



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

*Evaluación técnico - económica para la incorporación de la
planta de isomerización en el esquema de procesamiento de
la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.*

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

Autor: Ing. Bárbara Lisette Pérez Calero

Matanzas
2018



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



CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS

***Evaluación técnico - económica para la incorporación de la
planta de isomerización en el esquema de procesamiento de
la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.***

Autor: Ing. Bárbara Lisette Pérez Calero

Tutores: MSc. Serguei Varela Pared

MSc. Leiby Montes de Oca Rodríguez

Matanzas

2018

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, BÁRBARA LISETTE PÉREZ CALERO, mayor de edad, vecino de Calle 59 Edificio 26 Apto 14 entre 34 y 36, Cienfuegos, identificado con CI-62060405892, actuando en nombre propio, en mi calidad de autor del presente trabajo denominado:

Evaluación de la factibilidad técnico - económica de incorporar la Planta de Isomerización en el esquema de procesamiento de la Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”

Hago entrega del ejemplar respectivo y de sus anexos en formato, además de 2 copias impresas. Autorizo a la Universidad de Matanzas para que use en todas sus formas, los derechos patrimoniales de reproducción, comunicación pública, transformación y distribución que me correspondan como creador de la obra, objeto del presente documento. La presente autorización se hace extensiva no solo a las facultades y derechos de uso sobre la obra en formato o soporte material, sino también, para formato virtual, electrónico, digital, óptico, uso en red, internet e intranet.

Manifiesto que la obra objeto de la presente autorización, es original y se realizó sin violar o usurpar derechos de autor de terceros, por lo tanto, la obra es de su exclusiva autoría y detenta la titularidad sobre la misma.

Para constancia se firma el presente documento a los 26 días del mes Octubre de 2018.

EL AUTOR

Bárbara Lisette Pérez Calero

AGRADECIMIENTOS

A mis familiares y compañeros de trabajo, que con su apoyo incondicional, han contribuido a la realización de este pequeño sueño.

DEDICATORIA

*A las nuevas generaciones, que sabrán dar continuidad al legado de nuestro empeño por
desarrollar la industria petrolera cubana.*

RESUMEN

En la refinería de petróleo de Cienfuegos, la nafta virgen ligera que se obtiene de la destilación del crudo, tiene como destino comercial la mezcla con la nafta reformada para la obtención de Gasolinas. Debido a su bajo número de octano incide negativamente en la calidad de las mismas, y con ello, en la rentabilidad de la empresa. En tal sentido es objetivo de este estudio evaluar la factibilidad técnico-económica para incorporar la unidad de isomerización en el esquema de procesamiento de la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos. Se analiza la tecnología existente con la nueva alimentación proveniente de la mezcla de los crudos 88 % de Mesa-30 y 12 % de Merey-16, determinándose, a través de una matriz de selección, el esquema y catalizador adecuado a las características de la materia prima que permita incrementar el número de octano de la nafta virgen liviana. Para determinar la factibilidad técnica se simuló en PetroSim 6.0 y el modelo termodinámico *Grayson Streed*, lo que demuestra la viabilidad técnica del esquema seleccionado. Se realiza un estimado de costo Clase IV, que permite estimar el costo de reactivación de la unidad en 1 638 450 USD, con una desviación de $\pm 25\%$, por consiguiente la reactivación es factible al tener los indicadores de rentabilidad con los valores aceptables al recuperar la inversión en el 7mo año con una tasa de retorno interna de 18,94 % para el rango de variación del estimado de costo de inversión.

Palabras claves: Isomerización-naftas- simulación-evaluación

Abstract

In the oil refinery of Cienfuegos, the light virgin naphtha obtained from the distillation of crude oil, has as a commercial destination the mixture with the reformed naphtha for obtaining Gasolines. Due to its low octane number it negatively affects the quality of the same, and with it, in the profitability of the company. In this regard, it is the objective of this study to evaluate the technical-economic feasibility to incorporate the isomerization unit in the processing scheme of the Camilo Cienfuegos oil refinery. The existing technology is analyzed with the new feed coming from the mixture of crude 88% of Mesa-30 and 12% of Merey-16, determining, through a selection matrix, the scheme and catalyst appropriate to the characteristics of the raw material that allows increasing the octane number of light virgin naphtha. To determine the technical feasibility, it was simulated in PetroSim 6.0 and the Grayson Streed thermodynamic model, demonstrating the technical feasibility of the selected scheme. A cost estimate of Class IV is made, which allows estimating the reactivation cost of the unit in 1 638 450 USD, with a deviation of $\pm 25\%$, therefore the reactivation is feasible to have the profitability indicators with acceptable values to the recover the investment in the 7th year with an internal return rate of 18.94 % for the variation range of the investment cost estimate.

Keywords: Isomerization-naphthas- simulation-evaluation

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA	4
1.1 Composición y propiedades de los crudos.....	4
1.2 Propiedades y características de los productos de la refinación	5
1.3 Métodos de mejoramiento del octanaje	7
1.4 Catalizadores de Isomerización	13
1.5 Simulación de procesos	17
1.5.1 Programas utilizados en la simulación de procesos químicos.....	18
1.6 Gestión y estimación de costos	20
1.7 Análisis de factibilidad económica	24
1.8 Conclusiones parciales.....	28
CAPÍTULO II. DISEÑO METODOLÓGICO.....	29
2.1 Descripción del esquema de Isomerización actual	29
2.1.1. Características generales de la Planta de Isomerización	29
2.2 Descripción del esquema seleccionado.....	31
2.2.1 Esquema DIP+DIH, DP modificado	32
2.3 Evaluación de la Planta de Isomerización.	35
2.3.1 Obtención del modelo de simulación.....	35
2.4 Estimación de costos.....	42
2.4.1 Métodos para la estimación del costo de equipamiento	42
2.5 Estudio de Factibilidad	44
2.6 Conclusiones Parciales	49
CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS	50
3.1 Obtención del modelo de simulación del esquema de isomerización.	50
3.2 Validación del modelo de la unidad de destilación al vacío.....	50
3.2 Análisis de sensibilidad	51
3.3 Estudio simulado de la unidad de isomerización.....	53
3.4 Estimado de costo de las modificaciones a la unidad de isomerización.....	58
3.5 Factibilidad técnica económica de la reactivación de la unidad de isomerización.....	59
3.5.1 Balance de materiales.....	59
3.5.2 Flujo de caja	61
3.6 Conclusiones Parciales	63

CONCLUSIONES.....	64
RECOMENDACIONES	65
BIBLIOGRAFÍA	66
ANEXOS	70

INTRODUCCIÓN

A través de los años se han ido incrementando las exigencias de calidad para los carburantes, a las que en el presente se adicionan las impuestas por las regulaciones medioambientales. La supresión del empleo de tetraetilo de plomo y la resistencia al uso del éter metíl-terbutílico (MTBE), así como las regulaciones en cuanto al contenido de benceno 0,62 % máximo según la Agencia de Protección Ambiental (EPA), por sus propiedades cancerígenas y de azufre en las Gasolinas han conducido a un incremento del contenido de parafina con elevado índice de octano en el *pool* de gasolinas.

La fracción nafta virgen ligera formada básicamente por los hidrocarburos C₅-C₆ posee un bajo octanaje en el orden de las 65 unidades debido a la poca proporción de hidrocarburos ramificados. La isomerización de este corte hace posible su transformación en un producto valioso con octanaje que va desde 84 hasta 92 RON, es decir, en un excelente componente para el pool de gasolina. La inclusión de un Isomerizador en el esquema de una refinería permite elevar el octanaje en el *pool* en 1-3 puntos, además de hacer posible el ajuste del corte inyectado al reformador para reducir el contenido de benceno y sus precursores, incorporándolos a la materia prima del Isomerizador (Fahim, 2010).

En la actualidad se estima que la proporción de isomerizado en el *pool* de gasolina se ha incrementado respecto a la nafta reformada reduciendo así el contenido de aromáticos totales cuya presencia está regulada. Son numerosas las referencias acerca de la conversión de los isomerizadores (García *et al.*, 2005). Por la similitud de muchos de sus componentes las tecnologías más usadas son las rusas *Neftehim*, americanas *UOP* y francesas *AXENS*.

En la actualidad cubana, por la tecnología y el *pool* de que disponemos, se producen y comercializan gasolinas con índices de calidad inferiores a los deseados.

La refinería “Camilo Cienfuegos”, ubicada al norte de la bahía de Cienfuegos, es una de las grandes inversiones que se iniciaron con la colaboración de la desaparecida Unión Soviética, la misma tiene entre sus instalaciones una Planta de Isomerización (sección 500) que por diversas razones nunca fue puesta en explotación, la misma estaba destinada para la isomerización del normal pentano existente en la fracción estable PIE-70 °C y a los efectos de obtener un compuesto isoparafínico de alto octanaje 90 RON para ser usado como componente de mezcla de gasolina,

separando el contenido de hexano, utilizándolo directamente como componente de Gasolina y Nafta industrial.

Debido al bajo valor del número de octano de la fracción nafta virgen ligera obtenida en el proceso de destilación primaria y su impacto negativo en el *pool* de gasolina, unido al desarrollo que se ha alcanzado en los procesos de isomerización, es de particular importancia poner a producir dicho isomerizador, empleando como materia prima la fracción C5 y C6 con lo cual la Refinería lograría incrementar su rentabilidad y mejorar los índices de calidad del pool de gasolina.

Esta realidad llevó al grupo de ingeniería de procesos de la empresa, a realizar un trabajo de investigación con la Universidad “Carlos Rafael Rodríguez” de Cienfuegos, para analizar la tecnología existente con la nueva alimentación proveniente de la mezcla de los crudos 88 % de Mesa-30 y 12 % de Merey-16, determinando, a través de una matriz de selección, el esquema y catalizador adecuado a las características de la materia prima que permita incrementar el número de octano de la nafta virgen liviana.

La puesta en operación de esta planta, además de favorecer la calidad de la gasolina terminada, impactaría positivamente en la operación de la planta de reformación catalítica al poder trabajar en condiciones moderadas durante períodos más amplios, al preservar la calidad del Reformado, alargar los ciclos entre regeneraciones, disminuyendo los gastos por este concepto y su correspondiente mantenimiento.

Problema científico

¿Será posible procesar en la planta de isomerización existente en la refinería “Camilo Cienfuegos” la nafta virgen ligera que se obtiene actualmente y afecta negativamente la calidad de la gasolina comercial?

Hipótesis

Si se evalúa técnica – económicamente la reactivación de la unidad de isomerización de la refinería de Cienfuegos es posible determinar si permite obtener gasolina comercial con mayor número de octano.

Objetivo general

Evaluar técnica y económicamente la incorporación de la planta de isomerización en el esquema de procesamiento de la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”.

Objetivos específicos

1. Analizar, a partir de la bibliografía, las principales características de los procesos de isomerización.
2. Obtener un modelo de simulación del proceso de isomerización existente en la refinería.
3. Validar el modelo de simulación.
4. Evaluar la unidad de isomerización existente con el esquema seleccionado.
5. Evaluar la factibilidad técnica y económica de la planta de isomerización.

CAPÍTULO I. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

En este capítulo se resume la composición y caracterización de los petróleos crudos, se especifica las características de las gasolinas, se hace una breve referencia de los procesos de obtención de gasolinas, se enfatiza en la isomerización de las naftas ligeras, los principales esquemas tecnológicos, reacciones que ocurren, los parámetros de proceso más importantes y el control de éstos, así como los catalizadores más usados. Se mencionan los *softwares* más utilizados en la simulación de plantas de refinación de petróleo y se hace una breve referencia de la manera que se debe realizar la gestión y estimado de costo del proyecto y el análisis de la factibilidad económica.

1.1 Composición y propiedades de los crudos

La composición química del petróleo es muy variada, tanto en los elementos presentes como en los compuestos químicos contentivos (Anexos 1 y 2). Su composición elemental está comprendida, normalmente, dentro de los siguientes intervalos (Urpí, 2008):

Tabla 1.1: Composición elemental del petróleo crudo

Elementos	Carbono	Hidrógeno	Azufre	Nitrógeno	Oxígeno	Metales
% Peso	84 - 87	11 - 14	0 - 8	1,6	1,8	0,1

Los hidrocarburos presentes en el crudo se clasifican en tres tipos, dependiendo de las cadenas orgánicas hidrocarbonadas que lo conforman: parafinas (Anexo 3), naftenos (Anexo 4) y aromáticos (Anexo 5). Clasificando los crudos de acuerdo al tipo de cadena predominante (Gary *et al*, 2006).

Propiedades

Una serie mínima de propiedades permiten un conocimiento básico de la calidad de un crudo, se trata de su densidad, contenido en azufre y curva TBP (Urpí, 2008).

Densidad

La densidad en °API (*American Petroleum Institute*) se define a partir de la densidad relativa o “*Specific Gravity 60/60°F*”, mediante la siguiente expresión:

$$^{\circ}\text{API} = \frac{141,5}{\text{s. gr.}} - 131,5$$

La densidad en °API da una idea de la ligereza del crudo, siendo más ligero cuanto mayor sea el °API y más favorable para la obtención de destilados con mayor valor agregado como gasolina, JET y diésel. Los crudos ligeros están en el rango de 43 a 30 °API y los pesados, de 23-10 °API. (Campbell, 2001)

Azufre

El contenido en azufre de un crudo es un factor importante, ya que se trasladará casi en su totalidad a los productos de la refinación que están sometidos a fuertes restricciones de calidad respecto a su contenido; siendo necesaria su eliminación mediante procesos que encarecen la operación. El contenido de azufre normalmente se encuentra en el intervalo de 0,2-4 % en peso (Urpí, 2008).

1.2 Propiedades y características de los productos de la refinación

Generalidades

El crudo no tiene aplicaciones prácticas, tal y como se obtiene del yacimiento, sin embargo, sometido a las operaciones básicas de la industria de refinación, da lugar a un conjunto de productos de uso energético directo y otros, que son materia prima de la industria petroquímica. De forma genérica, pueden listarse los siguientes productos (Decoopman, 2002):

- Gases licuados (LPG): Propano y Butano
- Gasolinas automotor y aviación
- Turbocombustible de aviación
- Diésel Automotor
- Gasóleos de calefacción
- *Fuel Oil* marino para buques
- *Fuel Oil* para hornos y calderas
- Disolventes
- Aceites lubricantes
- Betunes para la fabricación de asfaltos
- Coque combustible
- Azufre, extractos aromáticos y parafinas.

El rendimiento que se obtiene de cada producto en una refinería, dependerá del crudo procesado y el esquema de refinación utilizado.

Propiedades principales de los productos de la refinación

Para clasificar los productos derivados del petróleo crudo se determinan un conjunto de propiedades físicas, dentro de las cuales están:

- **Destilación ASTM-D86**

Evalúa el rango de destilación de la fracción obtenida; se lleva a cabo a condiciones atmosféricas, realizando observaciones sistemáticas de las temperaturas y los volúmenes de condensado recogido (Urpí, 2008).

- **Presión de Vapor Reid**

La Presión de Vapor Reid, RVP, no es más que la presión relativa desarrollada por los vapores desprendidos por una muestra de combustible encerrada en un recipiente metálico a 37,8 °C. Este análisis es realizado únicamente a los productos ligeros, gas licuado del petróleo *GLP*, naftas y gasolinas, mediante las normas ASTM D-323 y ASTM D-1267 (Urpí, 2008).

- **Número de Octano**

Es la característica esencial de las gasolinas utilizadas en los motores de encendido por bujía. Determina las cualidades de combustión de hidrocarburos y sus condiciones óptimas de utilización. Está, estrechamente asociada a la noción de rendimiento (Urpí, 2008) .

El comportamiento antidetonante de las gasolinas se define con el término “número de octano” y los compuestos de referencia son:

- Heptano: número de octano 0
- Iso-octano: número de octano 100

Dado que la tendencia a la detonación depende de las condiciones de funcionamiento se definen dos números de octano:

- *Motor Octane Number MON*, reproduce las condiciones de circulación en carretera.
- *Research Octane Number RON*, reproduce las condiciones de circulación en ciudad.

- **Punto de Inflamación**

El punto de inflamación, mide la temperatura mínima a la que una llama produce la inflamación de los gases producidos por la evaporación superficial del combustible confinado en un vaso abierto o cerrado. Da una indicación de las condiciones de seguridad que deben adoptarse en la utilización del combustible para prevenir accidentes (Urpí, 2008).

Características de las gasolinas

Es el combustible utilizado en los automóviles de explosión y resultado de una mezcla de varios componentes obtenidos en diferentes procesos de refinación; hidrocarburos desde C4 hasta C11, que destilan entre los 25 y 220 °C.

Pueden contener componentes oxigenados como el etanol, en proporciones variables. Tienen también, un contenido muy bajo, del orden de las partes por millón de azufre y nitrógeno.

La principal especificación medida a las gasolinas es su Número de Octano, además de otras, que se relacionan a continuación:

- RVP
- Densidad
- Oxigenados
- Azufre
- Curva de Destilación ASTM D-86
- Período de Inducción

Las especificaciones usadas en nuestro país para las gasolinas se muestran en el Anexo 6, según el Catalogo de especificaciones de la Unión (CUPET, 2014).

1.3 Métodos de mejoramiento del octanaje

Reformación catalítica

La reformación catalítica es el proceso químico utilizado en la refinación del petróleo, fundamental en la producción de gasolina. Permite aumentar el número de octano de la nafta pesada obtenida en la destilación atmosférica del crudo. Se desarrolla a altas temperaturas, presiones moderadas en presencia de catalizadores sólidos de platino y otros metales nobles soportados sobre alúmina. Produce la transformación de hidrocarburos parafínicos y nafténicos en isoparafínicos y aromáticos, con producción, además, de hidrógeno, aprovechado en otros procesos de refinación (Montesdeoca, 2013).

Alquilación

La alquilación es un proceso que permite obtener componentes de gasolina a partir de hidrocarburos insaturados de C3 y C4. Consiste en la adición de isobutano a compuestos: olefínicos, butenos especialmente n-buteno, propileno y amilenos (Amanqui *et al.*, 2011).

Isomerización

El proceso de isomerización pertenece a los procesos catalíticos selectivos, transformando los hidrocarburos parafínicos de 5 y 6 átomos de carbono en sus correspondientes isómeros ramificados. La reacción está limitada termodinámicamente, alcanzando mayor conversión a temperaturas bajas (Amanqui *et al.*, 2011).

Actualmente, se focaliza la isomerización de fracciones de pentano y hexano como componentes de naftas, a fin de evitar el uso de aditivos en base plomo (Benini *et al.*, 2011). La nafta ligera de destilación directa tiene un índice de octano entre 50 a 70, dependiendo del tipo de crudo y corte de destilación. Los valores de octano de los componentes normal parafínicos son inferiores que la de los productos ramificados como se muestra en la Tabla No.2.

Tabla 1.2: Propiedades de los hidrocarburos C5 y C6

COMPONENTE	RON	MON	TEMP EBULLICIÓN (°C)
Isopentano (isom. obtenido)	93	90	27,9
Normal Pentano	62	61	36,1
Ciclopentano	101	85	49,3
2,2 Dimetil butano (isom. obtenido)	93	93	49,7
2,3 Dimetil butano (isom. obtenido)	104	94	58
2 Metil Pentano	73	73	60
3 Metil Pentano	74	74	63
N- Hexano	30	25	98,4
Metil ciclo Pentano	95	80	80,7
Ciclohexano	83	77 ⁺	80,7
Benceno	>100	>100	80,1

El proceso de isomerización puede realizarse en dos secciones: sección de hidrotratamiento y sección de isomerización.

Reacciones del proceso de isomerización

Las reacciones típicas en una unidad de Isomerización de nafta son:

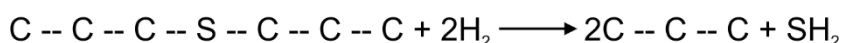
- Isomerización de n – pentano.
- Isomerización de n – hexano.
- Apertura de anillos nafténicos.
- Saturación de benceno.

Interviniendo en cada sección un grupo de reacciones, las cuales, ocurren a diferentes velocidades de acuerdo a las condiciones del proceso de hidrocrqueo (Barberi, 2000) .

Principales reacciones de la Sección de Hidrotratamiento (Barberi, 2000) :

Desulfurización. Eliminación de los compuestos de azufre que desactivan en forma temporal los sitios activos del catalizador de isomerización.

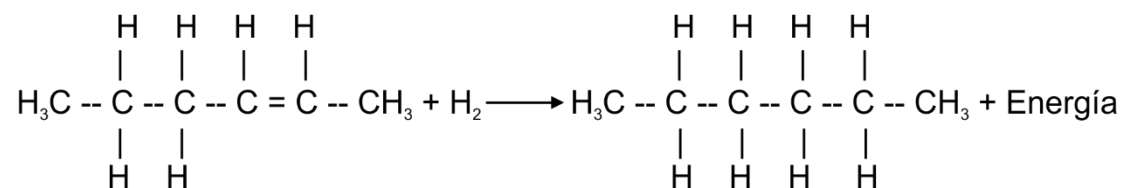
DESULFURIZACIÓN



Las reacciones de desulfurización se ven favorecidas por un aumento de temperatura, comienzan a valores de 230 °C y se incrementan a medida que se eleva la temperatura hasta los 340 °C. (Barberi, 2000)

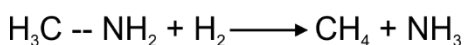
Saturación de olefinas. Las reacciones de saturación de olefinas a parafinas se comportan en forma similar a la desulfurización, pero son altamente exotérmicas, elevando la temperatura del lecho y afectan la termodinámica de la reacción de isomerización.

SATURACIÓN DE OLEFINAS

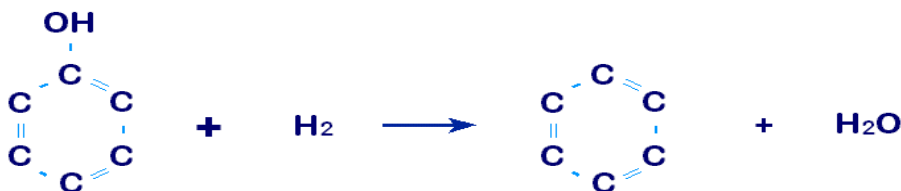


Denitrificación. Eliminación de los compuestos de nitrógeno que desactivan en forma permanente los sitios activos del catalizador de isomerización.

DENITRIFICACIÓN



Eliminación de oxigenados. Eliminación de los compuestos oxigenados que reaccionan con el sitio ácido del catalizador de isomerización, desactivándolo en forma permanente.



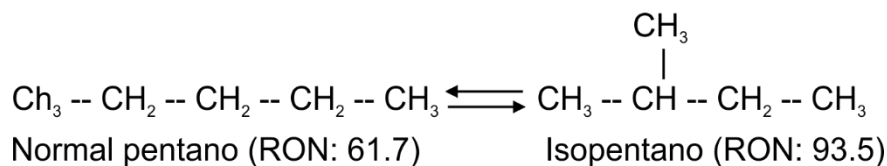
La eliminación de compuestos oxigenados y nitrogenados es más difícil. Se necesitan temperaturas superiores a las utilizadas para la eliminación de sulfuros.

Principales reacciones de la Sección de Isomerización

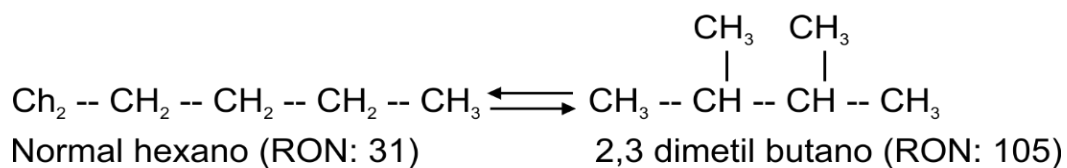
En la sección de isomerización, debido a las condiciones del proceso, se producen reacciones de isomerización y reacciones colaterales, las que se muestran a continuación (Wauquier, 2001):

Reacciones de isomerización

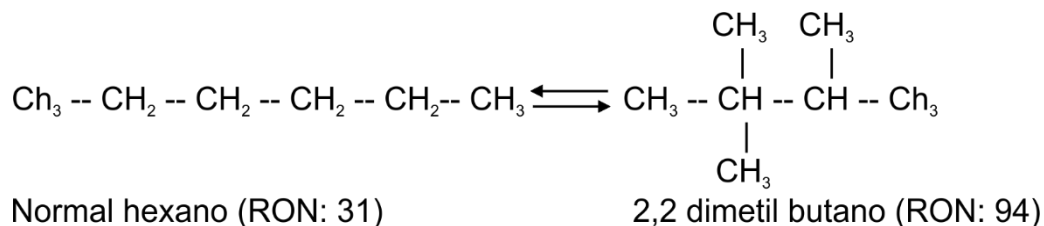
ISOMERIZACIÓN DE n-C₅



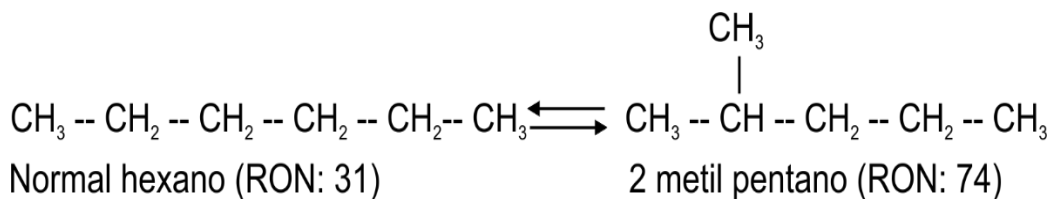
ISOMERIZACIÓN DE n-C₆



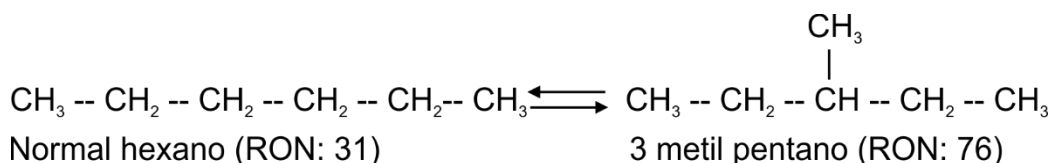
o



o



o



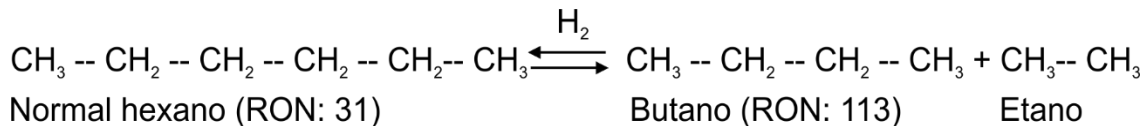
En el esquema de las diferentes reacciones mostradas se muestra junto a la denotación de cada hidrocarburo el índice de octano (RON) correspondiente.

Se puede señalar que las reacciones principales del proceso son lentas ya que requieren del reordenamiento molecular.

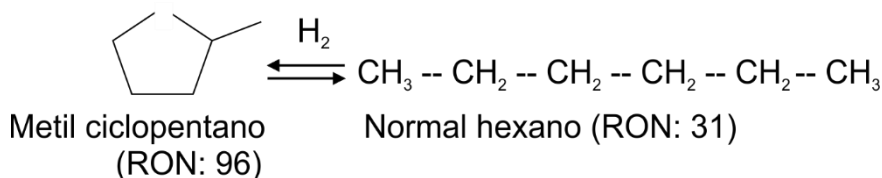
Los hidrocarburos más ramificados son los que poseen mayor octanaje y como se aprecia, la isomerización del n-hexano es la que mayor aporte hace al octanaje del isomerizado (CEINPET, 2015).

Reacciones colaterales

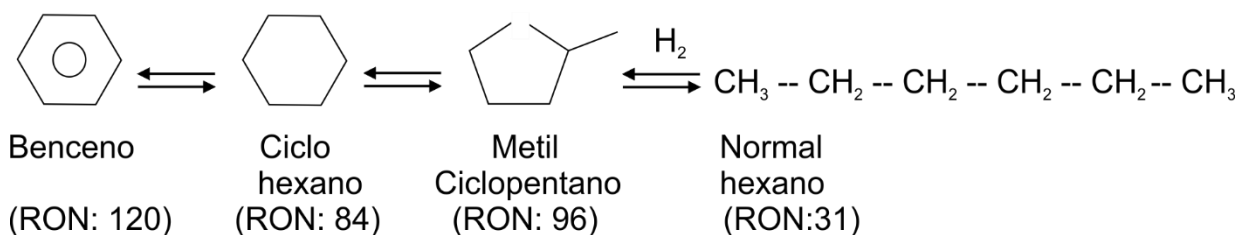
Hidrocrqueo



Hidrodeciclación



Saturación del benceno



Son también importantes aquellas reacciones colaterales que no resultan de la isomerización. El hidrocraqueo es el principal causante de la disminución de los rendimientos en líquido, al generar gases, y, por otra parte, conducir a la formación de los depósitos de carbón. Las reacciones de apertura del ciclo metilciclopentano (hidrodeciclación) y las de saturación de benceno conducen a la formación de n-hexano lo que provoca una disminución del octanaje. A estas desventajas, se le suma el hecho de que son fuertemente exotérmicas, provocando el ascenso de la temperatura en el reactor, introduciendo condiciones adversas desde el punto de vista termodinámico. Es importante señalar que éstas, son, además, altas consumidoras de hidrogeno. (CEINPET, 2015)

Variables de reacción en el proceso de isomerización

Temperatura. Es la más importante de las variables operativas y la que produce el efecto más inmediato sobre las reacciones, siendo el rango óptimo de 120 a 180 °C. En valores superiores a 350 °C produce desequilibrio en el sentido de las parafinas normales y la disminución del contenido de isómeros más ramificados que poseen mayor índice de octano. Además, el aumento de la temperatura, produce reacciones de hidrocraqueo sobre el catalizador, provocando la coquización del mismo (Domergue *et al.*, 2005).

Presión. La presión de operación en el reactor es de 20 a 30 bar, favoreciendo la vida del catalizador pues evita la formación de carbón y la eliminación de los contaminantes (Domergue *et al.*, 2005).

Relación hidrógeno/ hidrocarburo. Se define como los metros cúbicos de hidrógeno presentes en el sistema, sobre los metros cúbicos de hidrocarburo a reaccionar. El hidrógeno mantiene el contacto físico entre el hidrocarburo y el catalizador y asegura que las reacciones químicas se produzcan en los sitios activos del catalizador. El hidrógeno en exceso es necesario para evitar la formación de carbón sobre el catalizador. La relación hidrógeno a hidrocarburo determina la

presión parcial en el reactor, siendo en los procesos de isomerización, de 4 (Domergue *et al.*, 2005).

Velocidad espacial. La velocidad espacial se define como la relación entre la carga líquida al reactor y el volumen de catalizador cargado. Está relacionada inversamente con el tiempo de contacto de la carga con el catalizador. Una velocidad espacial superior a la de diseño, puede ocasionar que las reacciones no se produzcan totalmente; mientras que una velocidad espacial inferior a la de diseño, favorece las reacciones de craqueo, éstas deben oscilar entre 1 y 3 h⁻¹. (Domergue *et al.*, 2005).

1.4 Catalizadores de Isomerización

En el proceso de isomerización existen diferentes tipos de catalizadores, los cuales, permiten que se realicen las reacciones mencionadas anteriormente, dependiendo de la estructura química del catalizador, las condiciones operacionales y la composición de la alimentación. La gama de catalizadores se mueve desde catalizadores más resistentes y menos activos hasta catalizadores más activos y menos resistentes.

Tipos de catalizadores de Isomerización

Los catalizadores de isomerización de parafinas se pueden dividir en tres grupos, los cuales se describen a continuación:

- Catalizadores de *Friedel-Crafts* (halogenuros de aluminio): Los catalizadores de isomerización originales son del tipo *Friedel-Crafts*. Compuestos por Cloruro de aluminio (AlCl₃) con aditivos como (SbCl₃), Cloruro de hidrógeno (HCl) y los de hidroisomerización, con hidrogenación metálica en el catalizador y operado en un ambiente de hidrógeno (Løften, 2004) .
- Catalizadores bifuncionales: El tipo de catalizador *Friedel-Crafts* se sustituye por catalizadores ácidos sólidos, que son:
 - Platino sobre alúmina clorada (Pt/Al₂O₃ clorada)
 - Zeolítico
- Óxido metálico sulfatado. La última generación la componen los catalizadores superácidos, constituidos por óxidos metálicos, que son:

- Óxido de zirconia sulfatada ($\text{SO}_x\text{-ZrO}_2$): Dada sus propiedades superácidas tienen una alta actividad, siendo tolerantes a niveles moderados de compuestos oxigenados en la alimentación y en el gas de recirculación, como el agua y el CO. Operan a temperaturas más bajas que el de zeolitas. No requieren un promotor de haluro, por lo que no hay inyección de cloruro o lavador cáustico y son totalmente regenerables (Deak *et al*, 2008). Se desactivan rápidamente por lo que se le han añadidos como promotores: hierro, manganeso, platino para aumentar la fuerza ácida del catalizador e inhibir la desactivación del catalizador durante la isomerización del alcano (Løften, 2004).
- Óxido de tungsteno soportado sobre óxido de zirconio ($\text{WO}_x\text{-ZrO}_2$): Operan a temperatura intermedia 175-250°C, con buena conversión y selectividad hacia los isómeros biramificados (Montoya *et al*, 2012). Son perfectamente regenerables, el sistema WO_x/ZrO_2 presenta una mejor relación entre reactividad y estabilidad, ya que las especies de WO_x son mucho más estables que las SO_x a altas temperaturas y en atmósferas reductoras (Alemán Vázquez, 2005) .La adición de pequeñas cantidades de Pt a la $\text{WO}_x\text{-ZrO}_2$ ($\text{Pt}/\text{WO}_x\text{-ZrO}_2$) aumenta la actividad y estabilidad de estos catalizadores (Montoya *et al*, 2012).

Tabla 1.3: Características de catalizadores de isomerización de C5-C6

Características	Pt/Al ₂ O ₃ clorada	Zeolítico	Pt/SO _x -ZrO ₂	Pt/WO _x -ZrO ₂
Temperatura	110- 135 °C	220- 300 °C	150- 180 °C	175- 250 °C
Presión (atm)	20- 30	15- 30	15- 20	25- 30
H ₂ /hidrocarburo	<1	>4	>6	>2
WHSV, (h ⁻¹)	-	-	-	1- 3
Venenos (Agua, CO ₂ y azufre)	Agua <0,1 ppm, S <0,5 ppm, CO ₂ (I)	Agua <20 ppm S <30 ppm (R)	Agua, S (R)	Agua <50 ppm, 10 - 20 ppm optimo (R) S <0,1 ppm (R)
Necesita inyección de Cl y depurado cáustico	si	no	no	no
Selectividad	Excelente	Buena	Muy buena	Excelente
Regenerabilidad	No	Si	Si	Si
RON del producto	84,0	79,5	81,7	80 – 81,5

La representación comparativa de las concentraciones de equilibrio, frente a la temperatura referente al isómero de pentano para los diferentes tipos de catalizadores de isomerización, se muestra en la siguiente figura.

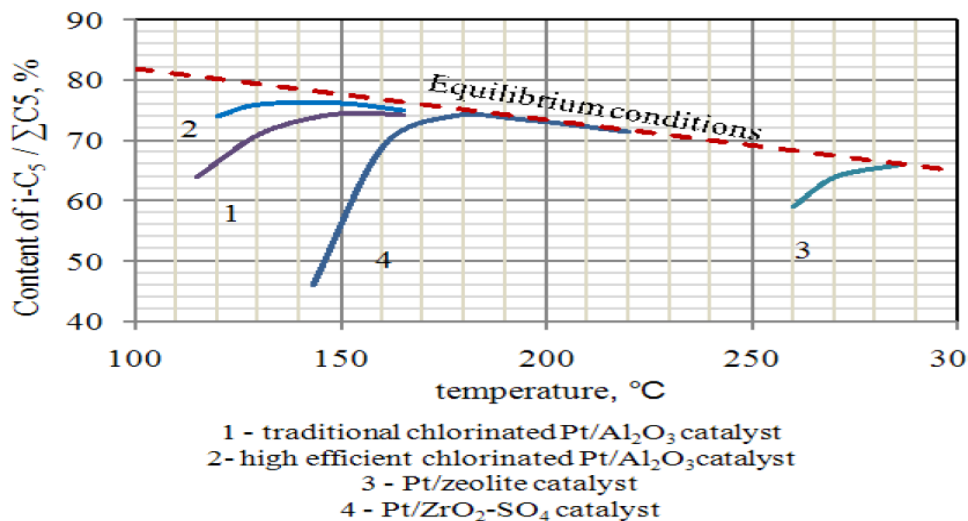


Gráfico 1.1: Estimación comparativa de los catalizadores de Isomerización.
 Fuente: (Amanqui *et al*, 2011)

Esquemas de Isomerización.

La isomerización de la fracción Nafta liviana puede realizarse mediante la utilización de diferentes esquemas, dependiendo de la composición de hidrocarburos, el contenido de contaminantes de la alimentación y el tipo de catalizador seleccionado.

En la actualidad, existen diferentes diseños de operación, agrupados en dos categorías:

- La isomerización en un paso. Procesa alimentación fresca en exclusiva. El número de octano investigativo que puede alcanzarse es de 77-80 cuando se utiliza catalizadores de base zeolita y 82-85 con catalizadores promovidos por cloruros (Domergue *et al*, 2005).
- La isomerización con reciclo: Recirculación de la fracción no transformada después de hacer una separación de los componentes deseados, bien por destilación o por adsorción en tamices moleculares (Amanqui *et al*, 2011). Dependiendo de la opción de reciclo, este puede estar formado por normal, parafinas o metil-hexano. El número de octano obtenible puede alcanzar 92 RON, en función de la composición de la alimentación, configuración y catalizadores

usados. El rendimiento en isomerato es de 95-98 % según el número de octano exigido a la corriente final (Domergue *et al*, 2005).

Los principales esquemas de isomerización se describen a continuación:

- Isomerización directa en un paso: Denominado también *once-through*, es un esquema eficiente y económico por no tener ningún tipo de reciclaje de parafinas no convertidas en su configuración. Su realización requiere de un costo de inversión mínima (Amanqui *et al*, 2011).

El tratamiento en un paso sólo dará resultados interesantes con cargas relativamente ricas en n-hexano, dado que la conversión es tal, que la concentración, después de un paso, es del orden de 25 %, mínimo. Es la solución más económica (Wuithier, 1997) (Anexo 7).

Si el contenido de isopentano en la alimentación es apreciable (superior o igual a un 15 %m) puede incluirse en el esquema una columna DIP, liberando los isopentanos presentes en la materia prima en la carga al reactor. El isopentano así separado se une al isomerizado estabilizado resultando un mayor octanaje en el producto que se envía al pool. Este esquema se conoce como esquema con DIP del inyector (Anexo 8) (CEINPET, 2015).

- Isomerización directa en un paso con pre-fraccionamiento. El esquema presenta antes de la sección de isomerización reactor, la colocación de unidades de fraccionamiento que permiten la separación de componentes que causan una disminución en el rendimiento de isoparafinas en el reactor. La tecnología es razonable en los siguientes casos (Amanqui *et al*, 2011):
 - Contenido de benceno en la alimentación de más de 2 % en peso.
 - Contenido de ciclohexanos y C7 en la alimentación de más de 1-2 % en peso.
 - Contenido de iC5 en la alimentación de más de 8-15 % en peso (DIP).
- Isomerización con reciclaje de nC5 con DIP y DP: El esquema requiere que se provea de una columna deisopentanizadora y una columna despentanizadora DP, antes y después de la sección de isomerización (reactor), respectivamente (Amanqui *et al*, 2011) (Anexo 9).
- Isomerización con deisohexanizador DIH y reciclaje. El esquema presenta después de la sección de isomerización (reactor), la colocación de una columna de destilación que permite separar de los productos de la reacción los componentes deseados isomerato y reciclar los componentes no convertidos de bajo octano 2-metilpentano, 3-metilpentano y nC6 hacia el reactor de isomerización, consiguiéndose así, un aumento de la conversión de nC6 (Amanqui *et al*, 2011). El tratamiento en un paso, con pretratamiento de la carga deisohexanizador, se

elegirá cuando se desee aumentar el número de octano más allá del que puede alcanzarse en un paso y se aplicará, particularmente, cuando se desee mejorar el número de octano de un corte C6, ya rico en isohexano (Wuithier, 1997). Un esquema similar se puede dar colocando un deisopentanizador *DIP*. (Anexo 10).

- Isomerización con reciclado de nC5, nC6 y metilpentanos: Este tipo de esquema proporciona una conversión total de todos los nC5 y nC6 a sus respectivos isómeros, mediante un conjunto de columnas de destilación con *DIP*, *DIH* y *DP* o por absorción sobre tamices moleculares sistema complejo y alta inversión (Amanqui *et al*, 2011) (Anexo 11).
- Isomerización con *DIP* del inyectado y *DIH* del isomerizado: Este esquema (Anexo 12) incluye una columna deisopentanizadora con lo cual se reduce la carga al reactor. Es recomendable cuando el contenido de isopentano en la materia prima es de 13-15 %. El isopentano separado se incorpora al isomerizado. Los hexanos (metilciclopentano, n-hexano y hexanos de cadenas cortas separados en la columna deisopentanizadora) se reincorporan al inyectado para incrementar los hexanos más ramificados (2,2 DMB y 2,3 DMB). Esta es una de las variantes más económicas posible y aporta octanaje de 89 y 90 RON (CEINPET, 2015).

1.5 Simulación de procesos

La simulación se define como una técnica para evaluar de forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos, se lleva a cabo por medio de programas computacionales y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso (Martínez, 2000).

En general, la simulación de procesos, se ha convertido en una herramienta para los ingenieros químicos. El uso de los simuladores tiene como ventajas la reducción del tiempo de trabajo, permite mejorar procesos y realizar la evaluación económica en una planta o proceso (Han, 2014).

Otro aspecto importante en los simuladores de procesos, es la estimación de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso, las cuales se determinan mediante métodos o paquetes termodinámicos. Estas propiedades son fundamentales para obtener los balances de masa y energía. Si se tienen buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

Los métodos termodinámicos de mayor aplicación según Varela (2013), (Aspen Technologic, 2015) son:

- *Soave – Redlich – Kwong SRK y Peng – Robinson P-R*

SRK y P-R dan excelentes resultados de 0 a 34,5 MPa, en el intervalo de temperatura desde - 238 °C hasta 343 °C. Los modelos SRK y P-R se usan ampliamente para una variedad de mezclas de hidrocarburos livianos y medios; no se recomiendan para sistemas muy alejados de la idealidad.

- *Braun K-10 BK10*

El método termodinámico 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, para intervalos de presión entre 0 – 0,7 MPa; temperatura desde 38 °C a 871 °C y componentes recomendados C6 y mayores.

- *Grayson–Streed (GS)*

La correlación de *Grayson Streed* es una extensión de la metodología de *Chao Seader* (CS), la cual permite extender la validez de esta última hasta temperaturas de 800 °F y presiones de 3000 psi. El rango de aplicabilidad de esta correlación comprende temperaturas entre 0 y 800 °F y presiones inferiores a 3000 psi. La correlación se utiliza generalmente para la simulación de unidades atmosféricas de crudo, hidrotratadoras y reformadoras. No es recomendable utilizar CS y GS para modelar la separación componentes con poca diferencia de volatilidad, ya que generalmente sobre estima esta variable y predice una separación mejor a la real.

Existe actualmente una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, los cuales cuentan con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador, la ventaja de una gran versatilidad.

1.5.1 Programas utilizados en la simulación de procesos químicos

- *Dynsim:*

Es un programa de simulación de procesos, completo y dinámico, que permite a los usuarios cumplir y superar los retos dinámicos de diseñar y operar una planta procesadora moderna, de forma segura y rentable.

➤ PRO/II:

Es el programa de insignia *SimSci-Esscor's Process Engineering Suite PES*, 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, presenta 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, evaluar las condiciones y restricciones operacionales de equipos que incluyen intercambiadores de calor, mezcladores, columnas, reactores, compresores, bombas, tambores, separadores, divisores, ciclones, entre otros, de cualquier planta química, ya sea en una refinería o petroquímica. Es utilizado por diversas compañías tales como PDVSA, Exxon, Technip y Axens, para el diseño y evaluación de unidades de destilación. (Varela, 2013).

➤ Aspen Plus:

El sistema avanzado para ingeniería de procesos *Advanced System for Process Engineering* es en el mercado, el líder en herramientas de modelación de proceso, de diseño conceptual, optimización y monitoreo del desempeño, para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. *Aspen Plus* es un simulador estacionario, secuencial modular (Aspen Technologic, 2015)

➤ Chemcad:

Este sistema, es muy usado en todo el mundo para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias, incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente, en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales.

➤ Hysys:

Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de información va en dos direcciones hacia delante y hacia atrás. De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación, a partir de las correspondientes a la corriente de salida, sin necesidad de cálculos iterativos. Fue adquirido por AspenTech en el 2004, por lo que se desarrolla en la actualidad por Aspen Technology (Henoa, 2002).

➤ Petro-SIM. 6.0:

Es un completo simulador gráfico de procesos que combina la destacada tecnología Profimatics (R) de KBC y modelos de procesos comprobados para efectuar simulaciones rigurosas de refinerías y plantas petroquímicas. Permite que los ingenieros de procesos optimicen, analicen y evalúen las complejas interacciones que se producen en una refinería mientras realizan simulaciones de múltiples unidades, determina el impacto de diferentes materias primas y objetivos operativos, controlan el rendimiento de los procesos, efectúa análisis de inversión o actualiza un modelo de Programa Lineal. Petro-SIM, una interfaz basada en HYSYS Refinery (R), es una herramienta fácil de usar que ayuda a los usuarios a prever cómo el cambio en una variable puede afectar a miles de otras. Su arquitectura, totalmente adaptable, permite que los ingenieros optimicen una unidad de proceso determinada con el fin de mejorar el funcionamiento diario, o bien simulen una refinería entera para estimar con precisión el impacto de los cambios en los procesos. Petro-SIM será capaz de hacer proyecciones realistas sobre los rendimientos y determinar el potencial económico, lo que ayudará a los clientes a tomar decisiones mejores y más informadas (KBC Advanced-Technologies, 2004).

El simulador cuenta de un amplio conjunto de modelos de reactor estándares de KBC, que incluye: *Fluid Catalytic Cracker FCC-SIM* para craqueo catalítico del fluido, *Hydrocracker HCR-SIM* para craqueo con hidrógeno, *Catalytic Reformer REF-SIM* para reformador catalítico, *Naphtha Hydrotreater NHTR-SIM* para hidrotratamiento de la nafta, *Diesel Hydrotreater DHTR-SIM* para hidrotratamiento del diésel, *VGO Hydrotreater VGOHTR-SIM* para hidrotratamiento de VGO, *Residue Hydrodesulfurizer RHDS-SIM* para hidrodeshulfuración de residuos, *Delayed Coker DC-SIM* para coquización retardada, *Alkylation ALK-SIM* para alquilación, *Visbreaking VIS-SIM* para reducción de viscosidad, e *Isomerization Modeling and Blending* para modelado de isomerización y mezclado (Torres *et al*, 2002) .

1.6 Gestión y estimación de costos

La estimación de costo se define (Adithan, 2007) como una estimación del costo esperado de producción, de un trabajo o ejecución de una obra, también se define como el proceso que consiste en desarrollar una aproximación de los recursos monetarios necesarios para completar las

actividades del proyecto. Su precisión, depende del nivel de detalles con el que se haya realizado el cálculo y de la confiabilidad de los datos (Maturell, 2015).

El desarrollo de un proyecto conlleva a la elaboración de varios tipos de estimados de costos, los cuales, a medida que se tiene mayor cantidad de información, aumenta la precisión de los mismos. De acuerdo a las Guías de PDVSA (GGPIC, 1999), existen cinco tipos de estimados.

Estimado Clase V. Corresponde a la etapa conceptual del proyecto, en donde, la información, está limitada al tipo de planta, capacidad, configuración del lugar, localización y requerimientos especiales. Su propósito fundamental es evaluar una o varias alternativas para determinar si el proyecto es técnica y económicamente atractivo y de ser así, continuar con su fase de desarrollo. La precisión de este se ubica entre -25 % a + 25 %.

Estimado Clase IV. Se prepara al final de la etapa conceptual, es decir, antes de que las bases del diseño hayan sido finalizadas. Tiene la finalidad de dar una mejor indicación para los estudios económicos sobre un determinado proyecto y se genera, utilizando curvas o técnicas de prorrateo, así como, también, con los diferentes métodos aplicables a los equipos requeridos en el proyecto. Su precisión está entre -20 % y + 60 %.

Estimado Clase III. Se realiza cuando el diseño del proceso ha sido formalizado, es decir, cuando las especificaciones de diseño han sido completadas y los estudios para seleccionar el tipo, tamaño y parámetros de diseño para las instalaciones han sido finalizada, incluyendo balances de masa y energía, diagramas de flujo del proceso y lista de equipos. En suma, tal estimado corresponde al comienzo de la ingeniería básica. La precisión se ubica entre el -10 % y + 25 %.

Estimado Clase II. Se prepara cuando la ingeniería básica ha sido completada, momento en el cual, se tienen listas finales de equipos; diagramas completos de flujo de proceso, datos sobre el tamaño, función, características de diseño, materiales de construcción y planos de los equipos y edificios; aprobación del cliente para los planos de distribución en planta; diagramas eléctricos unifilares; planos de estructura, planos isométricos de tubería y partidas de materiales. En otras palabras, este es un estimado basado en las especificaciones de diseño que definen el proyecto para su construcción. Es utilizado normalmente, como guía en la evaluación de ofertas recibidas para el otorgamiento de un contrato. La precisión oscila entre -10 % a +10 %.

Estimado Clase I. Es un estimado de costo detallado en la fase de ejecución. Se realiza después que las especificaciones básicas de diseño han sido preparadas y por lo menos, algún trabajo detallado de diseño mecánico, ha sido completado. Normalmente se prepara durante la compra de materiales y/o la fase de ejecución del proyecto. Se precisión está entre -5 % y +5 %.

El objetivo del estimado de costo en nuestro caso es desarrollar un estudio de factibilidad que demuestre la viabilidad del proyecto de inclusión de una unidad de isomerización en el esquema tecnológico actual. Para ello se partirá del costo del equipamiento requerido, calculando el resto de las partidas a través de índices, por lo que la precisión del mismo será Clase IV, por lo que puede utilizarse la metodología de equipos factorizados y/o modelos paramétricos, la cual se basa en el principio de que existe una relación o factor entre el costo de un elemento y los costos de los elementos asociados que son necesarios para completar la instalación (Sias, 1998).

Entre estos podemos mencionar:

- Método de Lang,
- Método de Hand,
- Método de Happel,
- Método de Chilton.

Se emplearán cuando:

- La definición del proyecto es aproximadamente de un 1 % a un 15 % de completamiento (Clase 4).
- Disponible una lista del equipamiento en este momento en el proyecto.
- Es una estimación de viabilidad que se usa para determinar si hay un caso de negocio suficiente para continuar con el proyecto.
- Es utilizada para justificar la financiación requerida para completar la ingeniería y el diseño requerido para generar una financiación o estimación presupuestaria (Clase 3).

Dependiendo de las técnicas particulares de factorización y los datos utilizados, los factores pueden estimar el Costo Total Instalado o el Costo Directo.

Los costos de equipos pueden obtenerse de lo siguiente:

- Costos previos de equipos,
- Cotizaciones preliminares de vendedores,
- Programas de estimación computarizados,
- Datos de costos de equipos publicada,
- Cotizaciones firmes de vendedores,
- Obtención de costos de equipos.

Métodos factorizados. Método de Lang, se puede expresar el costo de una planta como un múltiplo del costo de todo el equipo base. A este término de proporcionalidad se le denominó, factor de Lang.

Métodos factorizados. Método de Hand, W.E. Hand con el propósito de diferenciar además el tipo de proceso, la inclusión de factores para cada tipo de equipo columnas, recipientes, intercambiadores de calor, etc. para alcanzar una mayor precisión en la estimación.

Los factores de Hand excluyen los Costos Indirectos de Campo, Gastos de oficina HOC y los costos de las instalaciones fuera del límite de batería OSBL. Estos costos son necesarios de estimar por separado.

Métodos factorizados. Método de Happel

- Estima los costos de compra de todas las piezas de equipo Materiales
- Estima la Mano de obra necesaria para instalación Labor
- Estima el material extra y mano de obra para tubería, aislamiento, etc., deberán ser estimados

Métodos factorizados. Método de Chilton, (AACE, 2011)

En este método se parte del costo del equipamiento y se calcula el costo del equipamiento instalado a través de un factor multiplicador que va desde 1.4 a 2.2 veces el valor del costo del equipamiento.

A partir del costo del equipo instalado se estima el resto de las partidas de costo. El utilizar intervalos de factores para diferentes condiciones, conduce a estimaciones más exactas.

1.7 Análisis de factibilidad económica

Factibilidad económica

Con el estudio de la factibilidad económica se puede definir, mediante el Análisis Diferencial de Evaluación, si es recomendable la implementación del proyecto y posterior operación, comparando los beneficios de las condiciones iniciales y finales del proceso, a partir de la ganancia de productos e ingresos. Para ello, se hace necesario, el análisis, tanto para el esquema actual de refino como para el que incorpora la Planta de Isomerización: balance de materiales, análisis financiero, tiempo de pago (Chauvel *et al.*, 2003).

Análisis del Balance de Materiales

El balance de materiales se compone de todas las corrientes de entrada y salida del proceso, donde se encuentra la isomerización de nafta liviana con producción de componentes que aportan al mezclado de gasolina, el mismo es obtenido a partir de los reportes del simulador utilizado.

Para analizar la rentabilidad del proyecto se tendrá en cuenta el impacto que provoca la inclusión de la unidad de isomerización en el esquema de refinación a través de un análisis diferencial.

Los balances de materiales serán obtenidos a partir de resultados simulados en PIMS para el caso de la operación de la refinería actual (caso base) y con la incorporación de una unidad de isomerización al caso base (Urpi, 2008).

Análisis económico

A través del análisis económico, se puede ordenar y sistematizar la información de carácter monetario que proporcionan los componentes que conforman los ingresos y los gastos, para determinar su rentabilidad en correspondencia con el período establecido para realizar la evaluación económica. Los indicadores económicos más comúnmente utilizados para medir la rentabilidad de un proyecto son: el Valor Presente Neto, la Tasa Interna de Retorno y el Tiempo de Pago. Estos indicadores son estimados a partir del flujo de caja.

Los elementos necesarios para el cálculo del flujo de caja de una evaluación económica de un proyecto se muestran en la siguiente figura



Gráfico 1.2: Elementos necesarios de un flujo de caja.
Fuente: GGPIC, 1999.

Dónde:

Inversiones: son todas aquellas erogaciones necesarias para adquirir o construir un activo, así como para su modificación, repotenciación o prolongación de su vida útil. Son capitalizables y por lo tanto depreciables.

Las inversiones pueden ser: directas, indirectas o de contingencia. Las inversiones directas son aquellas que están relacionadas con el proceso de producción los activos del proyecto. Las inversiones indirectas son necesarias para llevar a cabo el proceso de producción del bien o servicio, pero no están asociadas a componentes físicos de los activos fijos mano de obra. Las inversiones de contingencia están destinadas a cubrir cualquier eventualidad y generalmente, se expresan como un porcentaje de los costos directos más los costos indirectos y dicho porcentaje depende de la clase del estimado de costo del proyecto.

Ingresos: son determinados en función al valor de las ventas potenciales que se espera realizar de un producto, gas, crudo y derivados, bienes y servicios en el mercado interno o en el mercado internacional. La Corporación, también pudiera obtener ingresos como producto de la venta, colocación y arrendamiento de sus activos.

Para la estimación de los ingresos en los proyectos, los mismos se calcularán en función de la producción obtenida por su precio en el mercado.

Egresos: todas aquellas erogaciones necesarias para la continuidad de la producción de bienes y servicios, como por ejemplo costos, gastos, depreciación, amortización, regalías, impuestos, contribuciones, intereses, entre otros.

Costos: todos aquellos desembolsos o erogaciones que están directamente ligados a la producción de bienes o servicios, conocidos también como costos directos.

Entre los costos directos más importantes que deben tomarse en cuenta en la evaluación económica de un proyecto, se encuentran los siguientes (Christensen, 2003):

- Mano de obra o costos de labor: corresponde a los sueldos y salarios de los trabajadores que laboran física e intelectualmente directamente en actividades relacionadas con el mantenimiento y operación del proyecto.
- Materiales Generales: corresponde al costo de materiales a ser utilizados en las actividades de operación y mantenimiento del proyecto. Dentro de este concepto se encuentran:
 - a) Equipos y herramientas: menores no capitalizables.
 - b) Productos químicos y aditivos: utilizados en actividades diferentes a las de procesos de producción y refinación, como por ejemplo combustibles y lubricantes consumidos por grúas, unidades automotrices y equipos.
 - c) Combustible: incluye productos utilizados como fuente de energía de los procesos de operación. Se encuentran en este concepto: gas natural, combustible, coque, entre otros.
- Materiales de proceso: costo de los productos químicos, catalizadores, aditivos y otros productos que se utilizan en el proceso de producción del proyecto.
- Servicios Industriales: compra de electricidad, agua, vapor y cualquier otro insumo necesario para la operación del programa o proyecto.

Gastos: todos aquellos desembolsos o erogaciones que no están directamente ligados al proceso productivo, los gastos también se conocen como costos indirectos.

Entre los costos indirectos que deben considerarse en la evaluación económica de un proyecto, se encuentran los siguientes:

- Costo de Labor: sueldos y salarios del personal que no está ligado directamente a la producción de bienes y servicios.

- **Materiales y Equipos:** utilizados en unidades de apoyo y áreas administrativas tales como: papelería, útiles de oficina, materiales, fotocopiadoras, computadoras entre otros.
- **Servicios Contratados:** todas aquellas erogaciones que se realicen con la finalidad de complementar procesos o actividades, que no son realizadas directamente por personal perteneciente a la organización.
- **Apoyo Tecnológico:** todas aquellas erogaciones que se realicen con la finalidad de complementar procesos o actividades de carácter tecnológico, que apoyen a su mejoramiento, generando como consecuencia incremento de la eficiencia y maximización de beneficios en la producción de bienes o servicios.
- **Seguros:** todos aquellos desembolsos necesarios para restituir el activo afectado en condiciones previamente acordadas en caso de siniestro, contingencia o evento inesperado bajo condiciones de incertidumbre. Estos desembolsos son amortizables y pudieran cubrir daños emergentes, fuerza mayor, lucro cesante entre otros.

Los costos y los gastos pueden ser fijos o variables.

Costos/Gastos Fijos: son aquellos que permanecen constantes independientemente del volumen de producción.

Costos/Gastos Variables: son aquellos que fluctúan en función al volumen de producción.

Depreciación: corresponde al costo por el uso, desgaste o consumo de los activos fijos tangibles del proyecto, tales como plantas, equipos, instalaciones, entre otros. La depreciación se calculará utilizando el método de línea recta y/o unidad de producción, según sea el caso. Este elemento de costo, se incluye en el flujo de caja con la finalidad que sea considerado como una deducción en el cálculo del impuesto sobre la Renta ISLR.

Impuestos: pagos exigidos por la realización de actividades productivas.

Contribuciones: erogaciones que generalmente se aplican a las utilidades netas, antes o después de impuestos con un fin específico, como por ejemplo para el desarrollo endógeno.

1.8 Conclusiones parciales

1. De los dos esquemas propuestos, se selecciona DIP + DIH, DP, con mayor grado de intervención, mayor rendimiento y número de octano.
2. Es pertinente la utilización del catalizador que obtuvo la mayor calificación a través de la matriz de selección de Pt/SO₄²⁻/ZrO₂ de la compañía JSC "NPP *Neftehim*", pues resultó ser el más adecuado debido a las bajas temperaturas de operación, mayor conversión a isómeros y similar resistencia a impurezas.
3. Fue seleccionado el simulador Petro Sim con el modelo termodinámico *Grayson Streed*, para la evaluación técnica de la planta de isomerización.
4. De acuerdo a la precisión de la información para realizar el estimado de costo del proyecto, es recomendable usar para ello métodos de factorización, específicamente el método de Chilton que se basa en el costo del equipamiento y su instalación, resultando entonces un estimado Clase IV.

CAPÍTULO II. DISEÑO METODOLÓGICO

En este capítulo se describe el caso de estudio, se detalla la metodología a seguir para la recolección de los datos necesarios, construcción y validación del modelo de simulación. Seguidamente se definen los pasos de la simulación de un nuevo esquema de isomerización debido a cambios en el catalizador y las características de la materia prima por el procesamiento de una nueva variedad de crudos procesados actualmente con el objetivo de determinar los cuellos de botella de la unidad, estimar los costos de las variaciones tecnológicas requeridas y analizar la factibilidad de la incorporación de la Planta en el esquema de refino.

2.1 Descripción del esquema de Isomerización actual

2.1.1. Características generales de la Planta de Isomerización.

La Planta de Isomerización (S.500) de la Refinería Camilo Cienfuegos fue diseñada para la destilación de la Fracción estable I -70 °C, compuesta básicamente por una mezcla de pentano-hexano, del crudo Romaskino y la isomerización de la fracción de pentano normal con el objetivo de obtener un componente iso-parafínico de alto octanaje a ser utilizado como componente de gasolina, la fracción hexánica se separaba y se destinaba tanto al *pool* de Gasolina como a la Nafta Industrial. En el Anexo 13 se muestra el esquema tecnológico donde la fracción de isopentano es separada de la alimentación con el objetivo de no sobre diseñar el reactor y evitar el craqueo de las iso-parafinas a las elevadas temperaturas de reacción (380-400 °C), además también es separada de la alimentación la fracción hexánica y superiores a esta, debido a que las reacciones de isomerización del n-hexano no son favorecidas por las altas temperaturas de reacción, se contempla una recirculación a la alimentación de la unidad de la corriente isomerizada, con el objetivo de reincorporar al reactor los normal pentanos no convertidos y aumentar el número de octano del producto final. Este esquema responde a un DIP+DP atípico (Refinería Cienfuegos, 1985).

Bloques tecnológicos de la sección:

- ✓ Bloque de rectificación.
- ✓ Bloque de isomerización compuesto de un bloque de reacción y un bloque de estabilización de isomerizado.

Destino de los bloques tecnológicos

- ✓ El bloque de rectificación es utilizado para separar las fracciones iso-pentánicas, n-pentánicas y hexánicas de la mezcla de Fracción I -70 °C con isomerizado estable.
- ✓ El bloque de reacción es utilizado para obtener iso-componentes por isomerización de la Fracción de pentano normal sobre el catalizador.
- ✓ El bloque de estabilización es utilizado para separar los hidrocarburos ligeros (C1-C4) del isomerizado estable.

Tipo de catalizador utilizado:

El catalizador utilizado por diseño es de origen ruso del tipo alúmina y platino (Pt/Al₂O₃) fluorado, denominado IP-62, mucho menos activo que el menos activo de los catalizadores actuales. El mismo tiene como función la isomerización de la nafta ligera con una conversión en el producto catalizado de isopentano del 48 %. La velocidad espacial en el reactor es de 16 m³/h de materia prima por 16 m³ de catalizador (LHSV=1 h⁻¹). Tiene una relación H₂/HC de 4:1 y su selectividad hacia componentes C1-C4 es del 2 %. El reactor opera al inicio del ciclo a temperaturas entre 360-380 °C y al final del ciclo entre 420-450 °C, y a una presión de 35 kgf/cm².

Descripción del esquema tecnológico

Bloque de rectificación:

La materia prima, Fracción estable I -70 °C, proveniente de la planta de finales ligero (S.400), se envía hacia el proceso de mezclado con la corriente de isomerizado estable, se calienta a una temperatura de 106 °C y se envía hacia la torre DIP (T-01-501) que opera a una presión de 3,5 kgf/cm² y una temperatura de tope de 76 °C, el exceso de reflujo del tope, Fracción iso-pentánica, se enfría y va hacia almacenamiento.

El producto de fondo de la torre T-01-501, fracción pentano-hexano, a una temperatura de 106 °C es suministrada a la torre T-OI-502.

La fracción pentánica derivada en la parte superior de la torre T-OI-502, a una temperatura de 78 °C y presión de 3 kgf/cm² se enfría y desde el tambor de reflujo de tope, el exceso va al Bloque de Isomerización.

El calor necesario para la rectificación en la torre T-OI-502 se transmite mediante la circulación del producto inferior a través de un rehervidor de fondo con vapor de agua de 11 kgf/cm² y 225 °C.

El exceso de producto inferior de la torre T-OI-502, o sea de fracción hexánica después del enfriamiento es enviada a los tanques de almacenamiento.

Bloque de Isomerización:

La materia prima para el bloque de isomerización, es suministrada desde el Bloque de Rectificación y es mezclado con el gas hidrogenado.

La mezcla de materia prima y gas se calienta previamente en un intercambiador de calor y luego se envía al horno F-OI-502 para calentarse hasta la temperatura de la reacción, cuyo parámetro oscila de inicio a final de ciclo de 360 °C a 450 °C.

La mezcla calentada se envía al reactor R-OI-50I, donde en presencia del catalizador de alúmina-platino se efectúa el proceso de isomerización de hidrocarburos de estructura normal.

La presión de operación en el bloque de reacción es de 35 kgf/cm².

Al salir del reactor, la mezcla de producto y gas es enfriada y enviada al Bloque de estabilización.

Bloque de estabilización

La estabilización del isomerizado obtenido en el bloque de isomerización se efectúa en la torre estabilizadora T-OI-503 a una temperatura de fondo de 110 a 120 °C mientras que en el tope la temperatura es de 105 °C y la presión de 12 a 13 kgf/cm². El exceso de reflujo de tope de la T-OI-503 es enviada a la planta de finales ligeros. El suministro de calor a la torre estabilizadora se efectúa mediante la circulación del producto inferior isomerizado estable a través de un rehervidor calentado por el vapor de agua a 11 kgf/cm² y 225 °C. El isomerizado estable después de su enfriamiento se mezcla con la materia prima, Fracción I -70 °C estable, enviándose al Bloque de rectificación.

2.2 Descripción del esquema seleccionado

A partir del análisis realizado por Molina (2014), donde recomienda la utilización de dos posibles esquemas para la isomerización, DIP + DP y DIP + DIH, DP y el catalizador ruso de Pt/ZrO₂-SO₄ SI-2 correspondiente a la tecnología Isomalk-2, se selecciona para realizar el análisis técnico económico el esquema DIP + DIH, DP al que se le realizan algunas variaciones (Anexo 15), que permite separar los componentes de alto número de octano, tanto los presentes en la materia prima como los que se forman en el proceso de reacción, lo que disminuye la carga al reactor.

La descripción de las modificaciones al esquema actual se detalla a continuación:

2.2.1 Esquema DIP+DIH, DP modificado

Para adecuar el esquema DIP+DP con separación de compuestos superiores a 6 átomos de carbono existente en la refinería a un esquema DIP+DIH, DP modificado se debe relocalizar la torre separadora de compuestos C6+ (T-502), la misma se alimenta del producto de fondo de la torre estabilizadora T-503 lo que permite la extracción por el fondo de la misma de los compuestos de alto número de octanos 2,2 Dimetil butano, 2,3 dimetil butano convertidos en el reactor, así como los compuestos de 6 átomos de carbono que no reaccionaron, los que se incorporan a la corriente de isopentano obtenida en la torre DIP (T-501), debido a que el catalizador de Pt/ZrO₂-SO₄ es capaz de isomerizar los compuestos de C₆, se debe recircular parte de la corriente procedente del fondo de la torre T-502 hacia el tambor de alimentación al reactor, D-505 cuando la concentración de n-C₆ incrementa, además se elimina el horno existente y en su lugar se utiliza un intercambiador de calor nuevo o existente que utiliza vapor de media presión como medio de calentamiento.

Este esquema separa el iso-pentano presente en la alimentación, cuya composición se muestra en el Anexo 16, por lo que disminuye la carga al reactor y se envía los pentanos normales junto con los hidrocarburos de 6 átomos de carbono y pequeñas cantidades de iso-parafinas y parafinas superiores a C₆, olefinas y naftenos hacia el tambor de alimentación D-505. Del tambor de alimentación se envía mediante la bomba P-507, después de mezclarse con la corriente de gas hidrogenado, hacia el intercambiador E-509 incrementando la temperatura debido a la energía cedida por la corriente de salida del reactor, pasando posteriormente por el nuevo intercambiador con vapor de media presión, E-513, donde se eleva la temperatura a un rango entre 120 y 160 °C antes de entrar al reactor, donde ocurren las reacciones de isomerización y reacciones de craqueo. Posteriormente el isomerizado es despojado del contenido de hidrogeno en el tambor separador B-501. El gas hidrogenado sigue el circuito de torres de zeolitas T-504, donde se elimina el contenido de humedad, tambor de succión B-502, compresor C-501, donde se eleva la presión para ser reincorporado a la alimentación al reactor, antes del intercambiador E-509, a través del intercambiador E-511, el cual enfría el gas después de ser comprimido con el objetivo de separar el contenido de hidrocarburos más pesados en el separador B-503, reincorporándolos a la entrada del tambor separador B-501. El isomerizado despojado e inestable en el B-501 se alimenta la torre estabilizadora ganando temperatura previamente mediante el intercambio con la

corriente de fondo de la torre T-502 en el intercambiador E-501 y posteriormente en el nuevo calentador con vapor de media presión, E-514, se eleva la temperatura hasta 100 °C. El GLP separado en la torre estabilizadora con alto contenido de pentanos se envía a la unidad de fraccionamiento de gases, sección 400 y el gas incondensable se envía al sistema de gas combustible, el isomerizado estable que se obtiene por el fondo de la torre estabilizadora T-503 se envía a la torre T-502 donde se obtiene por el tope los compuestos de 5 átomos de carbono convertidos y no convertidos en el reactor y por el fondo se obtienen los compuestos superiores a 6 átomos de carbono isomerizados y los no isomerizados en el reactor. La corriente de fondo de la torre T-502 se envía hacia dos destinos por la bomba P-505 después de enfriarse en el intercambiador E-501 cuando incrementa el contenido de normal hexano en la corriente de alimentación, una parte se recircula hacia el reactor a través del tambor de alimentación D-505, donde se mezcla con la corriente de normal pentano procedente del fondo de la torre T-501 para convertir las normal parafinas a sus isómeros correspondientes, la otra parte continua hacia el intercambiador E-512 donde se cede calor a la corriente de alimentación a la unidad y de ahí se mezcla con el isopentano separado en la torre T-501. La corriente del tope de la torre T-502 se impulsa por la bomba P-504 y se envía hacia la descarga de la bomba de alimentación a la unidad P-501.

Este esquema tiene la ventaja que permite convertir todas las parafinas de 5 átomos de carbono en iso-pentano y el metil pentano, normal hexano y ciclo hexano a 2,2 Dimetil butano, 2,3 Dimetil butano, permitiendo separarlos en las columnas DIP y DIH respectivamente. Contempla el reciclo de la corriente de salida del reactor a la columna DIP reincorporando al proceso todas las parafinas no convertidas por lo que se alcanza un isomerizado de alto número de octano y poca pérdida de rendimiento debido a la no ocurrencia de un hidrocrqueo excesivo y disminución del consumo de hidrógeno, otra ventaja es que permite incrementar la temperatura inicial del corte utilizado como alimentación a la unidad de reformación catalítica enviando mayor contenido de hidrocarburos de 6 átomos de carbono hacia la unidad de isomerización disminuyendo el contenido de benceno en la gasolina. Como aspecto negativo presenta mayor grado de intervención debido al incremento del equipamiento y a la modificación en la interconexión de la torre T-502, también incrementa el costo de operación por el uso de mayor número de equipamiento.

La unidad de isomerización existente, para la adecuación al nuevo esquema, cuenta con la gran mayoría del equipamiento básico como se muestra en la Tabla 2.1.

Tabla 2.1. Estado del equipamiento existente

EQUIPOS		EXISTENTE	INCORPORAR
Nomenclatura	Descripción		
Tambor D-501	Reflujo tope T-501	x	
Tambor D-502	Reflujo tope T-502	x	
Tambor D-503	Materia prima Bloque Rectificación	x	
Tambor D-504	Reflujo tope T-503	x	
Tambor D-505	Materia prima Bloque Reacción	x	
Torre T-501/1,2	Desisopentanizadora	x	100 Platos
Torre T-502/1,2	Depentanizadora	x	70 Platos
Torre T-503/1,2	Estabilizadora	x	31 Platos
Tambor B-501	Separador	x	
Tambor B-503	Separador	x	
R-501	Reactor	x	
F-501/1	Horno Fondo T-501	x	
E-501	Intercambiador salida fondo T-503	x	
E-502	Intercambiador entrada T-501	x	
E-503	Intercambiador de fondo T-502	x	
E-504	Intercambiador de fondo T-503	x	
E-505	Intercambiador isomerizado a Tk	x	
E-506	Intercambiador isomerizado a Tk	x	
E-508	Intercambiador Tope T-503	x	
E-509	Intercambiador salida Reactor	x	
E-510	Intercambiador entrada B-501	x	
E-511	Intercambiador entrada B-503	x	
E-512	Intercambiador fondo de T-102 a corriente salida	x	
E-513	Intercambiador entrada Reactor		x
E-514	Intercambiador entrada T-503		x
C-501	Compresor	x	
A-501	Enfriador por aire Tope T-501	x	
A-502	Enfriador por aire Tope T-502	x	
A-503	Enfriador por aire Tope T-503	x	
A-504	Enfriador por aire corriente salida reactor	x	
P-501	Bomba inyecta a T-501	x	
P-502	Bomba extracción fondo de T-501	x	
P-503	Bomba recirculación tope T-501	x	
P-504	Bomba recirculación tope T-502	x	
P-505	Bomba extracción fondo de T-502	x	
P-506	Bomba recirculación tope T-503	x	
P-507	Bomba inyecta a Reactor	x	

2.3 Evaluación de la Planta de Isomerización.

La evaluación de la planta de isomerización se realiza a través de la simulación del proceso y se utiliza como herramienta el simulador de procesos Petro-SIM versión 6.0 desarrollado por la compañía *KBC Advance Technology*, el cual contempla el paquete de isomerización.

2.3.1 Obtención del modelo de simulación.

El desarrollo del modelo de simulación de la Planta de Isomerización se realiza en el simulador de procesos **Petro-SIM. 6.0**, el cual se utiliza en la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos" para modelar procesos catalíticos y que permite el análisis de la operación de dicha planta.

Para la obtención del modelo se debe seguir los siguientes pasos:

I. Introducir los datos iniciales

El primer paso que se realiza es la introducción de los componentes que intervienen en el modelo, la composición y datos de operación de la corriente de alimentación se muestran en el Anexo 16.

II. Definir el modelo termodinámico

Para implementar un caso de estudio con un simulador de procesos es necesario, ante todo, realizar la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente, por lo que se establece el modelo *Grayson Streed* según el diagrama de selección utilizado por el Instituto Francés del Petróleo y que se muestra en el Anexo 17.

III. Definir los módulos e implementarlos en el simulador

Para la simulación, el proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones y características de diseño que representan cada subsistema o equipo se reúnen y codifican de modo que el módulo 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 módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo que se puede codificar, analizar, depurar e interpretar por sí solo.

Cada módulo contiene el tamaño de los equipos, las 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 físico que representa el módulo o que sale de él. Por otro lado, cada módulo cuenta con interconexiones declaradas tales que permita transferir de un

módulo a otro la información respecto a las corrientes, composiciones, velocidades de flujo, coeficientes, entre otros. Los valores de algunos de estos parámetros y variables determinan los costos de capital y de operación de las unidades.

La Planta de Isomerización consta de los módulos siguientes:

Modelo de intercambiadores *Heat exchanger*

Petro-SIM usa la interface *Heat Exchanger Model* para solucionar las operaciones de intercambio de calor. Este módulo es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), así como flujos de materiales del equipo. Los datos mecánicos de los intercambiadores se muestran en la Tabla 2.2.

Tabla 2.2. Características de los intercambiadores de calor

Intercambiador	Superficie m ²	Diámetro mm	Longitud m	Nro. de cuerpos	Nro. de pasos	Cant. de tubos.
E-501		500	6	2	4	190
E-502/1		426	6	1	2	124
E-505		426	6	2	2	224
E-506		325	6	2	2	190
E-507		325	6	2	2	190
E-508		325	6	2	2	190
E-509		750	7	2	2	250
E-510		600	6	2	6	324
E-511		600	6	2	4	276
E-512		500	6	2	4	190

Modelos de enfriadores o calentadores *COOLER/HEATER*

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

Los módulos *COOLER*, *AIR COOLER* y *HEATER* usan las mismas ecuaciones básicas; la diferencia fundamental es el signo convencional para el flujo de energía, en caso de que esta sea especificada. Si se especifica la temperatura de salida el simulador determina el flujo de energía absoluto de la utilidad

- Para un *COOLER*, la entalpía o el flujo de calor de la corriente de energía será sustraído de la corriente de entrada en magnitud equivalente a la temperatura de salida especificada.
- Para un *HEATER*, el flujo de calor de la corriente de energía será añadido a la corriente de entrada en magnitud suficiente para alcanzar la temperatura especificada para la corriente de salida.

La información mínima requerida para estos módulos es:

- Definición de las corrientes de entrada y salida.
- Definición de la corriente de energía, es decir, la corriente que cede calor en los calentadores y la que absorbe calor en los enfriadores, o definición de la temperatura de la corriente de salida.
- Definición de la caída de presión en el equipo.

Modelo de Reactor

Son utilizados para realizar balances de energía con reacción química, de acuerdo a la reacción que se quiere estudiar. En estos módulos se adiciona una corriente de energía donde se tendrá el calor de la reacción.

El simulador PetroSim cuenta con varios tipos de reactores, reactor *Gibbs*, reactor de equilibrio y reactor de conversión, en la modelación de la unidad de isomerización, en especial para las reacciones de isomerización se modelan en un reactor de equilibrio, el cual utiliza la energía libre de *Gibbs* para establecer la prioridad de ocurrencia de las reacciones de isomerización que se encuentran compitiendo, además se utiliza el reactor de conversión para modelar las reacciones de craqueo.

Compresor *Compressor*

La operación de compresión es usada para incrementar la presión de una corriente de alimentación gaseosa. En función de la información que se suministre al módulo, se podrán calcular las propiedades de la corriente presión o temperatura o la eficiencia de compresión.

Bombas *Pump*

El módulo *PUMP* es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión desconocida, la temperatura o la eficiencia de la bomba. Se especifica la elevación de la presión o la presión de salida de la corriente.

Los cálculos de este módulo se realizan asumiendo que el líquido es incompresible (densidad constante). Esta consideración es usual para líquidos alejados del punto crítico donde la ecuación general de potencia es aceptada.

Si se desea realizar un cálculo más detallado del bombeo de un líquido compresible *cercano al* punto crítico, se debe utilizar un módulo de compresión *compressor* para simular la bomba.

Modelo de columna

La solución de un problema de separación con múltiples etapas requiere de balances de masa, balances de energía y condiciones adecuadas de equilibrio en cada etapa del proceso. Las ecuaciones simples son a menudo básicas, pero la operación en contracorriente interconecta todas las etapas, originando un sistema de ecuaciones simultáneas no lineales las características de las torres se muestran en la Tabla 2.3.

Tabla 2.3. Características de las torres de destilación

Código:	Denominación:	P. Trab kgf/cm ²	Cant. Platos:	Esp.e/ Platos m	Diámetro m
1T-01-501	Torre de destilación de isopentano	3,40	50	0,5	2,8
1T-01-501/2	Torre de destilación de isopentano	3,40	50	0,5	2,8
T-01-502	Torre de hexano	2,50	70	0,5	2,4
T-01-503	Torre estabilizadora del isomerizado	10,50	31	0,5	1,6

Válvulas (*valve*)

Este módulo considera igualdad entre la masa y la entalpía de las corrientes de entrada y salida, o sea, considera operación isentálpica. Se requieren al menos de tres especificaciones para que el módulo se resuelva:

- a. Temperatura de entrada.
- b. Temperatura de salida.
- c. Presión de entrada.
- d. Presión de salida.
- e. Caída de presión a través de la válvula.

IV. Definir las reacciones que intervienen en el proceso

Las reacciones identificadas en el Capítulo 1 para los procesos de isomerización se agrupan en dos paquetes de reacción:

- Reacciones de equilibrio o de isomerización, Tabla 2.4

Tabla 2.4. Reacciones de isomerización

Reacciones	Identificación
<i>Pentano</i> ↔ <i>Isopentano</i>	Rxn 1
<i>Ciclo C₅</i> + <i>H₂</i> ↔ <i>Pentano</i>	Rxn 2
<i>Butano</i> ↔ <i>Isobutano</i>	Rxn 4
<i>MCPentano</i> + <i>H₂</i> ↔ <i>Hexano</i>	Rxn 6
<i>Hexano</i> ↔ 2 <i>Metil Pentano</i>	Rxn 7
2 <i>Metil Pentano</i> ↔ 2,3 <i>Dimetil Butano</i>	Rxn 8
2,3 <i>Dimetil Butano</i> ↔ 2,2 <i>Dimetil Butano</i>	Rxn 9
<i>Hexano</i> ↔ 3 <i>Metil Pentano</i>	Rxn 10
<i>Benceno</i> + 3 <i>H₂</i> ↔ <i>Ciclohexano</i>	Rxn 12
<i>Ciclohexano</i> ↔ <i>MCPentano</i>	Rxn 13
1 <i>penteno</i> + <i>H₂</i> ↔ <i>Pentano</i>	Rxn 15
<i>Trans 2 penteno</i> + <i>H₂</i> ↔ <i>Pentano</i>	Rxn 16
<i>Cis 2 penteno</i> + <i>H₂</i> ↔ <i>Pentano</i>	Rxn 17

➤ Reacciones de conversión o de craqueo, Tabla 2.5

Tabla 2.5. Reacciones de craqueo

Reacciones	Identificación
<i>Isopentano + H₂ → Metano + Butano</i>	Rxn 3
<i>Isopentano + H₂ ↔ Etano + Propano</i>	Rxn 5
<i>Hexano + H₂ ↔ Butano + Etano</i>	Rxn 11
<i>Heptano + H₂ ↔ Isobutano + Propano</i>	Rxn 14

V. Validación del modelo de simulación

Al no poseer datos de operación de la unidad con el nuevo catalizador y nuevo esquema, se valida el modelo de la unidad solamente con los datos de operación estándar del catalizador seleccionado, por lo que se simula la planta de isomerización a la temperatura de 140 °C que representa las condiciones de operación medios mostradas en el Anexo 18 para el catalizador seleccionado SI-2 de la tecnología Isomalk-2 y se comparan los parámetros medios establecidos en el anexo 18 y mostrados en la tabla 2.6 para el catalizador seleccionado SI-2 de la tecnología Isomalk-2 con los valores que se obtienen en la simulación, como se muestra en la Tabla 2.6, la comparación se realiza a través del error que se comete al estudiar el sistema con el modelo simulado, el error relativo se determina por la siguiente expresión:

$$e_{rel} = \frac{|X_{diseño} - X_{calculada}|}{X_{diseño}} \quad (2.1)$$

Se considera que un error relativo menor que 10 %, permite definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar el proceso.

Tabla 2.6. Validación de los parámetros operacionales de la unidad

Parámetros	UM	Proceso simulado	Diseño	% Error
Relación de Isomerización IC5/ΣC5.	%		73	
Relación de Isomerización 22DMB/ΣC6.	%		30	
Rendimiento másico de isomerizado	%		97,5	
RON del Isomerizado	u		90	

Después de ajustado el modelo se realizan análisis de sensibilidad de diferentes parámetros del proceso. Este análisis es fundamental en la validación de un modelo y se realiza con el objetivo de conocer la sensibilidad de la respuesta del modelo a los cambios de los parámetros que lo conforman.

Para medir la sensibilidad se realiza un estudio que consiste principalmente en variar uno de los parámetros de entrada manteniendo el resto constante y obtener el comportamiento de los parámetros a que se analizan.

El estudio de sensibilidad se realiza variando la temperatura de entrada al reactor en -30% y en $+100\%$ a partir de $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ que corresponde a las condiciones de operación medias mostradas en el Anexo 18 y se verifica el comportamiento de la relación de isomerización $\text{IC5}/\Sigma\text{C5}$, Relación de Isomerización $22\text{DMB}/\Sigma\text{C6}$ y RON del Isomerizado.

VI. Ejecutar la simulación del proceso

Una vez introducida la información de entrada para cada equipo del diagrama de simulación y validado el modelo se realiza la simulación del proceso de isomerización para las condiciones siguientes:

- Inicio de corrida, *SOR* por sus siglas en inglés, especificada a $120\text{ }^{\circ}\text{C}$ de temperatura en el reactor.
- Operación media, especificada a $140\text{ }^{\circ}\text{C}$ de temperatura en el reactor
- Fin de corrida, *EOR* por sus siglas en inglés, especificada a $160\text{ }^{\circ}\text{C}$ de temperatura en el reactor.

La simulación permite determinar los parámetros operacionales y las modificaciones tecnológicas requeridas para procesar la materia prima descrita en el Capítulo II y utilizando el catalizador SI-2. Durante la simulación se realizan ajustes operacionales que permitan obtener las especificaciones de calidad de los productos.

VII. Analizar los resultados de la simulación

Petro-SIM cuenta con una interface que permite exportar los resultados a una página Excel vinculándola con la propiedad a reportar desde cualquier corriente mostrando de forma interactiva las variaciones en los diferentes parámetros con cada corrida de la simulación. Esto permite

analizar en conjunto los resultados calculados comparándolos con los datos de planta, calcular su desviación y realizar ajustes en las condiciones de operación para lograr parámetros de calidad.

2.4 Estimación de costos.

La determinación del costo de reactivación de la unidad de isomerización se realiza después de obtener las modificaciones tecnológicas en los equipos y se tiene en cuenta el costo de adquisición del nuevo catalizador. El primer paso a realizar y el más importante es la estimación del costo de equipamiento (Maturell, 2015).

2.4.1 Métodos para la estimación del costo de equipamiento

Después de calcular las dimensiones o capacidad de los equipos se estima el costo de cada equipamiento, para el caso de los platos de las torres se estima el costo de adquisición según Evans (1981), se utiliza la siguiente ecuación con referencia de costo de 1979:

$$C_t = N_p \times C_{bt} \times f \quad (2.2)$$

$$C_{bt} = 278,38 \times e^{(0,5705 \times D)} \quad (2.3)$$

$$f = 1 \text{ Si material del plato es acero al carbono}$$

$$f = 1,401 + 0,2376 \times D \text{ Si material del plato es acero inoxidable}$$

Dónde:

Ct: Costo total de los platos

Cbt: Costo unitario por cada plato.

f: factor de ajuste del costo del plato según el tipo de material

D: Diámetro del plato expresado en metros

Para determinar el costo del resto de los equipos se utilizan las curvas que se muestran en la página web Matche.com/equipcost/default.html y que dependen de los parámetros mecánicos u operacionales de cada equipo que son determinados a través de la simulación del proceso.

El costo del catalizador se determina mediante consulta con el fabricante del mismo.

Posteriormente se determina el costo actualizado de cada equipo según la tabla 2.7, como la determinación del costo de los platos de las torres está referido al año 1979 y del resto de los equipos al año 2014 se debe estimar el costo actual (2017) de los equipos mediante la ecuación que plantean los autores Blank y Tarquin (1999):

$$C_t = \frac{C_0 I_t}{I_0} \tag{2.6}$$

Dónde:

C_t = Costo estimado en el momento presente

C_0 = Costo en momento anterior

I_t = valor de índice en el momento t

I_0 = valor de índice en el momento t_0

Los valores de índice que se utilizan para actualizar los costos son los de Nelson-Farrar (Anexos 19a y 19b) que se publican en la revista *Oil and Gas Journal* en el primer número de cada trimestre (Chauvel *et al*, 2003). Este índice considera la inflación del costo.

Tabla 2.7. Actualización del costo de equipos.

Ítem	Año Base	k\$/Unid Año Base	Índice año base	k\$/Unid Año 2017	Cantidad Unid	Costo k\$
Columnas y accesorios						
Platos de válvulas, unidades						
Reactores						
Catalizador, kg						
Bombas y Compresores						
Equipos de intercambio de calor						
Total equipos						

Después de determinar el costo del equipamiento para el año 2017 y teniendo en cuenta lo analizado en el Capítulo I, se selecciona el método factorizado de Chilton para determinar el costo de la inversión. Para ello se desarrolla la metodología a través de una hoja de cálculo en Excel, que permite estimar el costo total a partir del costo instalado de los equipos principales mediante el uso de factores multiplicadores que se muestran en la Tabla 2.8.

Tabla 2.8. Factores para estimación según método de Chilton.

No	CONCEPTO	FACTOR MULTIPLICADOR	CONCEPTO MULTIPLICADO
1	Costo del equipo	1,00	1
2	Costo del equipo instalado	1,40-2,20	1
3	Tuberías de proceso		
	Tipos de planta: sólidos	0,07-0,10	2
	sólidos/fluido	0,10-0,30	2
	fluidos	0,30-0,60	2
4	Instrumentación		
	Automatización: poca o ninguna	0,02-0,05	2
	algo	0,05-0,10	2
	completa	0,10-0,15	2
5	Edificios y preparación del terreno		
	Tipo de planta: existente	0,00	2
	externa	0,05-0,20	2
	mixta	0,020-0,60	2
	interna	0,60-1,00	2
6	Auxiliares (potencia, vapor, agua)		
	Extensión: ninguna	0,00	2
	ampliación pequeña	0,00-0,05	2
	ampliación grande	0,05-0,25	2
	nuevas	0,25-1,00	2
7	Líneas exteriores		
	Unidad: Integrada	0,00-0,05	2
	separada	0,05-0,15	2
	dispersa	0,15-0,25	2
8	Costo físico total(Σ conceptos 2-7)		
9	Ingeniería y construcción		
	Complejidad: simple	0,20-0,35	8
	complicada	0,35-0,50	8
10	Contingencia y beneficio contratista		
	Proceso: completado	0,10-0,20	8
	sujeto a cambios	0,20-0,30	8
	especulativo	0,30-0,50	8
11	Factor de tamaño		
	Unidad: grande	0,00-0,05	8
	pequeña	0,05-0,15	8
	planta piloto	0,15-0,35	8
12	Costo total planta (Σ conceptos 8-11)		

Fuente: Cooper, 2003.

2.5 Estudio de Factibilidad

Para realizar el estudio de factibilidad se parte de las siguientes premisas:

1. Precios de crudos y productos tomados del promedio del plan del 2019 para la Refinería Cienfuegos (Anexo 20)
2. Producciones sin restricciones de demandas, excepto para el Jet A1 la cual fue fijada en 1097 BPD por requerimiento del mercado.

3. Costo de inversión determinada a partir del equipamiento instalado, utilizando para ello el método de Chilton.
4. Se estima la vida del proyecto en 25 años pues se trabaja bajo el supuesto de la implementación del Proyecto de Expansión de la Refinería Cienfuegos al cabo de ese tiempo.
5. Factor de operación de 345 días al año.
6. Impuestos sobre utilidades del 35 %.
7. Se estima un incremento de 12 personas al incluir la unidad de isomerización en el esquema de procesos.
8. Salario medio anual por persona igual a \$ 26 400, de acuerdo con los salarios actuales.
9. Los gastos administrativos se estiman como el 20 % del costo del personal sobre una base anual.
10. Los gastos de seguro para la nueva instalación se calculan como el 0.5% del valor de la inversión.
11. El incremento de los gastos de mantenimiento asociados a la unidad de isomerización se estima como el 1% del valor de la inversión.

A partir de las premisas planteadas se determina el estudio de factibilidad mediante la siguiente expresión (LEEPIC, 2012):

$$\text{Flujo de caja} = (-\text{Inv.} + I - C - R - \text{OI} - \text{GA} - \text{ISLR} - \text{ORC}) + D - C \quad (2.7)$$

Dónde:

Inversiones (Inv.)

Ingresos (I)

Costos(C)

Regalías de explotación (R)

Otros impuestos operacionales (OI)

Gastos administrativos (GA)

Impuesto Sobre la Renta (ISLR)

Otros Requerimientos de Capital de trabajo (ORC)

Depreciación/Amortización (D)

Contribuciones (C, en caso de aplicar)

Los ingresos se determinan a través del margen de refinación, el cual refleja la actividad económica de una refinería, sea cual sea su esquema de refino, tiene como prioridad generar un beneficio que trasladado a la cuenta de resultados de la compañía debe permitir, cubrir los gastos fijos y su amortización, permitir la inversión en la propia estructura física de la refinería para mantener y adaptar, en cada momento, su esquema de refino a la demanda en cantidad y calidad de su mercado y generar un beneficio.

Se define como margen de refino, el resultado económico de la actividad de refino teniendo en cuenta únicamente sus costes variables. La función económica del margen viene definida por la expresión:

$$MR = VEV - CEC - CO \quad (2.8)$$

Dónde:

Margen de Refino (MR)

Valor económico de las ventas (VEV)

Costo económico de las compras (CEC)

Costos de operación variables (CO)

El término costos variables incluye el costo de la energía y productos químicos. Dado los grandes volúmenes de materia prima y productos, las variaciones que pueda sufrir no son significativas.

Se calcula el margen de refino para el esquema de procesamiento actual sin la Planta de Isomerización y otro adicionando la Planta de Isomerización. La diferencia entre ambos esquemas representa el incremento del margen al implementar una unidad de isomerización (LEEPIC,

2012). Se utiliza el precio promedio para los productos y crudos, correspondiente plan 2019, reflejados en el Anexo 20.

Después de determinar el flujo de caja del proyecto o inversión se determinan los indicadores de rentabilidad del proyecto.

Los indicadores económicos más utilizados en la evaluación de proyectos son los siguientes:

- a) Valor Actual Neto (VAN)
- b) Tasa Interna de Retorno (TIR)
- c) Tiempo de Pago de la Inversión (TDP)

Valor Actual Neto. Es el valor de todos los flujos de caja netos esperados, descontados al año base. Para el cálculo de los valores presentes (VP), se deberán descontar los flujos de caja de los años posteriores al año base, utilizando la tasa de descuento.

$$VAN = \sum_{t=0}^n FCt / (1 + i)^n \quad (2.9)$$

Dónde:

FCt: Flujo de (período 1, período 2, período n)

n: Año n

i: Tasa de descuento

A fin de determinar los indicadores económicos la tasa de descuento a utilizar en la evaluación económica del proyecto es del 10%.

Tasa Interna de Retorno. Toda propuesta de inversión que genere ingresos debe tener una tasa interna de retorno *TIR*. La tasa interna de retorno es aquella tasa de interés que hace el valor actual neto igual a cero.

$$\sum_{t=0}^n FCt / (1 + TIR)^t = 0 \quad (2.10)$$

La tasa de retorno mínima requerida para este proyecto de inversión de capital es del 10%

Tiempo de Pago de la Inversión. Es el tiempo necesario para que la suma de los flujos netos anuales sea igual a la inversión.

Análisis de sensibilidad del proyecto

El riesgo de un proyecto se mide en función de la variabilidad de los indicadores resultantes al comparar flujos de caja reales obtenidos durante la evaluación económica

El análisis de sensibilidad se realiza con la finalidad de medir el impacto que pueden causar las variaciones de algunos componentes del proyecto tales como:

- Inversión
- Volumen de producción
- Ingresos
- Gastos y costos

Para realizar este análisis se modifican (+/-%) las principales variables del proyecto, calculando un VAN en cada variación.

Para valorar la sensibilidad del proyecto de inclusión de una unidad de isomerización en el esquema actual de la refinería utilizaremos las siguientes variables:

Tabla 2.8. Variables utilizadas para la sensibilidad económica de las variaciones tecnológicas.

Variable	LÍMITES	
	Mínimo	Máximo
Inversión	-10%	+60
Ingresos	-30%	+10%

2.6 Conclusiones Parciales

1. Se utiliza para la simulación el esquema seleccionado en el capítulo anterior, modificando la ubicación de la T-502 (DIH/DP) de la corriente de entrada al reactor a la salida de la T-503 (estabilizadora) por ser más viable para la operación de la Planta.
2. La herramienta utilizada para la simulación del proceso es Petro-SIM versión 6.0 desarrollado por la compañía *KBC Advance Technology*, el cual contempla el paquete de isomerización y el modelo termodinámico seleccionado ha sido el *Grayson Streed* debido a la presencia de hidrogeno en el sistema.
3. Se establecen las metodologías empleadas para la construcción y validación del modelo, sobre la base de los parámetros de operación del catalizador seleccionado.
4. Para modelar las reacciones de isomerización se emplea un reactor de equilibrio, el cual utiliza la energía libre de *Gibbs* para establecer la prioridad de ocurrencia de las reacciones de isomerización que se encuentran compitiendo.
5. Se establecen las metodologías de estimación de costo para determinar la factibilidad económica de la activación de la unidad de isomerización.

CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En este capítulo se muestran los resultados obtenidos al validar el modelo y simular el caso de estudio. Se realiza un análisis de los mismos y la evaluación económica del impacto ante el cambio de la composición de la nafta ligera.

3.1 Obtención del modelo de simulación del esquema de isomerización.

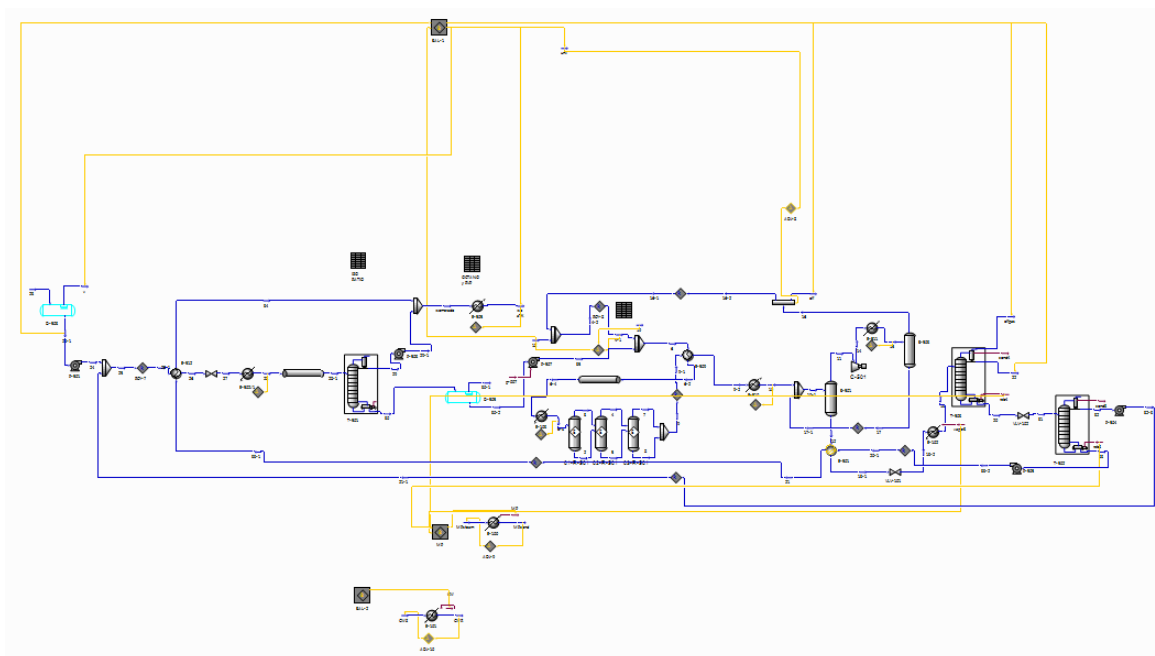


Gráfico 3.1. Modelo obtenido para el esquema de DIP+DP, DIH.

El gráfico 3.1 representa el modelo obtenido para la unidad de isomerización teniendo en cuenta la metodología establecida en el Capítulo II.

3.2 Validación del modelo de la unidad de destilación al vacío

La validación del modelo se realiza contra los parámetros de funcionamiento del catalizador seleccionado SI-2, como se explica en el Capítulo II y se muestran en la Tabla 3.1:

Tabla 3.1. Validación de los parámetros de diseño del catalizador.

Parámetros	UM	Diseño	Proceso simulado	% Error
Relación de Isomerización $IC5/\sum C5$	%	73	72,97	0,04
Relación de Isomerización $22DMB/\sum C6$	%	30	29,44	1,87
Rendimiento másico de isomerizado	%	97	97,52	0,02
RON del Isomerizado	u	90	90,76	0,81

En la tabla anterior se evidencia que los parámetros analizados presentan variaciones inferiores al 10 % con respecto al parámetro del trabajo del catalizador SI-2 por lo que se puede afirmar que para la temperatura de trabajo de 140 °C el modelo se encuentra ajustado.

Con el objetivo de comprobar que el modelo reacciona lógicamente ante variaciones en las condiciones de trabajo se realiza un análisis de sensibilidad que cubre el rango de operación del catalizador en cuanto a la temperatura según las especificaciones para la tecnología ISOMALK-2, Anexo 18.

3.2 Análisis de sensibilidad

Como se explica en el Capítulo II, para realizar este análisis se verifica el comportamiento lógico de los parámetros del catalizador y esquema como la relación de isomerización $IC5/\Sigma C5$, relación de Isomerización $2,2DMB/\Sigma C6$ y RON del Isomerizado ante la variación de la temperatura de entrada al reactor en -14% y $+60\%$, como se muestra en los gráficos 3.2-3.4.

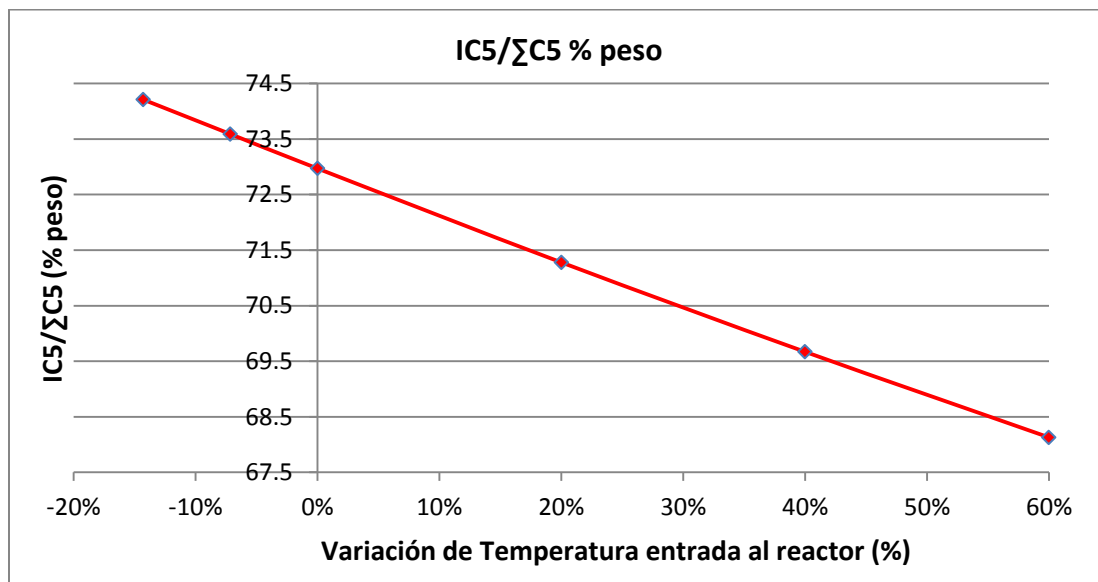


Gráfico 3.2. Comportamiento de la relación de isomerización $IC5/\Sigma C5$

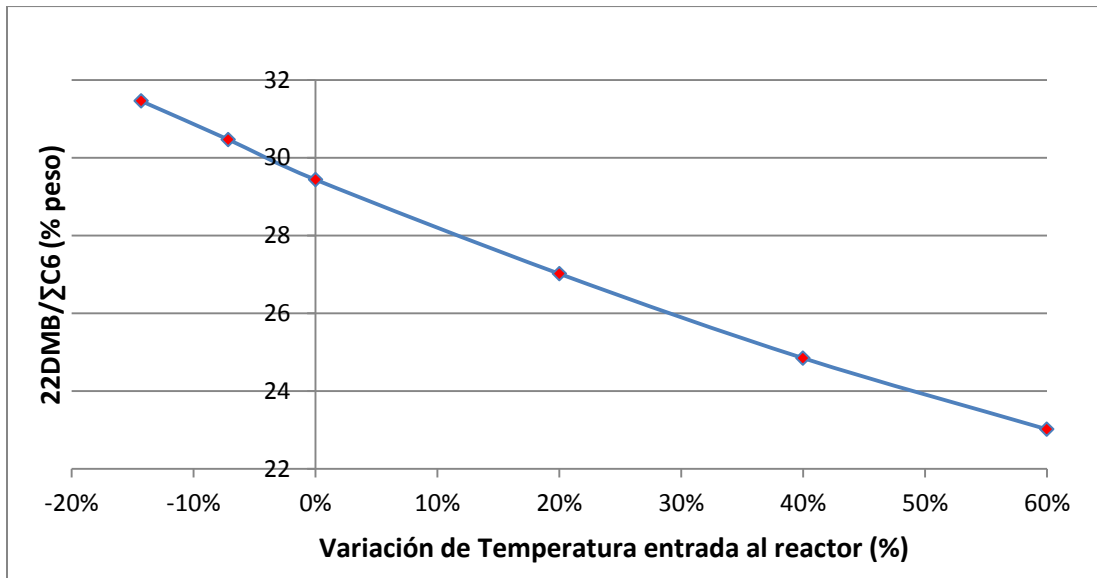


Gráfico 3.3. Comportamiento de la relación de isomerización 2,2DMB/ΣC6

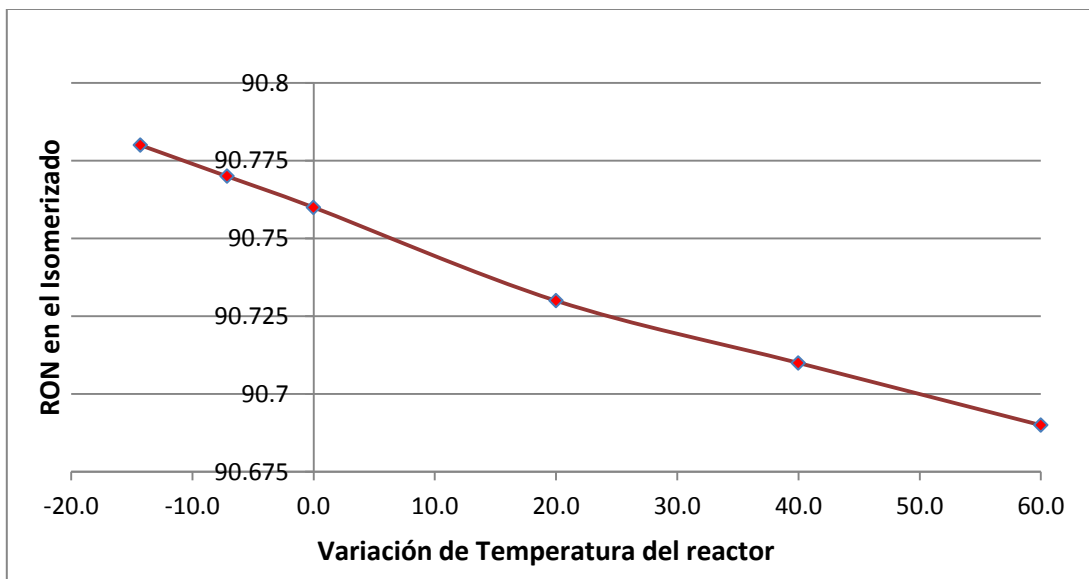


Gráfico 3.4. Comportamiento del RON del isomerizado

En los gráficos 3.2, 3.3 y 3.4 se puede apreciar que el modelo ante un incremento de la temperatura de entrada al reactor responde con el comportamiento esperado en cuanto a la relación de isomerización de C5, relación de isomerización de C6 y al número de octano RON, del isomerizado pues como se aprecia en el Capítulo I (Gráfico 1.1) ante un incremento en la temperatura de reacción en un proceso de isomerización el equilibrio termodinámico de la reacción entre la normal parafina y el isómero correspondiente se

desplaza hacia la normal parafina disminuyendo el contenido de isómeros en el producto y a su vez el número de octano (*RON*) de la corriente de salida. Esta tendencia es la que puede ser observada en dichos gráficos por lo que se afirma que el modelo de simulación puede ser empleado para el estudio del proceso.

3.3 Estudio simulado de la unidad de isomerización

La simulación de la unidad de isomerización se realiza para tres niveles de operación, inicio de corrida, más conocido en inglés como *Start Of Run* (SOR), intermedio del ciclo de operación y final del ciclo de operación o más conocido en inglés como *End Of Run* (EOR) donde se obtienen los parámetros operacionales requeridos para procesar la nueva alimentación de nafta ligera que se muestran en la tabla 3.2.

Tabla 3.2a. Parámetros operacionales para la nueva alimentación

REACTOR				
Parámetro	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
Carga Catalizador	<i>kg</i>	<i>12800</i>	<i>12800</i>	<i>12800</i>
Temp entrada	$^{\circ}\text{C}$	<i>120</i>	<i>140</i>	<i>160</i>
Temp salida	$^{\circ}\text{C}$	<i>165,9</i>	<i>183,9</i>	<i>202</i>
Presión Entrada	<i>kgf/cm²g</i>	<i>31,9</i>	<i>31,9</i>	<i>31,9</i>
Presión Salida	<i>kgf/cm²g</i>	<i>30,9</i>	<i>30,9</i>	<i>30,9</i>
Velocidad espacial	<i>h⁻¹</i>	<i>0,33</i>	<i>0,33</i>	<i>0,33</i>
Recirculación de H₂	<i>Nm³/h</i>	<i>1271</i>	<i>1289</i>	<i>1305</i>
H₂ de reposición	<i>Nm³/h</i>	<i>965</i>	<i>978</i>	<i>987</i>
Presión parcial H₂	<i>kgf/cm²</i>	<i>20,6</i>	<i>20,6</i>	<i>20,6</i>

Tabla 3.2b. Parámetros operacionales para la nueva alimentación

SEPARADOR				
Parámetro	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
Presión	<i>kgf/cm²g</i>	<i>28,4</i>	<i>28,4</i>	<i>28,4</i>
Temperatura	$^{\circ}\text{C}$	<i>35</i>	<i>35</i>	<i>35</i>

Tabla 3.2c. Parámetros operacionales para la nueva alimentación

T-501				
Parámetro	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
<i>Presión D-501</i>	<i>kgf/cm²g</i>	<i>3</i>	<i>3</i>	<i>3</i>
Temperatura D-501	°C	40	40	40
Presión Tope	<i>kgf/cm²g</i>	<i>3,4</i>	<i>3,4</i>	<i>3,4</i>
Temperatura Tope	°C	78	78	78
<i>Presión Fondo</i>	<i>kgf/cm²g</i>	<i>4</i>	<i>4</i>	<i>4</i>
Temperatura Fondo	°C	94	94	94

Tabla 3.2d. Parámetros operacionales para la nueva alimentación

T-502				
Parámetro	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
<i>Presión D-502</i>	<i>kgf/cm²g</i>	<i>1,2</i>	<i>1,2</i>	<i>1,2</i>
Temperatura D-502	°C	40	40	40
Presión Tope	<i>kgf/cm²g</i>	<i>1,7</i>	<i>1,7</i>	<i>1,7</i>
Temperatura Tope	°C	73	73	73
<i>Presión Fondo</i>	<i>kgf/cm²g</i>	<i>2,2</i>	<i>2,2</i>	<i>2,2</i>
Temperatura Fondo	°C	109	109	109

Tabla 3.2e. Parámetros operacionales para la nueva alimentación

T-503				
Parámetro	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
<i>Presión D-504</i>	<i>kgf/cm²g</i>	<i>12,5</i>	<i>12,5</i>	<i>12,5</i>
Temperatura D-504	°C	40	40	40
Presión Tope	<i>kgf/cm²g</i>	<i>13</i>	<i>13</i>	<i>13</i>
Temperatura Tope	°C	63	62	61
<i>Presión Fondo</i>	<i>kgf/cm²g</i>	<i>13,5</i>	<i>13,5</i>	<i>13,5</i>
Temperatura Fondo	°C	137	137	137

En las tablas anteriores se aprecia que los equipos existentes utilizados en el esquema seleccionado son capaces de procesar la nueva materia prima y operan próximos a los parámetros de diseño, para ello fue necesario incorporar al esquema propuesto dos nuevos

intercambiadores, uno para sustituir el horno existente F-502 en la corriente de entrada al reactor y el otro se incorpora a la entrada de la torre estabilizadora T-503.

A partir de los parámetros operacionales mostrados en las tablas se obtiene el balance de materia y las especificaciones de los productos obtenidos en la unidad de isomerización al procesar la nueva alimentación de nafta ligera, los que se muestran en las tablas siguientes:

Tabla 3.3. Características de la nueva alimentación

HK-70				
	U/M	Valor <i>SOR</i>	OP. Media	Valor <i>EOR</i>
Gravedad específica			0,6335	
RVP	kgf/cm ²		1,103	
RON			78,1	
MOM			78,32	
Temperatura de inflamación	°C		-46,5	
Destilación ASTM D-86				
PIE	°C		24	
10%	°C		31	
50%	°C		38	
90%	°C		41	
PFE	°C		71	

Tabla 3.4. Balance de materia para la nueva alimentación

	Rendimiento <i>SOR</i>		Rendimiento promedio		Rendimiento <i>EOR</i>	
	t/h	% peso	t/h	% peso	t/h	% peso
MATERIA PRIMA PROCESADA						
HK-70	4,426		4,426		4,426	
H₂	0,229	5,2	0,232	5,2	0,234	5,3
PRODUCCIÓN OBTENIDA						
Gas hidrog.	0,224	5,1	0,224	5,1	0,230	5,2
Gas HC	0,048	1,1	0,048	1,1	0,051	1,2
GLP	0,067	1,5	0,067	1,5	0,061	1,4
Isomerizado	4,316	97,5	4,317	97,5	4,313	97,4

Tabla 3.5. Características del Hidrógeno de reposición

HIDRÓGENO				
Propiedades	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
Composición				
Hidrógeno	% vol		78,0	
Metano	% vol		2,41	
Etano	% vol		5,78	
Propano	% vol		7,5	
i-butano	% vol		2,63	
n-butano	% vol		2,42	
i-pentano	% vol		0,82	
n-pentano	% vol		0,48	

Tabla 3.6. Características del hidrógeno de recirculación

GAS DE RECICLO				
	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
Composición				
Hidrógeno	% vol	76,46	76,51	76,71
Metano	% vol	4,49	4,43	4,37
Etano	% vol	3,80	3,82	3,83
Propano	% vol	2,23	2,24	2,26
i-butano	% vol	0,64	0,62	0,60
n-butano	% vol	0,48	0,49	0,50
i-pentano	% vol	9,05	8,95	8,93
n-pentano	% vol	2,33	2,45	2,61
C6+	% vol	0,51	0,49	0,48

Tabla 3.7a. Características de los productos

GAS HC				
	U/M	Valor EOR	Op. Media	Valor EOR
Composición				
Hidrógeno	% vol	22,84	22,43	22,28
Metano	% vol	8,83	8,57	8,40
Etano	% vol	25,99	26,05	26,11
Propano	% vol	30,50	31,30	31,77
i-butano	% vol	6,81	6,70	6,47
n-butano	% vol	3,33	3,43	3,49
i-pentano	% vol	1,59	1,41	1,36
n-pentano	% vol	0,11	0,11	0,11
C6+	% vol	0,0026	0,0022	0,0021

Tabla 3.7b. Características de los productos

GLP				
	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
Gravedad específica		0,5370	0,5350	0,5343
RVP	kgf/cm ²	35,06	35,16	34,52
Composición				
Hidrógeno	% vol	0,17	0,17	0,17
Metano	% vol	0,59	0,58	0,57
Etano	% vol	8,49	8,60	8,66
Propano	% vol	37,06	38,41	39,14
i-butano	% vol	21,07	20,92	20,26
n-butano	% vol	14,60	15,18	15,48
i-pentano	% vol	16,40	14,61	14,16
n-pentano	% vol	1,58	1,49	1,53
C6+	% vol	0,0423	0,0370	0,0354

Tabla 3.7c. Características de los productos

ISOMERIZADO				
	U/M	Valor SOR	Op. Media	Valor EOR
Gravedad específica		0,6255	0,6256	0,6256
RVP	kgf/cm ²	1,289	1,29	1,291
RON		90,78	90,76	90,74
MOM		88,88	88,86	88,84
Temperatura de inflamación	°C	-49,38	-49,37	-49,39
Destilación ASTM D-86				
PIE	°C	16	16	16
10%	°C	25	25	25
50%	°C	34	34	34
90%	°C	35	35	35
PFE	°C	65	65	65

En las tablas anteriores se observa que, con el catalizador y esquema propuesto, a partir de la instalación existente y las pequeñas modificaciones realizadas es posible procesar la nueva materia prima y obtener un producto con los requerimientos de calidad esperado en cuanto al incremento del número de octano del isomerizado.

Terminada la simulación de la planta de isomerización con la nueva alimentación y con vistas a realizar el estimado de costos se selecciona el equipamiento no existente, el nuevo que se requiere o el que necesita modificaciones a los que se las determina el costo de adquisición o modificación según se muestra en la Tabla 3.8.

3.4 Estimado de costo de las modificaciones a la unidad de isomerización

El primer paso para determinar el costo de la reactivación de la unidad de isomerización es la determinación del costo de los equipos necesarios para reactivar la unidad, el cual se realiza a partir de la simulación con la nueva alimentación y métodos de estimación a partir de las características de los equipos, los que se actualizan al año 2017 y se muestran a continuación:

Tabla 3.8. Actualización del costo de equipos.

Ítem	Año Base	k\$/Unid Año Base	Índice año base	k\$/Unid Año 2017	Cantidad Unid	Costo k\$
Columnas y accesorios						1 545,96
Platos de válvulas, T-501	1979	2,84	756,60	10,09	100	1 009,41
Platos de válvulas, T-502	1979	2,16	756,60	7,66	70	536,55
Platos de válvulas, T-503	1979	1,24	756,60	4,39	31	136,03
Reactores						807,13
Catalizador, kg	2017	63,06	² 687,60	63,06	12 800	807,13
Equipos de intercambio de calor						47,12
E-513, Área transf: 19 m²	2014	36,50	² 555,20	38,39	1	38,39
E-514, Área transf: 8 m²	2014	8,30	² 555,20	8,73	1	8,73
Total equipos						2 400,21

El costo de la inversión de la unidad de isomerización determinado por la metodología planteada por Chilton a partir del costo de los equipos y actualizado al año 2017 asciende a **10 058.08 USD** y se desglosa como sigue:

Tabla 3.9. Costo total de la inversión.

No .	Concepto	Rango del Factor multiplicador		Factor multiplicador asignado	Costos k\$
1	Costo de equipos		1,00	1,00	2 400,21
2	Costo de equipamiento instalado	1,40	2,20	1,45	3 480,30
3	Tuberías de proceso			0,30	1 044,09
4	Instrumentación / Automatización			0,20	696,06
5	Edificaciones y preparación del terreno			0,00	0,00
6	Servicios auxiliares (potencia, vapor, agua)			0,05	174,02
7	Líneas exteriores			0,15	522,05
8	Costo físico total				5 916,52
9	Ingeniería y Construcción			0,35	2 070,78
10	Contingencia y beneficio del Contratista			0,30	1 774,96
11	Factor de tamaño			0,05	295,83
12	Costo total de la planta				10 058,08

3.5 Factibilidad técnica económica de la reactivación de la unidad de isomerización

A partir del costo estimado de la reactivación de la planta de isomerización el siguiente paso es determinar la factibilidad de introducir la unidad en el esquema de refinación sobre la base de las premisas establecidas en el Capítulo II y de los ingresos que se generan a partir del balance material diferencial

3.5.1 Balance de materiales

El balance de materiales se desarrolla bajo dos esquemas de procesamiento,

1. Esquema tecnológico actual de la refinería (Caso Base)
2. Esquema tecnológico actual de la refinería (Caso Base) incorporando una unidad de Isomerización.

Para obtener estos balances se utiliza el *software* de programación lineal PIMS bajo las siguientes premisas:

- Dieta de crudos Mesa 30 y Merey 16 en proporción 88 -12 % vol respectivamente.
- Calidades de productos según catálogo de especificaciones vigente de CUPET.
- Demandas libres de productos, excepto para el Jet la cual se fija en 1097 BPD por requerimientos de mercado.
- Precios de crudo y productos de acuerdo al Plan de compras y ventas para el 2019.
- Rendimiento de productos obtenidos en la simulación de la unidad de isomerización.

Una comparación del resultado de ambos balances se muestra a continuación

Tabla 3.10. Balance material del esquema de refinación

	PRECIO \$/BBI	REFINERIA ACTUAL (CASO BASE)		CASO BASE + Isomerización	
		PRODUCC BPD	\$	PRODUCC BPD	\$
COMPRA DE CRUDOS		65 000	4 165 158,40	65 000	4 165 158,40
Mesa	64,94	57 200	3 714 568,00	57 200	3 714 568,00
Merey	57,77	7 800	450 590,40	7 800	450 590,40
VENTA DE PRODUCTOS		63 139	5 131 154,39	63 138	5 145 700,58
GLP	55,36	1 219	67 478,96	1 219	67 478,96
Gasolina 83	91,87	2 120	194 753,80	0	0,00
Gasolina 90	98,77	7 827	773 096,27	9 946	982 396,26
Turbo	91,90	1 097	100 812,11	1 097	100 812,11
Diesel 0.5 %S	95,49	17 996	1 718 402,05	17 996	1 718 402,05
Diesel 0.8 %S	88,26	0	0,00	0	0,00
IFO 380	70,10	0	0,00	0	0,00
Fuel Oil 400 cSt	69,24	32 880	2 276 611,20	32 880	2 276 611,20
Fuel Oil 650 cSt	64,31	0	0,00	0	0,00
MARGEN BRUTO DE REFINO	\$/BBI		14,86		15,09

Como se puede apreciar de la tabla 3.10 la introducción de una unidad de isomerización al esquema tecnológico actual solo impacta en las producciones de gasolinas, algo esperado pues este nuevo proceso transforma nafta liviana con bajo número de octano en producto isomerizado con número de octano entre 90 y 91 puntos, permitiendo incrementar la producción de gasolina 90 y por consecuencia el valor de las ventas.

El hecho de incorporar la planta de isomerización en el esquema de refinación hace posible producir toda la gasolina con calidad RON 90 y permite que el margen de refinación se incremente de 14,86 \$/BBI a 15,09 \$/BBI lo que genera un valor diferencial de 0,22 \$/BBI de crudo procesado.

3.5.2 Flujo de caja

Como resultado de las premisas y el balance material diferencial se obtiene un flujo de caja diferencial que se detalla en el Anexo 21 y cuyo resultado se muestra en el gráfico 3.4

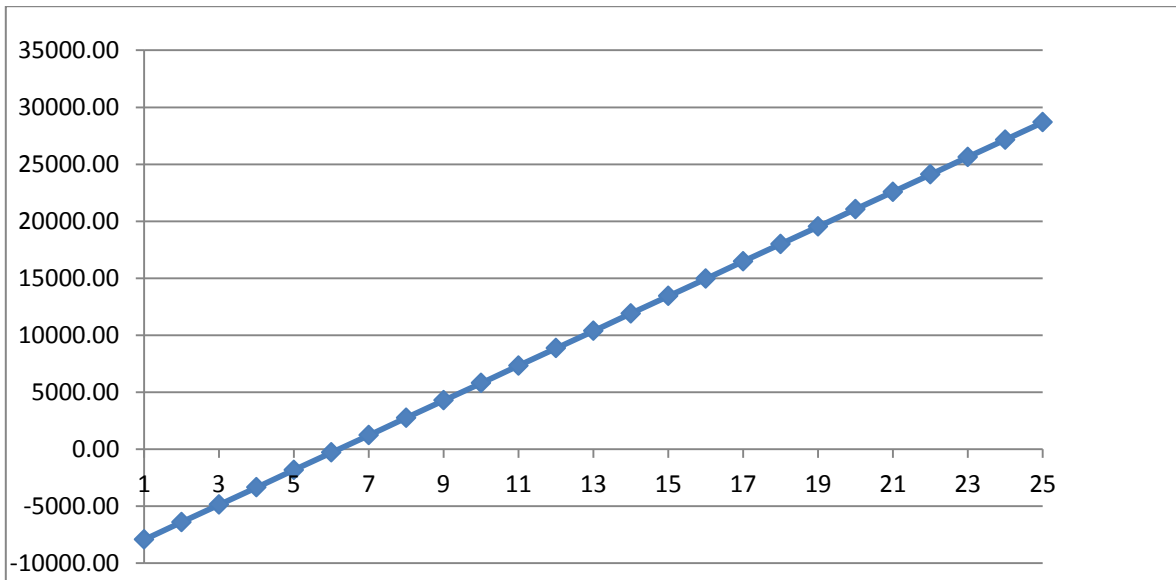


Gráfico 3.4. Flujo de caja del proyecto de reactivación de la planta de isomerización

Los indicadores de rentabilidad derivados del flujo de caja se muestran en la Tabla 3.11

Tabla 3.11. Indicadores de rentabilidad del proyecto

TIR %	18,94%
VAN k\$	\$1 638,45
RECUP. INVERSIÓN, AÑOS	6,20

En la tabla anterior se aprecia que, con el nivel de inversión determinado, la inversión se recupera en 6,2 años y se obtiene al final de la vida de la planta un VAN de \$ 1 638 450, además se obtiene una tasa interna de retorno de 18,94 %, superior a la tasa de interés establecida de 15 %, lo que demuestra que el proyecto es viable económicamente.

3.6 Conclusiones Parciales

- 1.** El modelo obtenido para simular el proceso de isomerización se encuentra ajustado pues se valida contra los datos de operación del catalizador SI-2 de la tecnología Isomalk-2 y se obtienen errores inferiores al 10 %.
- 2.** El modelo validado responde adecuadamente ante la prueba de sensibilidad, donde disminuye las relaciones de isomerización y el RON del isomerizado al aumentar la temperatura de reacción.
- 3.** La simulación del proceso de isomerización se realiza para tres niveles de operación donde se aprecia que los equipos existentes son capaces de procesar la nueva materia prima y operan próximos a los parámetros de diseño, además se obtienen las especificaciones de calidad del producto isomerizado. También se determina la necesidad de incorporar dos nuevos intercambiadores al esquema propuesto.
- 4.** Se obtienen las especificaciones de calidad del producto isomerizado a partir del modelo que se desarrolla.
- 5.** El nivel de inversión que se requiere para procesar la nueva materia prima en la unidad de isomerización de la Refinería Camilo Cienfuegos equivale a \$ 10 058 080.
- 6.** Incorporar la unidad de isomerización al esquema de refinación de la Refinería de Cienfuegos es factible desde el punto de vista económico al generar beneficios a partir del 7^{mo} año de explotación de la unidad con una TIR de 18,94 % superior a la tasa de descuento del 15 % y un VAN de \$ 1 638 450.

CONCLUSIONES

1. El modelo de simulación construido reproduce el proceso de isomerización de la tecnología instalada en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, obteniéndose una desviación de menos del 10 % respecto a los parámetros de diseño del catalizador.
2. Con las modificaciones introducidas en el esquema del proceso de isomerización instalado en la refinería de petróleo Camilo Cienfuegos, se logra la isomerización de los componentes pentano/hexano presente en la corriente de la nafta virgen ligera procedente del proceso de destilación primaria, con valores de RON en la corriente de salida que cumple con los estándares para el catalizador seleccionado.
3. Incorporar la unidad de isomerización al esquema de refinación de la refinería de Cienfuegos incrementa el margen de refinación en 0,22 \$/Bbl de Crudo procesado.
4. Se requiere de una inversión que equivale a \$ 10 058 080 para procesar la nueva materia prima en la unidad de isomerización de la Refinería Camilo Cienfuegos, que puede ser recuperada a partir del 7^{mo} año con un TIR de 18,94 % y un VAN de \$ 1 638 450.

RECOMENDACIONES

1. Continuar precisando sobre los datos del diseño básico que permitan mejorar el tipo de estimado de costo, para la mejor toma de decisiones respecto a la inversión.
2. A partir de los resultados del estimado de costo valorar la inclusión de la Planta de Isomerización en el Esquema de Refino de Cienfuegos.

BIBLIOGRAFÍA

1. **AACE. (2011).** Cost Estimating and Budgeting. International Recommended Practice. No. 18R-97.
2. **Adithan, M. (2007).** Process Planning and Cost Estimation. New Delhi: New Age International Publishers.
3. **Alemán Vázquez, L. O. (2005).** Síntesis y caracterización de catalizadores tipo MoO_xCy y $\text{Pt/WO}_x/\text{ZrO}_2$ y su evaluación en la Isomerización de alcanos de 7 y 8 átomos de carbono. Doctor en Química, Universidad Autónoma del Estado de Hidalgo.
4. **Amanqui Rodríguez, M. E., y Aguilar Alcoser, J. L. (2011).** Estudio Técnico - Económico de Prefactibilidad de un proceso de Transformación para el Incremento de Octanaje de Gasolinas en Refinerías de la Selva del Perú. Ingeniero Químico, Universidad Nacional de Ingeniería de Lima, Perú.
5. **Aspen Technology, Inc. 2015.** [En línea] 2015. [Citado el: 15 de marzo de 2015.] <http://www.aspentech.com/products/aspentech-engineering/>.
6. **Barberi Efrain. (2000).** Temas Petroleros. Petroquímica, La industria prodigiosa. Programa de Educación Petrolera. PDVSA. Editorial Colson C.A. Caracas, Venezuela.
7. **Blank y Tarquin, (1999):** Ingeniería Económica, Quinta Edición;. Editorial Mc. Graw-Hill, 1999. • Gabriel Baca Urbina, “Evaluación de Proyectos”.
8. **Benini, R., Cortés, M. P., Paladino, J. C., Spinelli, L., Tambussi, M. S., y Trubiano, G. (2011).** Refinación del Petróleo (Vol. 2). Argentina.
9. **Campbell, J. (2001).** Gas Conditioning and Processing. Vol. 1: The Basic Principles. USA : Ed. Campbell Petroleum. Series. USA, pp. 1-43., 2001. Vol. 1: The Basic Principles. Series. USA, pp. 1-43.
10. **Chauvel, Fournier & Raimbault. (2003).** Manual of Process economic Evaluation. Revista Oil and Gas Journal.
11. **CEINPET, (2015).** Centro de Investigaciones del Petróleo. VIII Jornadas Científico-Técnicas del CEINPET. Comisión de Refinación y Catálisis. Ciudad de La Habana. 18 -26 junio/2015.
12. **CUPET, (2014).** Catálogo de especificaciones de la Unión CUPET. 2014

13. **Cooper James R. (2003).** Process Engineering Economics. University of Arkansas. Editorial Marcel & Dekker. ISBN: 0-8247-4036-X. Año 2003, Tabla 4.14 pág. 91.
14. **Christensen and Dysert. (2003).** Cost estimate classification system. AACE International Recommended Practice No. 17R-97. Pages 7. TCM Framework: 7.3 – Cost Estimating and Budgeting.
15. **Deak, V. G., Rosin, R. R., & Sullivan, D. K. (2008).** Light Naphtha Isomerization. A Honeywell Company, 1-10.
16. **Decoopman, F. (2002).** Petroleum Conversion Processes. Institut Francais du Pétrole Publications. Paris. France.: Edited by Pierre Leprince. Editions TECHNIP., 2002. ISBN 2-7108-0779-03 Series ISBN 2-7108-0686-X. Chapter 19, pag.639-643.
17. **Domergue, B., & Watripont, L. (2005).** A variety of isomerization technologies are available, for conventional once-through and DIH recycle processes to advanced recycle schemes involving molecular separation processes. Axens, 21-25.
18. **Evans, L.B. (1981).** Estimate costs of distillation and absorption towers via correlations. Revista Chemical Engineering.
19. **Fahim, M. A., Al-Sahhaf, T. A., & Elkilani, A. S. (2010).** Fundamentals of Petroleum Refining. Amsterdam.
20. **Farrar, G. (2017).** Nelson-Farrar Quarterly Costimating: Indexes for selected equipment items. (E. Perspective, Ed.) Oil and Journal Digital Magazine.
21. **García Alamilla, R., Ramos Galván, C. E., Sandoval Robles, G., Melo Banda, J. A., & García Serrano, L. A. (2005).** Isomerización de n-pentano sobre Pt/H-Modernita y Pt- Re/HModernita-Al₂O₃. Revista Mexicana de Ingeniería Química, 4, 253-260.
22. **Gary, H.J and Handwerk, G.H. (2006).** Petroleum Refining. Technology and Economics. New York • Basel : Marcel Dekker, Inc., 2006. Fourth Edition. ISBN: 0-8247-0482-7. pp. 49.
23. **GGPIC, 1999.** Guías de Gerencia para Proyectos de Inversión Capital (GGPIC) de Petróleos de Venezuela.

24. **Han, L. y Perozo, M.(2014)**. Mejoras en la preparación de soda del sistema de lavado cáustico de la planta de oleofinas I del complejo "Ana María Campos" Rafael Urdaneta.
25. **Henao, C. (2002)**. Uso del paquete de simulación HYSYS Process.
26. **KBC. Advanced-Technologies. (2004)**. Petro-SIM™ 6.1 Process Simulator. Petro-SIM y Profimatics es una marca registrada de KBC Advanced Technologies. United Kingdom : United Kingdom Oil & Gas news in Europe, 2004. www.kbc.com.
27. **Urpí, J. (2008)**. Tecnología y margen de refino de petróleo. s.l. : ediciones@diazdesantos.es. Internet: <http://www.diazdesantos.es/ediciones>, 2008. ISBN: 978-84-7978-875-9.
28. **Løften, T. (2004)**. Catalytic isomerization of light alkanes.
29. **LEEPIC, 2012**. Lineamientos para la evaluación económica de proyectos de inversión de capital.
30. **Matches, (2014)**. <http://www.matche.com/equipcost/EquipmentIndex.html>.
31. **Martínez, H. (2002)**. Simulación de procesos en Ingeniería Química.
32. **Maturell, L. (2015)**. Selección de un esquema de tratamiento para disminuir la acidez de la nafta craqueada que se obtendrá en la Unidad de Craqueo Catalítico durante la Fase I del Proyecto Expansión de la Refinería de Cienfuegos.
33. **Molina Cuéllar, D. (2014)**. Propuesta de reconversión de la unidad de isomerización de pentano de la Refinería de Petróleo Camilo Cienfuegos de alta a baja temperatura.
34. **Montesdeoca Espín, D. E. (2013)**. Simulación de la Unidad de Reformado catalítico de la Refinería Estatal Esmeralda. Trabajo de Fin de Maestría, Universidad Politécnica de Madrid.
35. **Montoya de la Fuente, J. A., & Hernández Pichardo, M. L. (2012)**. Isomerización de n-heptano empleando catalizadores de Pt/Zirconia-Tungstatada.
36. **Refinería Cienfuegos (1985)**. Reglamento Tecnológico Sección 500 de la Refinería de Cienfuegos.
37. **Sias Anaya, J., (1998)**. Estimación de inversiones para equipos principales de proceso" Instituto Tecnológico de Celaya, México

38. **Torres Robles, R., & Castro Arellano, J. J. (2002).** Análisis y simulación de procesos de Refinación del Petróleo (Primera., Vol. 27). DF México.
39. **Wauquier J.P. (2001).** Petroluem Refining. Separation Processes. Institut Francais du Pétrole Publications. Paris. France. : Edited by Pierre Leprince. Editions TECHNIP., 2001. ISBN 2-7108-0779-0 Series ISBN 2-7108-0686-X. Chapter 2, pag, 20-26.
40. **Wuithier, P. (1997).** El Petróleo Refino y Tratamiento Químico.
41. **Varela, S. (2013).** Evaluación de alternativas de crudo a refinar en la unidad de Destilación Atmosférica.

ANEXOS

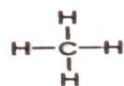
Anexo 1: Composición del Crudo

HOMBRE	FÓRMULA	PUNTO EBULLICIÓN °C	GRAV. ESPECIF.	PROD. COMERCIALES
Metano	CH ₄	-259/-163	0.250	Gas natural
Etano	C ₂ H ₆	-128/-90	0.425	Gas natural
Propano	C ₃ H ₈	-44/-42	0.508	LPG
Isobutano	I-C ₄ H ₁₀	-11/-12	0.563	LPG
N-Butano	N-C ₄ H ₁₀	31/-1	0.584	LPG
Pentanos	C ₅ H ₁₂	90/33	0.630	Comb. Automotor
Hexanos	C ₆ H ₁₄	145/63	0.660	Comb. Automotor
Octanos	C ₈ H ₁₈	245/120	0.700	Comb. Automotor
Decanos	C ₁₀ H ₂₂	345/175	0.750	Comb. Automotor
Tetradecano	C ₁₄ H ₃₀	490/256	0.765	Kerosén
Hexadecano	C ₁₆ H ₃₄	549/290	0.770	Aceite
Triacotanos	C ₃₀ H ₆₂	855/461	0.852	Aceite pesado
Tetracontano	C ₄₀ H ₈₂	1,012/544	0.954	Fuel Oil
Asfaltenos	C ₈₀ H ₁₆₂	1,200+/649+	0.990	Asfalto

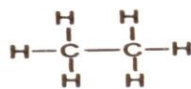
Anexo 2: Isómeros en el Crudo

Numero de Carbonos	PUNTO EBULLICIÓN °f/°C	Numero de Isómeros	PROD. COMERCIALES
5	97 / 36	3	Gasolina
8	258 / 126	18	Gasolina
10	345 / 174	75	Gasolina
12	421 / 216	355	Gasolina
15	519 / 271	4347	Diesel y Jet Fuel
20	651 / 344	$3,66 \times 10^5$	Diesel y Jet Fuel
25	755 / 402	$3,67 \times 10^7$	Diesel y Jet Fuel
30	840 / 449	$4,11 \times 10^9$	Gasoil de vacío
35	921 / 489	$4,93 \times 10^{11}$	Residuo atmosférico
40	972 / 522	$6,24 \times 10^{13}$	Residuo atmosférico
45	1022 / 550	$8,22 \times 10^{15}$	Residuos de vacío
60	1139 / 615	$2,21 \times 10^{22}$	Residuos de vacío
80	1242 / 672	$1,06 \times 10^{31}$	No destilables
100	1306 / 708	$5,92 \times 10^{39}$	No destilables

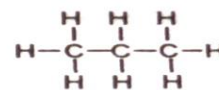
Anexo 3: Parafinas



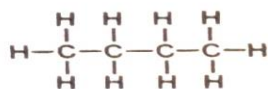
Metano



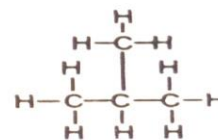
Etano



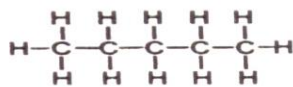
Propano



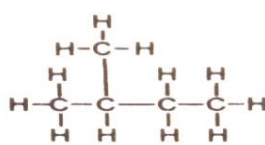
n-Butano



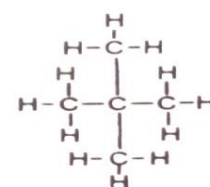
Isobutano



n-Pentano

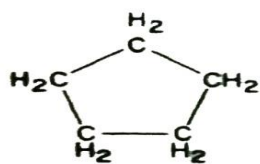


Isopentano

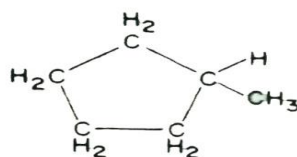


Neopentano

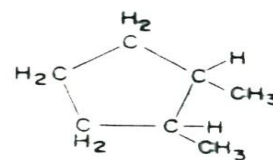
Anexo 4: Naftenos



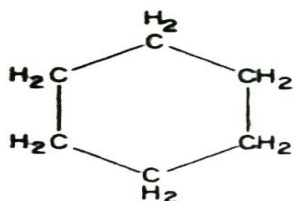
Ciclopentano



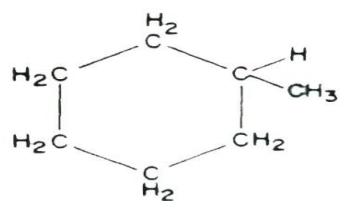
Metilciclopentano



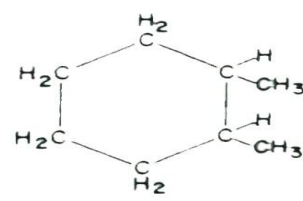
Dimetilciclopentano



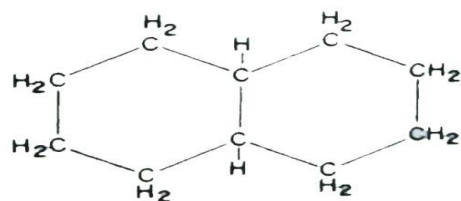
Ciclohexano



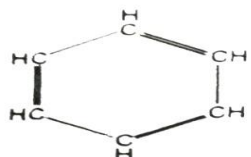
Metilciclohexano



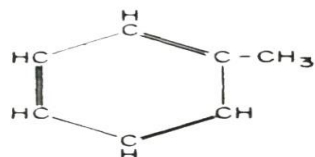
1,2 Dimetilciclohexano

Decalina
(Decahidronaftaleno)

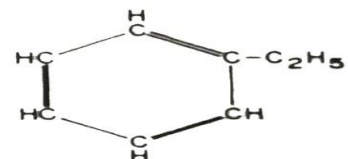
Anexo 5: Aromáticos



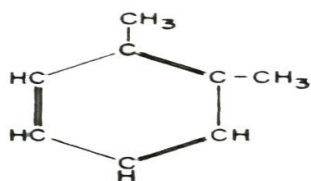
Benceno



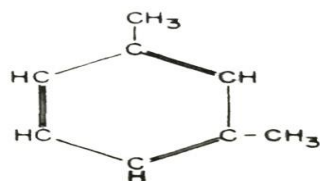
Tolueno



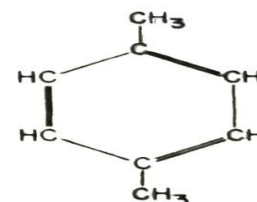
Etilbenceno



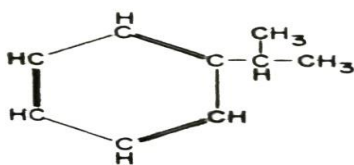
Orto-xileno



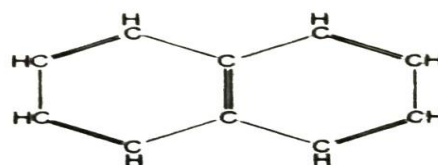
Meta-xileno



Para-xileno



Cumeno



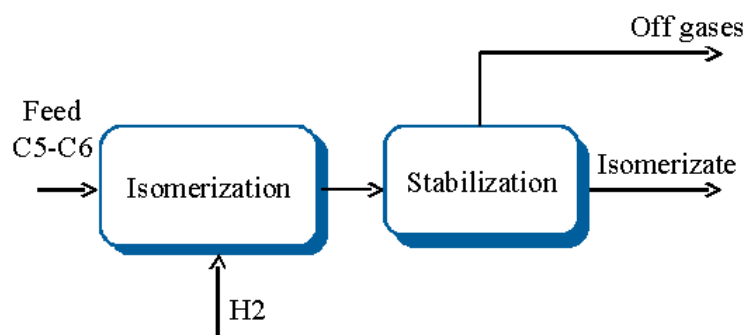
Naftaleno

Anexo 6: Especificaciones de calidad de la gasolina (Fuente: Cupet, 2014).

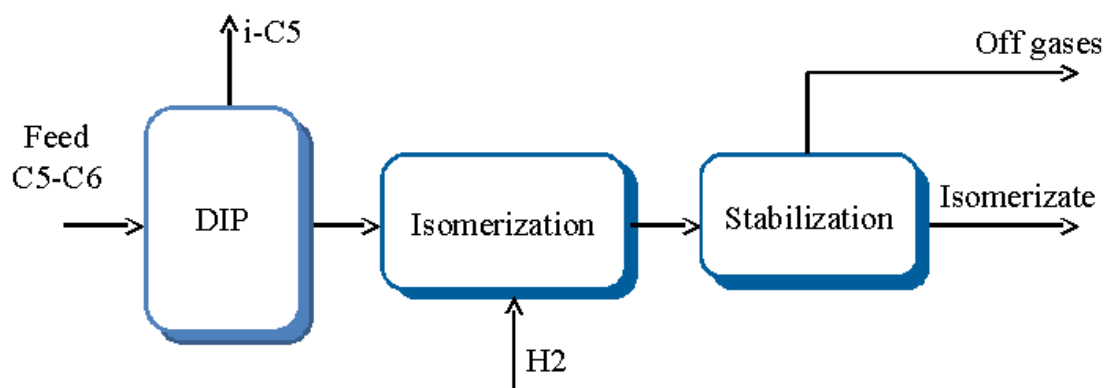
PRODUCTO: GASOLINA MOTOR SIN PLOMO 90 OCTANOS		PROCEDENCIA: DE REF. "CAMILO CIENFUEGOS"	
ESPECIFICACIONES DEL PRODUCTO (VER NOTA 4)			
INDICES DE CALIDAD	U/M	METODO DE ENSAYO	VALOR ESPECIFICADO
1- APARIENCIA	-	VISUAL	CLARO Y BRILLANTE (1)
2- NO. DE OCTANO: INVESTIGATIVO MOTOR	-	ASTM D 2699 ASTM D 2700	90 mín. REPORTAR (2)
3- PLOMO	g Pb/L	ASTM D 3237, D 5059, IP 224	0.013 máx.
4- DESTILACION: INICIAL	°C	ASTM D 86	35 mín
10 % EVAPORADO	°C		70 máx
50 % EVAPORADO	°C		77 - 125
90 % EVAPORADO	°C		190 máx
FINAL	°C		225 máx
RESIDUO	% v/v		2.0 máx
RECOBRADO	% v/v		95 mín
5- PRESION DE VAPOR A 37.8 °C	kPa (PSI)	ASTM D 323, D 5190, D 5191	68 máx (9.9) máx
6- CORROSION AL Cu, 3h A 50 °C	-	ASTM D 130	1 máx
7- GOMA EXISTENTE	mg/100 mL	ASTM D 381	5 máx
8- PERIODO DE INDUCCION	min	ASTM D 525	240 mín (3)
9- AZUFRE TOTAL	% m/m (ppm)	ASTM D 1266, D 2622, D 4294, D 5453.	0.035 máx (350)
10- PRUEBA DOCTOR O	-	ASTM D 4952	NEGATIVA
11- MERCAPTANO	ppm	ASTM D 3227	REPORTAR
12- DENSIDAD A 15 °C	g/cm ³	ASTM D 1298, D 4052	REPORTAR
13- BENCENO	% v/v	ASTM D 3606	REPORTAR
14- COMPOSICION		D 1319	
AROMATICOS	% v/v		REPORTAR
OLEFINAS	% v/v		REPORTAR
BENCENO	% v/v		REPORTAR

OBSERVACIONES:
 (1) CLARO, BRILLANTE Y VISUALMENTE LIBRE DE SEDIMENTOS, SÓLIDOS EN SUSPENSION Y AGUA LIBRE.
 (2) VALOR A REPORTAR EN DEPENDENCIA DE LA CAPACIDAD ANALÍTICA DE REF. "C.CIENFUEGOS. ALTERNATIVAMENTE SE REALIZARÁ EL MONITOREO PERIÓDICO DE DICHO ÍNDICE Y SE REPORTARÁ EN LAS ESTADÍSTICAS DE CALIDAD.
 (3) SE REPORTARÁ EL VALOR REAL HASTA 360 MINUTOS COMO MÍNIMO.
 (4) EN CASO DE DISCREPANCIAS, LA EVALUACION DEL CUMPLIMIENTO DE LAS ESPECIFICACIONES SE REALIZARA SEGÚN ASTM-D 3244.

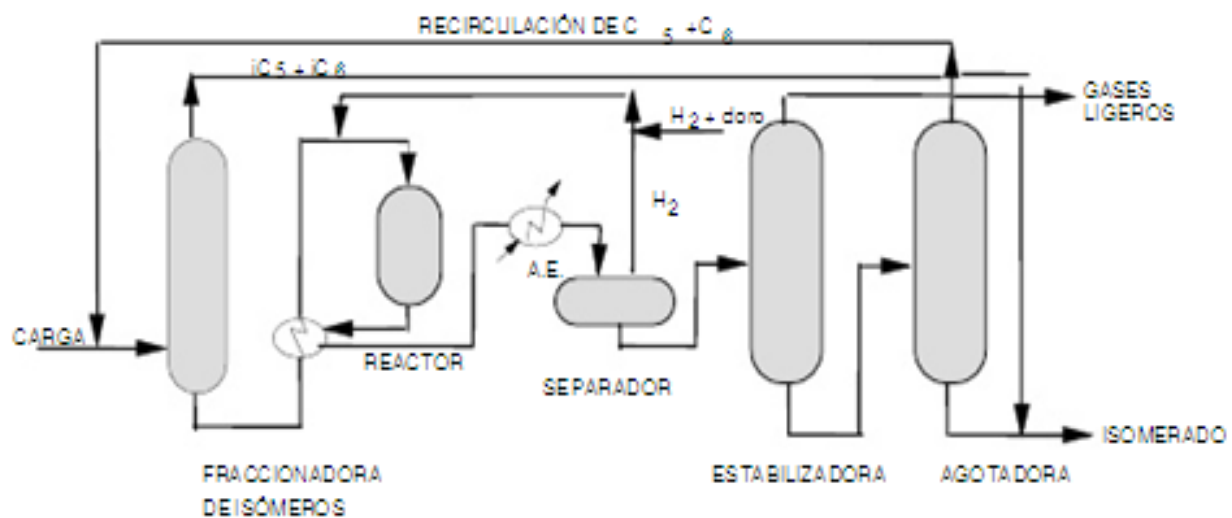
Anexo 7: Esquema de isomerización en un solo paso



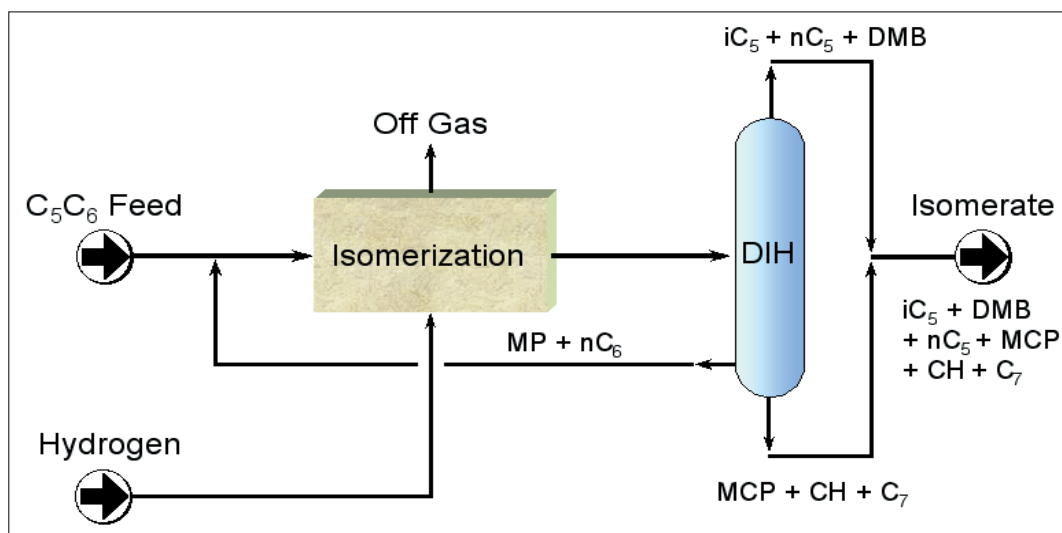
Anexo 8: Esquema en un solo paso con DIP del inyector



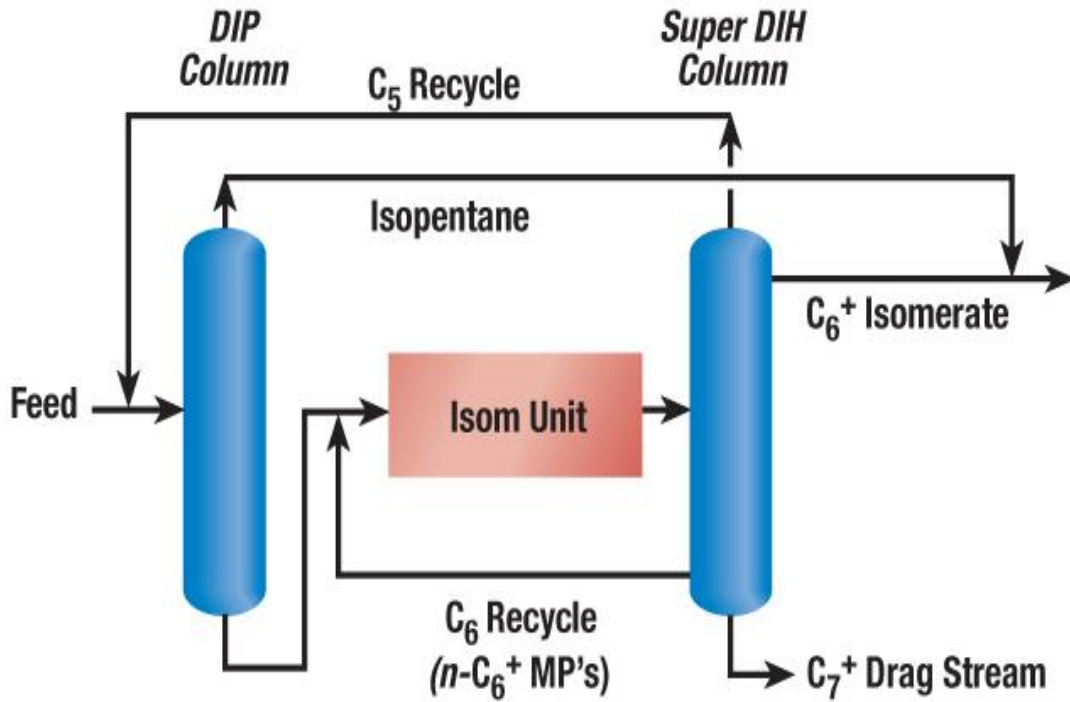
Anexo 9: Isomerización con reciclo de nC5 (con DIP y DP)



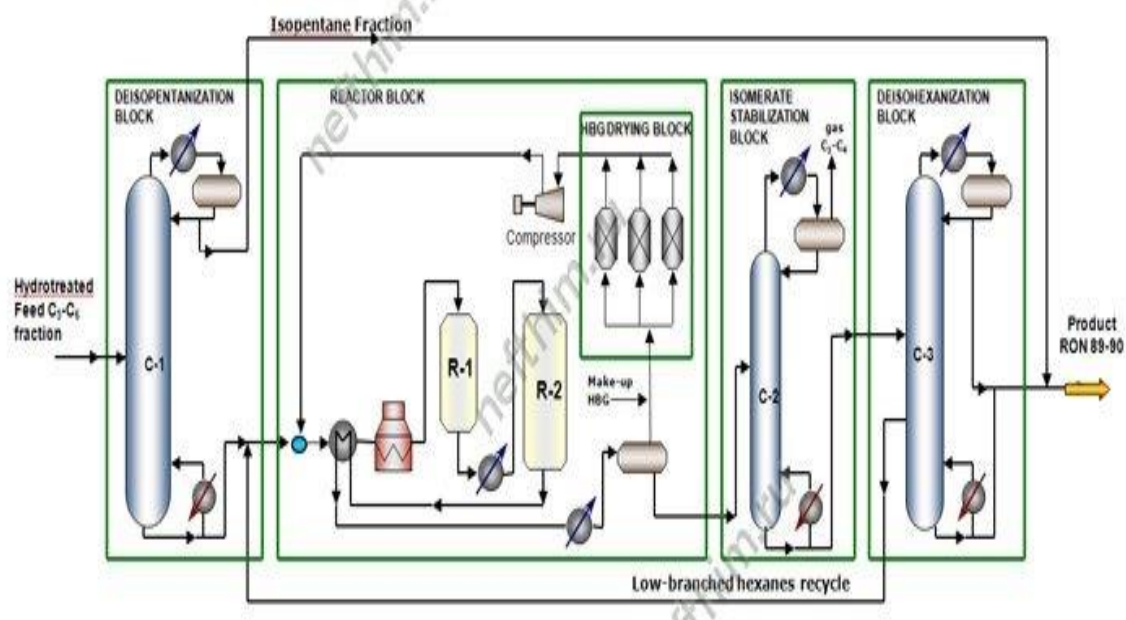
Anexo 10: Esquema de isomerización con DIH y reciclo



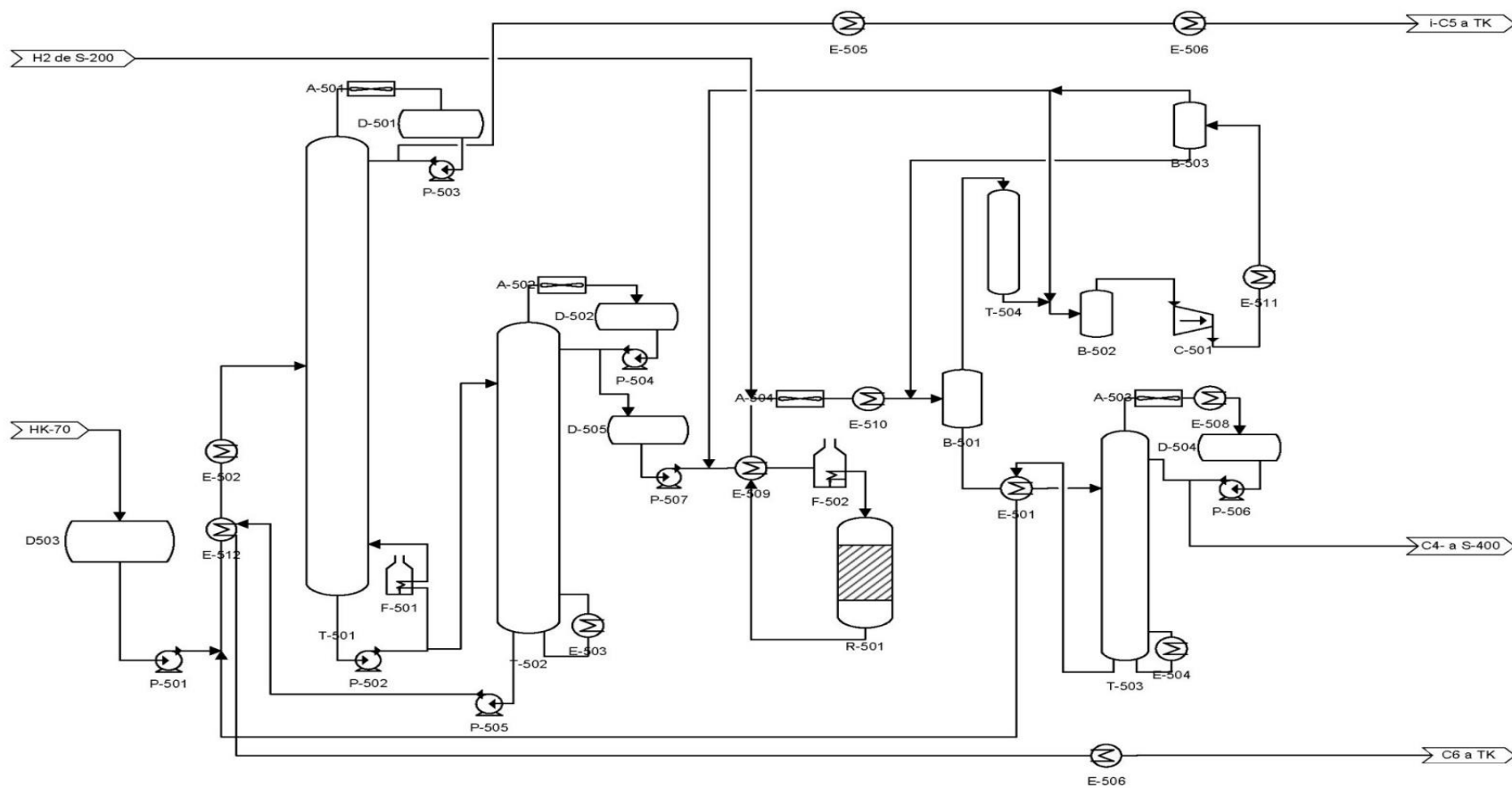
Anexo 11: Esquema de isomerización con reciclo del n-C5, n-C6 y MC5



Anexo 12: Esquema de isomerización con DIP del inyector y DIH del isomerizado



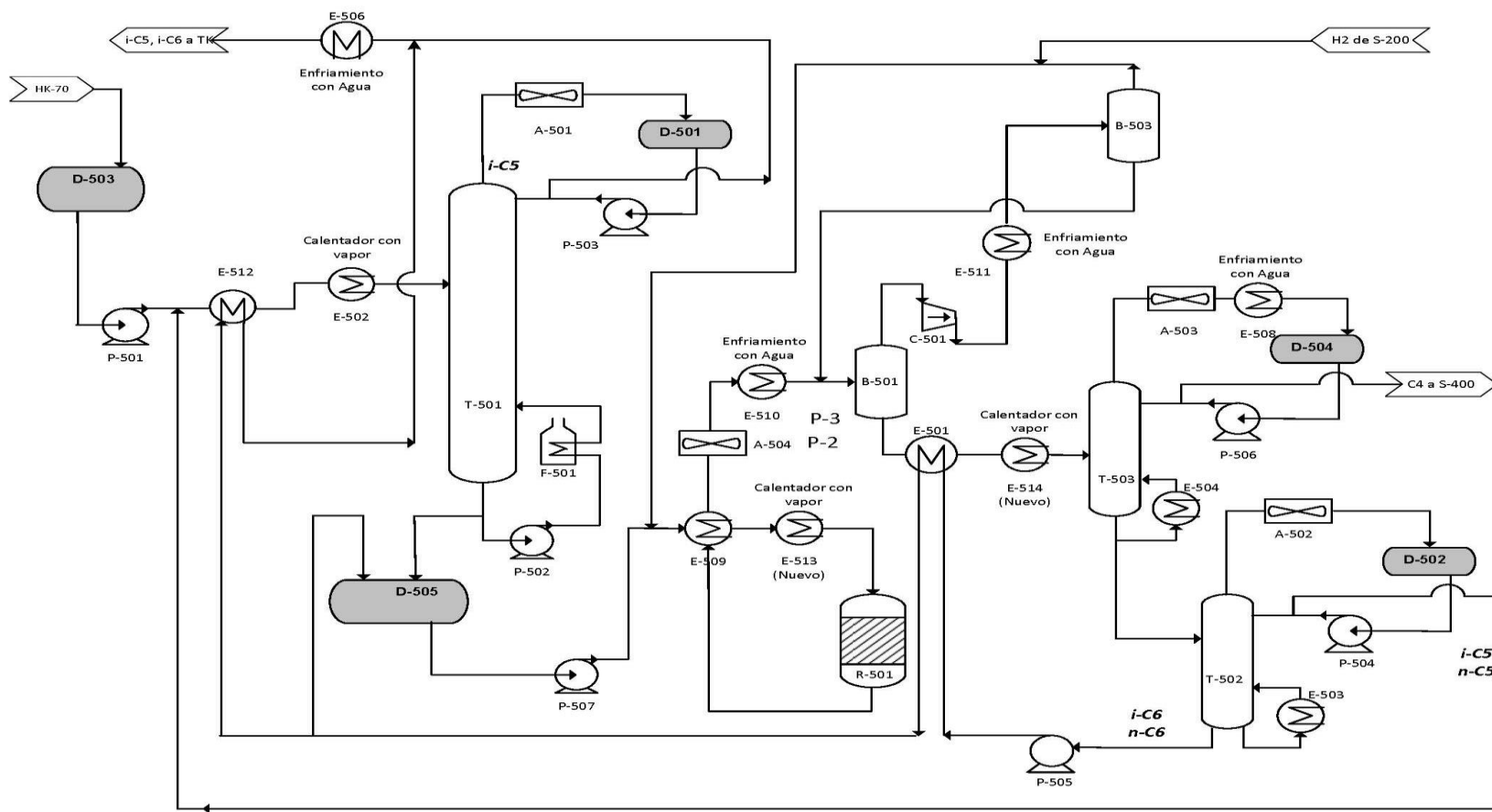
Anexo 13: Esquema de Isomerización Refinería de Cienfuegos (S-500)



Anexo 14: Característica de las materias primas y de los productos finales sección 500

NOMBRE DE LA MATERIA PRIMA	ÍNDICES CUALITATIVOS A COMPROBAR	VALOR	CAMPO DE APLICACIÓN DEL PRODUCTO FINAL
MATERIA PRIMA			
FRACCIÓN ESTABLE HK-70	Composición % en masa:		
	Iso- pentano	5	
	Pentano normal	93	
	Iso-C6+ Ciclo C ₅	2	
	Azufre	Hasta 0,01	
	Humedad	Hasta 0.002	
PRODUCTOS FINALES			
FRACCIÓN ISOPENTÁNICA	Composición % en masa		Se utiliza para mezclar gasolinas de alto octanaje
	Suma de butano	No más del 1,0	
	Iso-pentano	No menos del 94	
	Pentano normal	No más de 5,0	
	Índice de octano según el método de prueba	No menos de 90	
FRACCIÓN HEXÁNICA	Composición % en masa		Se utiliza como componentes de la gasolina industrial
	Suma de Pentano	No más del 5,0	
	Suma de hexanos	No menos del 75	
FRACCIÓN PENTÁNICA	Composición % en masa		Se usa como materia prima para el bloque de isomerización
	Iso-pentano	No más del 5,0	
	Pentano normal	No menos del 5,0	

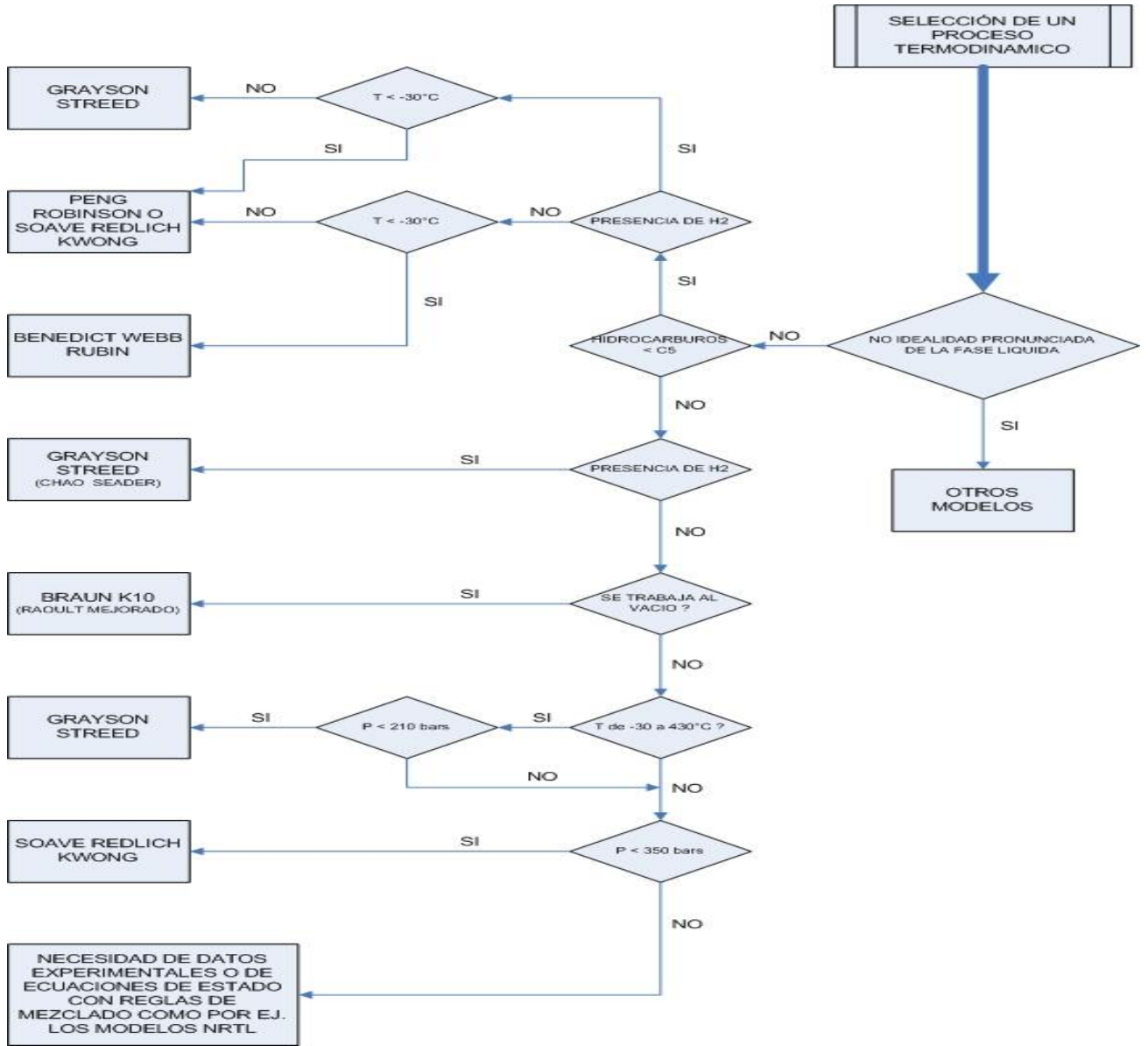
Anexo 15: Esquema de isomerización DIP+DIH, DP propuesto para la Refinería de Cienfuegos (S-500)



Anexo 16: Composición de la fracción HK-70 para la mezcla Mesa-Merey

HK-70		
Componente	UM	valor
Humedad	ppm	< 20
Nitrógeno	ppm	0.22
Azufre	ppm	2.65
P C₃	%	0.03
P C₄	%	1.65
P C₅	%	49.71
P C₆	%	0.49
P C₇	%	0.05
IP IC₄	%	0.04
IP 2,2DMC₃	%	0.14
IP IC₅	%	40.96
IP 2,2DMC₄	%	0.42
IP 2,3DMC₄	%	0.20
IP 2MC₅	%	1.54
IP 3MC₅	%	0.52
IP 2,4DMC₅	%	0.01
IP 2MC₆	%	0.04
IP 2,3DMC₅	%	0.02
IP 3MC₆	%	0.04
N CyC₅	%	3.35
N MCyC₅	%	0.21
N CyC₆	%	0.07
N cis1,3DMCyC₅	%	0.02
N tr1,3DMCyC₅	%	0.02
N tr1,2DMCyC₅	%	0.03
N MCyC₆	%	0.04
Benceno	%	0.19
Tolueno	%	0.04
O 1-Penteno	%	0.01
O 2M1C₄	%	0.01
O 2M1,2,3C₄	%	0.02
O tr2C₅	%	0.02
O cis2c₅	%	0.03
O 2M2C₄	%	0.07

Anexo 17: Esquema de selección del modelo termodinámico para la simulación.



Anexo 18: Comportamiento de los diferentes tipos de catalizadores de isomerización

Table 1

Performances of UOP, Axens, S&D Chemie and JSC "NPP Neftehim" isomerization technologies (RON of the feed = 70-73)

Parameter	Pt/zeolite				Pt/chlorinated Al ₂ O ₃		Pt/ZrO ₂ -SO ₄	
	UOP Zeolitic Process	Axens	CKS Süd Chemie CKS ISOM	JSC "NPP Neftehim" Izomalk-1	UOP Penex	Axens	UOP Par-Isom	JSC "NPP Neftehim" Izomalk-2
	HS-10	IP-632	Hysopar	CH-1	I-8 Plus, I-82, I-84	IS 614 A (ATIS-2L) ²	PI-242	CH-2
Temperature, °C	260-280	250-270	240-280	250-270	120-180	120-180 (110-170)	140-190	120-160
Pressure, MPa	1,5-3,0	1,5-3,0	3-3,2	2,5	3,0 - 4,0	2	3,2	2,5 -2,8
LHSV, h ⁻¹	2	1-2	2	2	1,5	2	2,5	2,5- 3,5
Mole ratio H ₂ :CH	4:1	(3-4):1	1,6:1 ³	-	(0,3-0,5):1	< 1	2:1	(1,5-2,5):1
Compressor	Is necessary				Absent		Is necessary	
Chlorine compound injection and caustic soda washing	Absent				Is necessary		Absent	
Fire-heater	Is necessary				Absent		Absent	
Feed drying	Absent				Is necessary		Absent	
Impurities in the feed:								
- H ₂ O, ppm	50 (200) ¹	50 (200) ¹	≤ 200	10-20 mg/m ³	0,1	0,1	≤ 20	≤ 20
- nitrogen, ppm	1	1	-	-	0,1	0,1	1	1-2
- sulfur, ppm	50 (100) ¹	50 (100) ¹	100 (200) ¹	≤ 1	0,1-0,5	0,1-0,5	1-5	2-5 (50) ¹
- benzene, % wt.	5 (15) ¹	5 (15) ¹	-	-	≤ 1	≤ 1	≤ 10	≤ 10
- C ₇₊ , % wt.	2-3	2-3	-	-	< 1	< 1	≤ 5	≤ 5
Service cycle (lifetime)	2-3 years (10 years)				-	IS 614 A is capable of regeneration	2-3 years with pretreatment (8-10 years)	
RON, points								
- «one-through»	78-80	80	78-80	80	83-86	83 (84-85)	81-83	82-84
-with DIP (DIP and DP) ⁴	-	82	80-83	-	-	84 (85-86)	-	85-86 ⁴
- with DIH	-	86	-	82-85	87-90 (Penex /DIH)	88 (89-90)	86-87 (Par-Isom /DIH)	87-89
-with DIP and DIH	-	-	-	-	90-93 (DIP-Penex /DIH)	-	-	89-90
-with DIP, DIH and DP	-	-	-	-	-	-	-	91-92
- with n-C ₅ , n-C ₆ recycle on the molecular sieves	87-90 (TIP)	88 Ipsorb 90 Hexorb ⁵	-	-	88-91 (Penex /Molex)	90 (90-91) Ipsorb 92 (92-93) Hexorb ⁵	-	91-92
Yield of isomerizate, % vol.	97-98	-	98,1	-	≥ 99	-	≥ 97	97-98
i-C ₅ /ΣC ₅ , % wt	53-62				70-78		68-72	70-75
2,2-DMB/ΣC ₆ , % wt	10-16				30-36		20-27	28-34

¹ - during short time;² - data for ATIS-2L catalyst are in brackets;³ - according to data of Angarsky Refinery;⁴ - data for scheme with C₅ recycle (DIP и DP);⁵ - process with C₅, C₆ and methylpentanes recycle.

Anexo 19a: Índices de costos (Nelson Farrar)

NELSON-FARRAR COST INDEXES¹

Refinery construction (1946 basis)

Explained in OGJ, Dec. 30, 1985, p. 145.

	1962	1980	2014	2015	2016	Aug. 2016	July 2017	Aug. 2017
Pumps, compressors, etc.								
222.5	777.3	2,271.9	2,313.6	2,336.3	2,333.2	2,366.2	2,365.3	
Electrical machinery								
189.5	394.7	515.8	516.5	513.0	513.2	515.0	515.5	
Internal-comb. engines								
183.4	512.6	1,052.9	1,062.3	1,035.6	1,035.1	1,045.1	1,046.4	
Instruments								
214.8	587.3	1,533.6	1,554.4	1,597.5	1,605.5	1,611.7	1,593.8	
Heat exchangers								
183.6	618.7	1,305.0	1,305.0	1,221.2	1,221.2	1,221.2	1,221.2	
Misc. equip. average								
198.8	578.1	1,335.8	1,350.3	1,340.7	1,341.6	1,351.8	1,348.4	
Materials component								
205.9	629.2	1,571.8	1,434.9	1,403.1	1,431.0	1,519.3	1,518.7	
Labor component								
258.8	951.9	3,210.7	3,293.8	3,395.8	3,405.7	3,468.7	3,505.5	
Refinery (inflation) index								
237.6	822.8	2,555.2	2,550.2	2,598.7	2,615.8	2,688.9	2,710.8	

Refinery operating (1956 basis)

Explained in OGJ, Dec. 30, 1985, p. 145.

	1962	1980	2014	2015	2016	Aug. 2016	July 2017	Aug. 2017
Fuel cost								
100.9	810.5	1,264.8	915.9	869.1	882.6	955.6	946.1	
Labor cost								
93.9	200.5	312.8	319.2	339.6	319.9	306.2	314.1	
Wages								
123.9	439.9	1,541.3	1,584.4	1,624.5	1,574.0	1,656.1	1,660.2	
Productivity								
131.8	226.3	493.1	497.1	479.1	492.0	540.9	528.6	
Invest., maint., etc.								
121.7	324.8	939.4	948.0	938.2	944.3	999.6	1,007.7	
Chemical costs								
96.7	229.2	472.3	434.6	409.9	407.4	432.3	441.0	
Operating indexes²								
Refinery								
103.7	312.7	688.5	660.0	657.0	653.2	681.1	687.6	
Process units								
103.6	457.5	865.3	748.1	734.4	735.4	776.2	778.1	

¹These indexes are published in the first of each month and are compiled by Gary Farrar, OGJ Contributing Editor.

²Add separate index(es) for chemicals, if any are used. Indexes of selected individual items of equipment and materials are also published on the Quarterly Costimating page in first issues for January, April, July, and October.

Anexo 19b: Índices de costos (Nelson Farrar)

Date	Materials Component	Labor Component	Miscellaneous Equipment	Nelson-Farrar Inflation Index
1946	100.0	100.0	100.0	100.0
1947	122.4	113.5	114.2	117.0
1948	139.5	128.0	122.1	132.5
1949	143.6	137.1	121.6	139.7
1950	149.5	144.0	126.2	146.2
1951	164.0	152.5	145.0	157.2
1952	164.3	163.1	153.1	163.6
1953	172.4	174.2	158.8	173.5
1954	174.6	183.3	160.7	179.8
1955	176.1	189.6	161.5	184.2
1956	190.4	198.2	180.5	195.3
1957	201.9	208.6	192.1	205.9
1958	204.1	220.4	192.4	213.9
1959	207.8	231.6	196.1	222.1
1960	207.6	241.9	200.0	228.1
1961	207.7	249.4	199.5	232.7
1962	205.9	258.8	198.8	237.6
1963	206.3	268.4	201.4	243.6
1964	209.6	280.5	206.8	252.1
1965	212.0	294.4	211.6	261.4
1966	216.2	310.9	220.9	273.0
1967	219.7	331.3	226.1	286.7
1968	224.1	357.4	228.8	304.1
1969	234.9	391.8	239.3	329.0
1970	250.5	441.1	254.3	364.9
1971	265.2	499.9	268.7	406.0
1972	277.8	545.6	278.0	438.5
1973	292.3	585.2	291.4	468.0
1974	373.3	623.6	361.8	522.7
1975	421.0	678.5	415.9	575.5
1976	445.2	729.4	423.8	615.7
1977	471.3	774.1	438.2	653.0
1978	516.7	824.1	474.1	701.1
1979	573.1	879.0	515.4	756.6
1980	629.2	951.9	578.1	822.8
1981	693.2	1044.2	647.9	903.8
1982	707.6	1154.2	622.8	976.9
1983	712.4	1234.8	656.8	1025.8
1984	735.3	1278.1	665.6	1061.0
1985	739.6	1297.6	673.4	1074.4
1986	730.0	1330.0	684.4	1089.9
1987	748.9	1370.0	703.1	1121.5
1988	802.8	1405.6	732.5	1164.5
1989	829.2	1440.4	769.9	1195.9
1990	832.8	1487.7	797.5	1225.7
1991	832.3	1533.3	827.5	1252.9

(Fuente: Farrar, G. 2017).

Anexo 20: Precios de combustibles

Combustibles	Precios Plan 2019 (usd/bb)
MESA 30	64,9400
MEREY 16	57,7678
GAS LICUADO REGULAR	55,3557
NAFTA COMPONENTE	76,7914
GASOLINA MOTOR SIN PLOMO 83 OCTANOS	91,8652
GASOLINA MOTOR SIN PLOMO 90 OCTANOS	98,7728
TURBOCOMBUSTIBLE JET A-1	91,8985
COMBUSTIBLE DIESEL ESPECIAL	95,4878
COMBUSTIBLE DIESEL REGULAR	88,2632
PETRÓLEO COMBUSTIBLE MEDIANO BV	69,2374
PETRÓLEO COMBUSTIBLE PESADO BV	64,3059
COMBUSTIBLE DIESEL MARINO IFO 180	69,9170
COMBUSTIBLE DIESEL MARINO IFO 380	70,0992

