02	0.07		0.03	0.03	0.03		0.1				0.06	0.32
N NButilCyC5			0.02										0.02		0.04	0.04	0.03	0.04	0.03	0.03	0.04	0.02	0.03	0.12
N Decalina cis	0.01	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.01	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.02	0.04

## Anexo 4. (Continuación) Datos de diseño de la corriente S1 y S2.

Name		S1	S2
Description		Reformado estable del CCR	Reformado Estable de Reformación Catalítica
Phase		Liquid	Liquid
Thermodynamic System		PR02	PR02
Total Molar Rate	kg-mol / hr	824.7533998	428.7166135
Total Mass Rate	kg / hr	87563.95495	40820.50501
Temperature	C	149.8000122	34.9999939
Pressure	kg/cm2	12.23322745	6.533227299
Total Molecular Weight		106.1698624	95.21558937
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	73.7373667	18.00118727
Total Cp	kcal/kg-K	0.552454842	0.435648848
Total Molar Component Fractions	fraction		
H2O		9.99965E-07	1.00257E-07
HYDROGEN		9.99965E-07	1.00257E-07
METHANE		9.99965E-07	1.00257E-07
ETHANE		9.99965E-07	1.00257E-07
PROPANE		9.99965E-07	1.00257E-06
BUTANE		0.000999965	0.0433109
IBUTANE		0.000299989	0.013935682
PENTANE		0.011499595	0.037395752
IPENTANE		0.014899475	0.050128354
HEXANE		0.005199817	0.041305763
2MPENTAN		0.005199817	0.053136057
3MPENTAN		0.004999824	0.024462637
22DMB		0.001599944	0.019149031
23DMB		0.001999993	1.00257E-07
CP		9.99965E-07	0.003308471
MCYCPNT		0.000599979	0.002606674
MCP		0.000699975	0.002606674
CH		9.99965E-07	0.00090231
BENZENE		0.008699694	0.081508705
HEPTANE		0.023099186	0.013634912
3MHXAN		0.058997923	0.033084713
33DMP		0.032298863	0.012532089
ECYCPNTN		0.001399951	0.003007701
MCYHXN		9.99965E-07	0.00090231
TOLUENE		0.215292425	0.197706221
OCTANE		0.006599768	0.002506418
2MHEPT		0.030498925	0.00852182
3MHEPT		9.99965E-08	1.00257E-06
4MHEPT		9.99965E-08	1.00257E-05
22DMHX		9.99965E-06	0.004511552
23DMHX		0.009999648	1.00257E-06
33DMHX		0.016999402	1.00257E-06

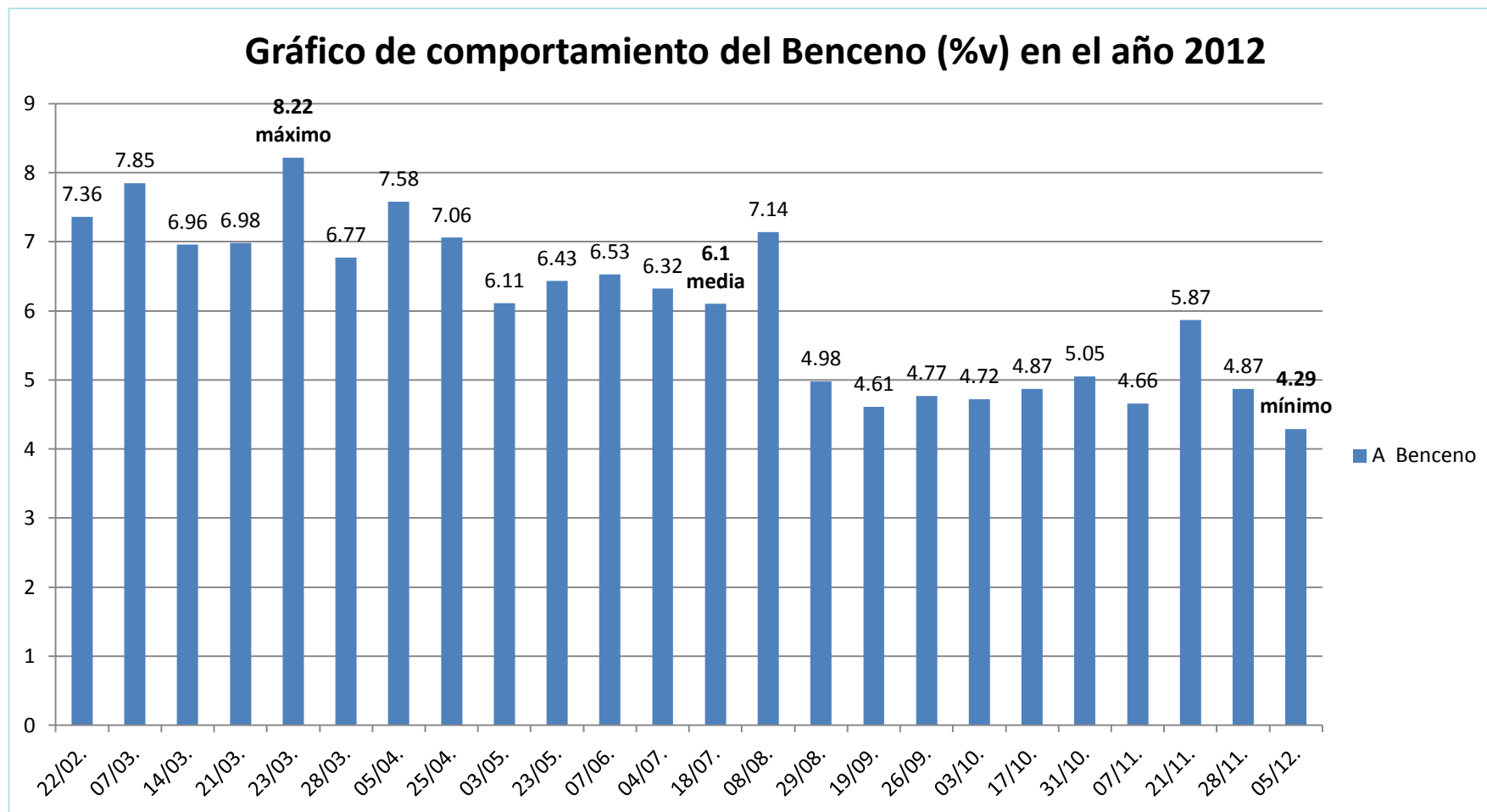
## Anexo 4. (Continuación) Datos de diseño de la corriente S1 y S2.

Name		S1	S2
Description		Reformado estable del CCR	Reformado Estable de Reformación Catalítica
Phase		Liquid	Liquid
Thermodynamic System		PR02	PR02
Total Molar Rate	kg-mol / hr	824.7533998	428.7166135
Total Mass Rate	kg / hr	87563.95495	40820.50501
Temperature	C	149.8000122	34.9999939
Pressure	kg/cm2	12.23322745	6.533227299
Total Molecular Weight		106.1698624	95.21558937
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	73.7373667	18.00118727
Total Cp	kcal/kg-K	0.552454842	0.435648848
25DMHX		9.99965E-07	1.00257E-06
24DMHX		9.99965E-07	1.00257E-06
233MPN		9.99965E-07	1.00257E-06
2M3EPN		9.99965E-07	1.00257E-05
34DMHX		9.99965E-07	1.00257E-05
IPRCYCPN		0.000699975	0.00060154
1C2H		9.99965E-07	0.000200513
EBENZENE		0.271690433	0.192693386
NONANE		0.004399845	0.000501284
33DEPN		0.023899159	0.004110525
BCYPNTAN		0.000399986	0.000100257
1T35TMCH		9.99965E-06	0.000200513
DECANE		9.99965E-05	0.000401027
3MNONANE		0.000899968	0.005714632
BBENZENE		0.048998275	0.026267256
PNBZ		9.99965E-07	0.013133628
IPCH		9.99965E-05	1.00257E-06
3EHXAN		0	0
235MHX		0	0
22DMHP		0	0
26DMHP		0	0
4MOCTN		0	0
C3HEXENE		0	1.00257E-06
2MOCTN		0	0
3EHEPT		0	0
MXYLENE		0	0
PXYLENE		0	0
OXYLENE		0	0
IPRBNZN		0.196893072	0.105871088
1M3EBNZN		0	0
1M4EBNZN		0	0
135MBENZ		0	0

## Anexo 4. (Continuación) Datos de diseño de la corriente S1 y S2.

Name		S1	S2
Description		Reformado estable del CCR	Reformado Estable de Reformación Catalítica
Phase		Liquid	Liquid
Thermodynamic System		PR02	PR02
Total Molar Rate	kg-mol / hr	824.7533998	428.7166135
Total Mass Rate	kg / hr	87563.95495	40820.50501
Temperature	C	149.8000122	34.9999939
Pressure	kg/cm2	12.23322745	6.533227299
Total Molecular Weight		106.1698624	95.21558937
Total Specific Enthalpy	kcal / kg	73.7373667	18.00118727
Total Cp	kcal/kg-K	0.552454842	0.435648848
1M2EBNZN		0	0
124MBENZ		0	0
SBBENZEN		0	0
1M3PRBZ		0	0
INDAN		0	0
13DEBZ		0	0
1M4PRBZ		0	0
1M2PRBZ		0	0
5EMXYL		0	0
2EMXYL		0	0
4EMXYL		0	0
4EOXYL		0	0
2EPXYL		0	0
12DM3EBZ		0	0
TMBZ		0	0
NAPHTHLN		0	0
1C3M		0	0
1T3M		0	0
1T2C		0	0
CCCP		0	0
CMCP		0	0
CTCP		0	0
1T2E		0	0
CYNONANE		0	0
CDECALIN		0	0
1BUTENE		0	0
IBUTENE		0	0
3M1PNTEN		0	0
HEPTENE2		0	0
1HEPTENE		0	0
2M1PNTEN		0	0
2M2BUTEN		0	0

## Anexo 5. Gráfico de comportamiento del Benceno (%v) en el año 2012.





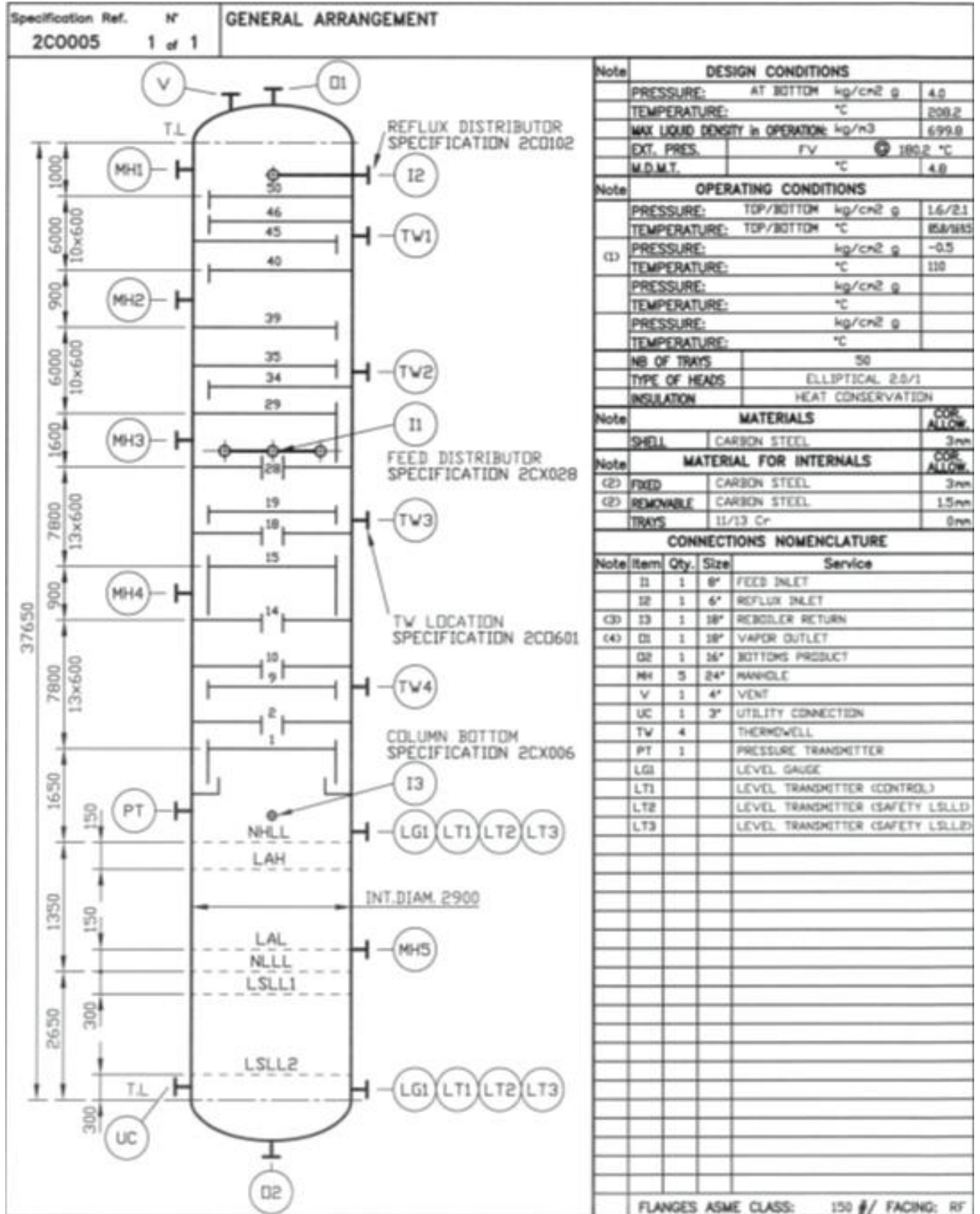
## Anexo 6. Componentes de las corrientes de entradas.

Componentes de la carga								
	Nombre	Simulador		Nombre	Simulador		Nombre	Simulador
1	agua	H2O	33	2,3,5trimetilhexano	235MHX	65	1,2dimetil3etilbenceno	12DM3EBZ
2	hidrogeno	HYDROGEN	34	2,2dimetilheptano	22DMHP	66	1,2,4,5tetrametilbenceno	TMBZ
3	metano	METHANE	35	2,6dimetilheptano	26DMHP	67	aromático de 11 carbono	PNBZ
4	etano	ETHANE	36	3,3dimetilheptano	33DEPN	68	metilnaftaleno	NAPHTHLN
5	propano	PROPANE	37	4metiloctano	4MOCTN	69	ciclopentano	CP
6	butano	BUTANE	38	2metiloctano	2MOCTN	70	metilciclopentano	MCYCPNT
7	pentano	PENTANE	39	3etilheptano	3EHEPT	71	ciclohexano	CH
8	hexano	HEXANE	40	2metilnonano	3MNONANE	72	metilciclopentano	MCP
9	heptano	HEPTANE	41	Benceno	BENZENE	73	cis-1,3dimetilciclopentano	1C3M
10	octano	OCTANE	42	Tolueno	TOLUENE	74	tr-1,3dimetilciclopentano	1T3M
11	nonano	NONANE	43	Etil Benceno	EBENZENE	75	tr-1,2dimetilciclopentano	1T2C
12	decano	DECANE	44	M-Xileno	MXYLENE	76	metilciclohexano	MCYHXN
13	isobutano	IBUTANE	45	P-Xileno	PXYLENE	77	etilciclopentano	ECYCPNTN
14	isopentano	IPENTANE	46	O-Xileno	OXYLENE	78	cis-1,2,4trimetilciclopentano	CCCP
15	2,2dimetilbutano	22DMB	47	IsoPrpBenceno	IPRBNZN	79	1,2,3trimetilciclopentano	CMCP
16	2,3dimetilbutano	23DMB	48	1metil3etilbenceno	1M3EBNZN	80	cis-1,2dimetilciclohexano	1C2H

## Anexo 6. Componentes de las corrientes de entradas (Continuación).

Componentes de la carga								
	Nombre	Simulador		Nombre	Simulador		Nombre	Simulador
17	2metilpentano	2MPENTAN	49	1metil4etilbenceno	1M4EBNZN	81	tr-1etil2metilciclopentano	1T2E
18	3metilpentano	3MPENTAN	50	1,3,5trimetilbenceno	135MBENZ	82	1,2,3trimetilciclopentano	CTCP
19	3,3dimetil pentano	33DMP	51	1metil2etilbenceno	1M2EBNZN	83	isopropilciclopentano	IPRCYCPN
20	3metilhexano	3MHXAN	52	1,2,4trimetilbenceno	124MBENZ	84	2,2,5trimetilciclopentano	1T35TMCH
21	2,2dimetilhexano	22DMHX	53	secButilBz	SBBENZEN	85	ciclononano	CYNONANE
22	2,5dimetilhexano	25DMHX	54	1metilisopropilbenceno	1M3PRBZ	86	IsoPropilciclohexano	IPCH
23	2,4dimetilhexano	24DMHX	55	Indano	INDAN	87	nbutilciclopentano	BCYPNTAN
24	3,3dimetilhexano	33DMHX	56	1,3dietilbenceno	13DEBZ	88	Decalina cis	CDECALIN
25	2,3,3trimetilpentano	233MPN	57	1metil-4npropilbenceno	1M4PRBZ	89	1metilbuteno	1BUTENE
26	2,3dimetilhexano	23DMHX	58	nButilBenceno	BBENZENE	90	2metil1buteno	IBUTENE
27	2metil3etilpentano	2M3EPN	59	1,3dimetil5etilbenceno	5EMXYL	91	2metil2buteno	2M2BUTEN
28	2metilheptano	2MHEPT	60	1metil-2npropilbenceno	1M2PRBZ	92	2metil1penteno	2M1PNTEN
29	4metilheptano	4MHEPT	61	1,4dimetil2etilbenceno	2EMXYL	93	3metilhexeno	C3HEXENE
30	3,4dimetilhexano	34DMHX	62	1,3dimetil4etilbenceno	4EMXYL	94	3metil2penteno	3M1PNTEN
31	3metilheptano	3MHEPT	63	1,2dimetil4etilbenceno	4EOXYL	95	tr-hepteno	1HEPTENE
32	3etilhexano	3EHXAN	64	1,3dimetil2etilbenceno	2EPXYL	96	2hepteno+2metil2hexeno	HEPTENE2

Anexo 7. Datos de diseño del Fraccionador T1.



## Anexo 7. (Continuación) Bomba 1.

## CHARACTERISTICS

Max average radiant heat flux allowable	kcal/h.m <sup>2</sup>	(3)
---	-----------------------	-----

## OPERATING CONDITIONS

Run case		Normal Operating Conditions (NOP)	
		Inlet	Outlet
Fluid name		Reformate Splitter Reboiler naphtha inlet (HC) (4) (14)	
Fluid quantity, total		180 482	
Vapor	kg/h		90 241
Liquid	kg/h	180 482	90 241
Steam	kg/h		
Free Water	kg/h		
Non condensable (mole fraction on total inlet fluid)			
Vaporized weight	%	0.0	50.0
Temperature	°C	169.5	180.2
Vapor	Density (PT)	kg/m <sup>3</sup>	REFER TO ATTACHED ENTHALPY TABLES  • ISOPRESSURE HEAT CURVE @ Pin = 4.1 kg/cm <sup>2</sup> g • ISOPRESSURE HEAT CURVE @ Pmid = 3.1 kg/cm <sup>2</sup> g • ISOPRESSURE HEAT CURVE @ Pout = 2.1 kg/cm <sup>2</sup> g
	Viscosity	cP	
	Molecular weight	kg/kmol	
	Specific heat	kcal/kg.°C	
Thermal cond.	kcal/h.m.°C		
Liquid	Density (PT)	kg/m <sup>3</sup>	
	Viscosity	cP	
	Specific heat	kcal/kg.°C	
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C	
Inlet pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	4.1	
Pressure drop (allow)	kg/cm <sup>2</sup>	2.0 (6)	
Absorbed heat	Mkcal/h	7.470 (1) (2)	

## CONSTRUCTION (8)(10)(11)(12)(15)

Design pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	6.0
Tube material (process side)		Carbon steel (7) (13)
Corrosion allowance	mm	3.0 (7)
Fuel		Fuel Gas / Fuel Oil (9)

## Anexo 7. (Continuación) Bomba 2.

## FLUID HANDLED

Operating case	NOP	
Fluid circulated	Reformate Splitter Reboiler Feed (2)	
Corrosive/erosive agents	No / No	
Pumping temperature	°C	169.6 (3)
Viscosity	(PT) cP	0.19
Vapor pressure	(PT) kg/cm <sup>2</sup> abs	3.13
Density	(60°F/15°C) kg/m <sup>3</sup>	833.4
Density	(PT) kg/m <sup>3</sup>	693.7

## OPERATING CONDITIONS

Normal flow	m <sup>3</sup> /h	260.2 (4) (5)
Design flow	m <sup>3</sup> /h	314.8 (6)
Suction pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	2.5 (3)
Discharge pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	7.7 (7)
Differential pressure	kg/cm <sup>2</sup>	5.2 (8)
Differential head	m	75 (8)
NPSH available	m	6 (9)
Normal hydraulic power	kW	37

## PUMP

Number and type	2 (1 operating + 1 spare) / Centrifugal	
Assumed efficiency	0.73 (10)	
Normal shaft power (estimated) kW	55 (10)	
Material	S-4 (11)	

## DRIVER

Type	operating	Fixed speed motor
	spare	Fixed speed motor
Nominal power (estimated) kW	75 (10) (12)	
Consumption (estimated)(1) kW	59 (10)	

## Anexo 7. (Continuación) Horno. CHARACTERISTICS

Max average radiant heat flux allowable	kcal/h.m <sup>2</sup>	62 500 (9)
---	-----------------------	------------

### OPERATING CONDITIONS (3)

Run case		THERMAL DESIGN CASE (1)		HYDRAULIC DESIGN CASE (5)	
		Inlet	Outlet	Inlet	Outlet
Fluid name		Naphtha Feed + Recycle Gas (HC + H <sub>2</sub> ) (4) (18)		Naphtha Feed + Recycle Gas (HC + H <sub>2</sub> ) (4) (18)	
Fluid quantity, total		90 388 (2)		100 931 (2) (5)	
Vapor	kg/h	90 388	90 38	100 931	100 931
Liquid	kg/h				
Steam	kg/h				
Free Water	kg/h				
Non condensable (mole fraction on total inlet fluid)					
Vaporized weight		100.0		100.0	
Temperature		363.1		420.3	
Vapor	Density (PT)	kg/m <sup>3</sup>	3.350	2.558	3.111
	Viscosity	cP	0.020	0.023	0.021
	Molecular weight	kg/kmol	35.19	35.19	35.64
	Specific heat	kcal/kg.°C	0.746	0.834	0.780
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C	0.110	0.162	0.126
Liquid	Density (PT)	kg/m <sup>3</sup>			
		cP			
	Specific heat	kcal/kg.°C			
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C			
Inlet pressure		kg/cm <sup>2</sup> g		4.10	
Pressure drop (allow)		kg/cm <sup>2</sup>		0.25 (6)	
Absorbed heat		Mkcal/h		11.085 (1) (2)	
				10.066	

### CONSTRUCTION (8)(10)(11)(13)(14)(15)

Design pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	6.9 (16)
Tube material (process side)		9 Cr - 1 Mo (7) (12) (17)
Corrosion allowance	mm	2.0 (7)
Fuel		Fuel Gas (19)

## Anexo 7. (Continuación) Intercambiador.

## CHARACTERISTICS

Size	:	(1)	Type	:	AES (2)	TEMA class	R
Surf./Unit	:	(1) m <sup>2</sup>	Shell/Unit	:	1 (2)	Surf./Shell	: (1) m <sup>2</sup>

## PERFORMANCE OF ONE UNIT

Run case		NOP				
		Shell Side		Tube Side		
Fluid name		Splitter Feed (3)		Splitter Bottom (3)		
Fluid quantity, total		115 188 (4)		100 192 (5)		
Vapor	(in/out) kg/h					
Liquid	(in/out) kg/h	115 188	115 188	100 192	100 192	
Steam	(in/out) kg/h					
Free water	(in/out) kg/h					
Non condensable (mole fraction on total inlet fluid)						
Temperature	(in/out) °C	111.7	137.5	169.4	140.5	
Vapor	Density	kg/m <sup>3</sup>				
	Viscosity	cP				
	Molecular weight	kg/kmol				
	Specific heat	kcal/kg.°C				
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C				
Liquid	Density	kg/m <sup>3</sup>	725.9	699.4	696.1	726.8
	Viscosity	cP	0.25	0.21	0.19	0.24
	Specific heat	kcal/kg.°C	0.534	0.555	0.568	0.545
	Thermal cond.	kcal/h.m.°C	0.093	0.087	0.082	0.088
Latent heat		kcal/kg				
Inlet pressure		kg/cm <sup>2</sup> g	4.8		10.4	
Velocity		m/s				
Pressure drop		kg/cm <sup>2</sup>	Allow. 0.4 (6) Calc.		Allow. 0.6 (6) Calc.	
Fouling resistance		m <sup>2</sup> .°C.h/kcal	0.00040		0.00040	
Heat exchanged		Mkcal/h	1.615 (7)	LMTD (corrected): (1) °C		
Transferrate		kcal/h.m <sup>2</sup> .°C		(1)		

## GENERAL DESIGN INFORMATION

Note	Design conditions	Shell Side		Tube Side
	Pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	12.7 (8)	16.5 (9)
	Temperature	°C	165.5	197.4
	Ext. Pressure	FV	@137.5°C	@
	MDMT	°C	4.8	4.8
Note	Other operating conditions			
(10)	Pressure	kg/cm <sup>2</sup> g	-0.5	-0.5
	Temperature	°C	110.0	110.0
	Pressure	kg/cm <sup>2</sup> g		
	Temperature	°C		
	Pressure	kg/cm <sup>2</sup> g		
	Temperature	°C		





## Anexo 8. Resultados de las diferentes simulaciones de las corrientes S2 y S8.

Componentes	Simulación benceno 4.29 %v		Simulación benceno 6.10 %v		Simulación benceno 8.22 %v	
	S2	S8	S2	S8	S2	S8
H2O	0.00	0.000	0.00	9.6E-38	0.00	6E-38
HYDROGEN	0.00	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
METHANE	0.00	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
ETHANE	0.00	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
PROPANE	0.4	0.000	0.03	7.8E-31	0.00	1E-33
BUTANE	2.2	0.000	2.66	5E-20	2.99	2E-20
IBUTANE	1.14	0.000	1.21	9.2E-23	1.07	3E-23
PENTANE	2.09	0.000	2.67	6.8E-12	2.97	3E-12
IPENTANE	2.55	0.000	3.5	2.1E-13	4.06	1E-13
HEXANE	5.6	0.001	4.9	0.00044	4.59	0.0002
2MPENTAN	4.77	0.000	4.98	3.5E-06	4.99	2E-06
3MPENTAN	3.35	0.000	3.73	3.1E-05	3.81	2E-05
22DMB	0.37	0.000	0.51	4.3E-09	0.73	3E-09
23DMB	0.78	0.000	0.91	7.2E-07	1.01	4E-07
CP	0.53	0.000	0.47	5.9E-09	0.34	2E-09
MCYCPNT	1.32	0.009	0.6	0.00247	0.29	0.0008
MCP	1.06	0.007	0.55	0.00235	0.25	0.0008
CH	0.79	0.113	0.13	0.01476	0.06	0.0056
<b>BENZENE</b>	<b>4.29</b>	<b>0.206</b>	<b>6.1</b>	<b>0.204</b>	<b>8.22</b>	<b>0.202</b>
HEPTANE	3.73	3.266	2.23	2.64325	1.53	2.38
2MHXAN	2.5	2.066	2.27	1.86994	1.75	1.6274
3MHXAN	3.08	2.832	2.8	2.65259	2.15	2.3898
3EPENT	0.28	1.299	0.25	1.27908	0.21	1.2647
22DMP	0.14	0.038	0.2	0.02202	0.2	0.0129
23DMP	0.85	1.173	0.75	1.09701	0.62	1.0295
33DMP	0.12	0.233	0.16	0.22209	0.17	0.2068
24DMP	0.4	0.088	0.38	0.04933	0.33	0.0285
223MB	0.01	0.017	0.02	0.01339	0.02	0.0101
ECYCPNTN	0.42	0.298	0.09	0.14757	0.04	0.1262
MCYHXN	1.67	0.758	0.00	7.7E-05	0.09	0.0396
TOLUENE	12.41	23.287	17.38	25.7161	21.01	27.679
OCTANE	2.07	1.260	0.81	0.79512	0.34	0.6323
2MHEPT	1.7	2.964	0.97	2.69564	0.38	2.5024
3MHEPT	1.82	0.662	1.04	0.36722	0.46	0.1621
4MHEPT	0.67	0.244	0.55	0.19431	0.22	0.0776

## Anexo 8. (Continuación).

Componentes	Simulación benceno 4.29 %v		Simulación benceno 6.10 %v		Simulación benceno 8.22 %v	
	S2	S8	S2	S8	S2	S8
22DMHX	0.25	0.091	0.25	0.08802	0.06	0.0217
23DMHX	0.34	0.896	0.23	0.85438	0.00	0.7769
33DMHX	0.09	1.343	0.09	1.34511	0.04	1.3349
25DMHX	0.28	0.101	0.25	0.08712	0.1	0.0348
24DMHX	0.41	0.148	0.33	0.11548	0.17	0.0594
233MPN	0.09	0.034	0.06	0.02183	0.12	0.0435
2M3EPN	0.08	0.030	0.04	0.01447	0.02	0.0073
34DMHX	0.07	0.026	0.05	0.01807	0.03	0.0109
IPRCYCPN	0.06	0.078	0.02	0.06191	0.00	0.0544
1C2H	0.25	0.103	0.03	0.01211	0.01	0.0041
EBENZENE	1.9	21.841	2.41	22.0902	2.73	22.355
NONANE	0.72	0.579	0.21	0.40773	0.05	0.358
33DEPN	0.32	1.954	0.17	1.90348	0.01	1.8602
BCYPNTAN	0.12	0.075	0.02	0.038	0.00	0.0311
1T35TMCH	0.07	0.026	0.03	0.01127	0.02	0.0078
DECANE	0.23	0.078	0.05	0.02267	0.00	0.0078
3MNONANE	0.21	0.134	0.05	0.08451	0.03	0.0789
BBENZENE	0.61	4.007	0.72	4.04823	0.36	3.9383
PNBZ	0.68	0.233	0.75	0.24971	0.78	0.2592
IPCH	0.32	0.127	0.07	0.03309	0.04	0.0222
3EHXAN	0.47	0.173	0.25	0.08919	0.11	0.0392
235MHX	0.05	0.017	0.07	0.02273	0.05	0.0162
22DMHP	0.02	0.007	0.19	0.06083	0.21	0.0671
26DMHP	0.59	0.194	0.25	0.07994	0.04	0.0128
4MOCTN	0.43	0.143	0.3	0.09722	0.05	0.0162
C3HEXENE	0.06	0.000	0.04	1.7E-06	0.05	1E-06
2MOCTN	0.63	0.208	0.3	0.0964	0.05	0.016
3EHEPT	0.66	0.222	0.32	0.10447	0.07	0.0228
MXYLENE	6.54	3.071	8.63	3.93079	9.43	4.2841
PXYLENE	2.49	1.165	3.23	1.46549	3.52	1.5929
OXYLENE	2.96	1.413	3.88	1.79719	4.28	1.9773
IPRBNZN	0.11	15.225	0.08	15.2417	0.07	15.326
1M3EBNZN	1.6	0.670	2.12	0.86084	2.02	0.8183
1M4EBNZN	0.69	0.288	0.92	0.37213	0.91	0.3672
135MBENZ	1.1	0.461	1.5	0.60948	1.39	0.5635

## Anexo 8. (Continuación).

Componentes	Simulación benceno 4.29 %v		Simulación benceno 6.10 %v		Simulación benceno 8.22 %v	
	S2	S8	S2	S8	S2	S8
1M2EBNZN	0.59	0.251	0.59	0.24363	0.56	0.2307
124MBENZ	3.71	1.571	4.8	1.9725	4.42	1.8121
SBENZEN	0.04	0.015	0.03	0.01097	0.02	0.0073
1M3PRBZ	0.05	0.019	0.03	0.01097	0.04	0.0146
INDAN	0.16	0.075	0.23	0.10489	0.21	0.0955
13DEBZ	0.15	0.057	0.14	0.05133	0.11	0.0402
1M4PRBZ	0.52	0.195	0.6	0.2189	0.52	0.1893
1M2PRBZ	0.14	0.053	0.13	0.04815	0.12	0.0444
5EMXYL	0.36	0.136	0.41	0.15045	0.35	0.1282
2EMXYL	0.23	0.089	0.21	0.07913	0.19	0.0714
4EMXYL	0.21	0.080	0.21	0.07799	0.19	0.0704
4EOXYL	0.39	0.149	0.4	0.14826	0.36	0.1332
2EPXYL	0.02	0.008	0.02	0.00743	0.02	0.0074
12DM3EBZ	0.09	0.035	0.07	0.02643	0.08	0.0301
TMBZ	0.25	0.097	0.28	0.10518	0.25	0.0937
NAPHTHLN	0.06	0.028	0.09	0.04025	0.08	0.0357
1C3M	0.36	0.145	0.11	0.04252	0.05	0.0192
1T3M	0.42	0.176	0.12	0.0483	0.06	0.024
1T2C	0.66	0.278	0.15	0.06073	0.07	0.0282
CCCP	0.21	0.084	0.04	0.01559	0.02	0.0078
CMCP	0.39	0.158	0.1	0.03932	0.04	0.0157
CTCP	0.07	0.028	0.05	0.01945	0.00	0.00
1T2E	0.26	0.104	0.02	0.00777	0.03	0.0116
CYNONANE	0.07	0.028	0.07	0.02676	0.01	0.0038
CDECALIN	0.04	0.015	0.02	0.00739	0.02	0.0074
1BUTENE	0.07	0.000	0.00	0.00	0.00	0.00
IBUTENE	0.08	0.000	0.04	3.4E-23	0.04	2E-23
3M1PNTEN	0.09	0.000	0.06	3.7E-09	0.06	2E-09
HEPTENE2	0.07	0.029	0.03	0.01219	0.03	0.0122
1HEPTENE	0.06	0.024	0.03	0.01167	0.04	0.0154
2M1PNTEN	0.09	0.000	0.04	2.9E-07	0.05	2E-07
2M2BUTEN	0.13	0.000	0.06	2.4E-13	0.08	2E-13

## Anexo 9. Parámetros para las diferentes simulaciones de Catalizado Estable.

Parámetros para las diferentes simulaciones de Catalizado Estable.					
	Parámetros	Unidad	Benceno 8.22	Benceno 6.10	Benceno 4.29
S1	Flujo	kg-mol/h	707.7907	707.7907	707.7907
	Temperatura	°C	149.8	149.8	149.8
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	12.23	12.23	12.23
S2	Flujo	kg-mol/h	427.32	419.46	415.15
	Temperatura	°C	35	35	35
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	6.53	6.53	6.53
S3	Flujo	kg-mol/h	1135.11	1127.25	1122.94
	Temperatura	°C	112.76	112.37	111.74
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	5.83	5.83	5.83
Intercambiador E1	Temperatura Salida Caliente	°C	139.52	139.83	139.19
	Caída de Presión Salida Caliente	kgf/cm <sup>2</sup>	0.6	0.6	0.6
	Temperatura Salida Fría	°C	139.18	138.69	137.86
	Caída de Presión Salida Fría.	kgf/cm <sup>2</sup>	0.4	0.4	0.4
	Duty	Mkcal/h	1.615	1.615	1.615
S4	Flujo	kg-mol/h	1135.11	1127.25	1122.94
	Temperatura	°C	139.18	138.69	137.86
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	5.43	5.43	5.43
Válvula Intermedia V1	Temperatura	°C	135.57	135.91	135.31
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	2.8	2.8	2.8
	Caída de Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	2.63	2.63	2.63
S5	Flujo	kg-mol/h	1135.11	1127.25	1122.94
	Temperatura	°C	135.57	135.91	135.31
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	2.8	2.8	2.8

## Anexo 9. (Continuación).

Parámetros para las diferentes simulaciones de Catalizado Estable.					
	Parámetros	Unidad	Benceno 8.22	Benceno 6.10	Benceno 4.29
Fraccionador T1	Temperatura Plato 2	°C	94.0	93.7	93.8
	Presión Plato 2	kgf/cm <sup>2</sup>	2.64	2.64	2.64
	Temperatura Plato 49	°C	163.3	163.1	162.0
	Presión Plato 49	kgf/cm <sup>2</sup>	3.12	3.12	3.12
	Duty Condensador	Mkcal/h	7.9423	7.5722	7.3784
	Duty Rehervidor	Mkcal/h	7.6116	7.2963	7.0002
S6	Flujo	kg-mol/h	226.03	213.02	207.27
	Temperatura	°C	45	45	45
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	2.63	2.63	2.63
S7	Flujo	kg-mol/h	0	0	0
	Temperatura	°C	45	45	45
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	2.63	2.63	2.63
S8	Flujo	kg-mol/h	2526.31	2540.54	2551.43
	Temperatura	°C	169.96	169.75	168.57
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	3.13	3.13	3.13
S9	Flujo	kg-mol/h	1617.23	1626.31	1635.75
	Temperatura	°C	170.57	170.38	169.18
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	11.9	11.9	11.9
S10	Flujo	kg-mol/h	1617.23	1626.31	1635.75
	Temperatura	°C	180	180	180
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	9.9	9.9	9.9

## Anexo 9. (Continuación).

Parámetros para las diferentes simulaciones de Catalizado Estable.					
	Parámetros	Unidad	Benceno 8.22	Benceno 6.10	Benceno 4.29
S11	Flujo	kg-mol/h	898.19	903.22	908.47
	Temperatura	°C	170.30	170.10	168.91
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	7.7	7.7	7.7
S12	Flujo	kg-mol/h	898.19	903.22	908.47
	Temperatura	°C	139.52	139.83	139.19
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	7.1	7.1	7.1
Intercambiador E2	Temperatura Salida	°C	180	180	180
	Caída de Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	2	2	2
	Duty	Mkcal/h	0.9268	0.9610	1.1022
Bomba P1	Levantamiento de Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	4.57	4.57	4.57
	Temperatura	°C	170.30	170.10	168.91
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	7.7	7.7	7.7
Bomba P2	Levantamiento de Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	8.77	8.77	8.77
	Temperatura	°C	170.57	170.38	169.18
	Presión	kgf/cm <sup>2</sup>	11.9	11.9	11.9