



Universidad de Cienfuegos "Carlos Rafael Rodríguez"

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Química

Tesis de Grado

Título: Plan de acción para mejorar la efectividad del catalizador de reformación catalítica en Refinería de Cienfuegos S.A

Autor: Dariel Chaviano Mena

Tutor: MsC. Claudia Águila Prado

Esp. Yosvani González Mazorra

Cienfuegos, Cuba

2023

Dedicatoria

A mi familia por ser motivo de inspiración.

A mi madre por apoyarme y estar mi lado en cada momento en que la necesito.

A todos los profesores por brindarme los conocimientos necesarios para vencer esta etapa
de mi vida.

Agradecimientos

Al Dr. C Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas por la paciencia, el tiempo dedicado y los conocimientos aportados para la realización de la investigación.

A Esp. Yosvani González Mazorra por la ayuda brindada en la materialización de esta tesis.

A mi familia por el amor y apoyo en todos estos años.

A mis compañeros de estudio por la comprensión y ayuda recibida.

A todos lo que de una forma u otra aportaron a esta investigación.

Muchas gracias.

Resumen

RESUMEN

La presente investigación ha sido desarrollada en la Refinería de Cienfuegos S.A con la finalidad de establecer un plan de acción en el proceso de reformación catalítica ante las continuas paradas y arrancadas de la planta para mejorar la efectividad del catalizador de dicho proceso. En el proceso de reformación catalítica se utilizan varios catalizadores, los cuales influyen directamente en la producción y por consiguiente en la obtención el RON deseado.

Se evaluaron las variables del proceso de reformación catalítica, para determinar su influencia en la desactivación del catalizador. Se identificaron las variables más influyentes sobre la desactivación del catalizador y se calcularon los días de actividad catalítica, lográndose alargar la vida útil del catalizador. Se validó con la aplicación del método Delphi o selección de expertos, lo que permitió una correcta toma de decisiones y adecuada implementación de las acciones que perfeccionaron la actividad del catalizador en el proceso y con esto la obtención de un mejor octanaje.

Palabras claves: procedimiento - evaluación - catalizador - actividad

Abstract

ABSTRACT

This research has been developed in the Cienfuegos Refinery S.A. with the purpose of establishing an action plan in the catalytic reforming process in view of the continuous stops and starts of the plant to improve the effectiveness of the catalyst of this process. In the catalytic reforming process several types of catalysts are used, which directly influence the production and consequently in obtaining the desired RON.

The variables of the catalytic reforming process were evaluated to determine their influence on the catalyst deactivation. The most influential variables on the deactivation of the catalyst were identified, the days of catalytic activity were calculated and the useful life of the catalyst was extended. It was validated with the application of the Delphi method or expert selection, which allowed a correct decision making and adequate implementation of the actions that improved the activity of the catalyst in the process.

Keywords: procedure - evaluation - catalytic converter – activity.

Glosario de términos

GLOSARIO DE TÉRMINOS

MBD. Miles de barriles por día

IFP. Instituto Francés del Petróleo

WABT. *Weighted average bed temperature* (Temperatura media ponderada del lecho)

WAIT. *Weighted average intake temperature* (Temperatura media ponderada de admisión)

LHSV. Liquid hourly space velocity (Velocidad espacial del líquido por horas)

WHSV. Weight hourly space velocity (Velocidad espacial másica en horas) VEHP: velocidad espacial horaria en peso.

ASTMA. American Society of Testing Materials (Asociación Americana de Ensayo de Materiales.)

ISO. Organization for Standardization International (Organización Internacional de Normalización)

API. Application Programming Interface (Interfaz de Programación de Aplicaciones)

IBP. Initial Boiling Point (Punto inicial de ebullición, PIE)

EBP. End Boiling Point (Punto final de ebullición, PFE)

PIONA. Parafinas, Isoparafinas, Olefinas, Naftenos y Aromáticos

GLP. Gas Licuado del Petróleo

RON. Research Octane Number (índice de octano)

H₂/HC. Relación molar hidrógeno/hidrocarburo

AHP. Analytic Hierarchy Process (Análisis Jerárquico Analítico)

PJA. Proceso Jerárquico Analítico.

VAI. Valor Actual de los Ingresos totales netos o beneficios.

VAC. Valor Actual de los Costos de inversión o costos totales.

C/B o B/C. Relación Costo/Beneficio.

Índice

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL PROCESO DE REFORMACIÓN CATALÍTICA Y LA INFLUENCIA DE SUS CATALIZADORES	5
1.1 Generalidades de la nafta	5
1.1.1 Componentes de la gasolina.....	5
1.1.2 Características de la gasolina	5
1.1.3 Índice de octano	6
1.2 Proceso de reformación	7
1.2.1 Proceso de reformación catalítica	8
1.2.2 Estructura general de la unidad de reformación catalítica	8
1.3 Tecnologías del proceso	9
1.4 Tipos de reactores	12
1.4.1 Reactor de flujo radial	13
1.4.2 Reactor de flujo cilíndrico axial	14
1.4.3 Reactor de flujo esférico axial	14
1.5 Características y tipo de catalizadores	15
1.5.1 Propiedades de los catalizadores.....	16
1.5.2 Composición química	19
1.5.2 Componentes del catalizador.....	19
1.5.3 Mecanismos de catálisis	20
1.5.4 Venenos del catalizador	21
1.5.5 Métodos para la evaluación de la actividad de los catalizadores	24
1.5.6 Otras variantes para evaluar el comportamiento del catalizador.....	26
CAPÍTULO 2. INFLUENCIAS DE LAS VARIABLES OPERACIONALES EN LA DESACTIVACIÓN DEL CATALIZADOR BIMETÁLICO.....	29
2.1 Distribución tecnológica de la Refinería de Cienfuegos S.A	29
2.1.1 Caracterización de la unidad “Reformación Catalítica” objeto de estudio	30
2.1.2 Caracterización de la corriente de alimentación	39
2.2 Variables operacionales del proceso de reformación catalítica	41
2.3 Arranque y Parada de la planta	47
2.4 Inicio del estudio (Método TZ combinado)	50

CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS.....	55
3.1 Resultados del Método Delphi para la selección de los expertos.....	55
3.2 Diagrama de Ishikawa o Causa-efecto.....	56
3.3 Procedimiento para establecer los parámetros operacionales	57
3.4 Evaluación de las variables operacionales.....	63
3.5 Plan de acción por la matriz 5W-2H.....	65
CONCLUSIONES GENERALES.....	68
RECOMENDACIONES	70

Introducción

INTRODUCCIÓN

El funcionamiento de una refinería de petróleo es muy complejo y utiliza en sus procesos grandes cantidades de catalizadores (Torres & Castro, 2002); (Gary, Handwerk, & Kaiser, 2007); (Cruz-Ortiz, Díaz-Jiménez, & Cortés- Hernández, 2017). Aunque la desactivación de los mismos es inevitable para varios procesos, si no hay un adecuado funcionamiento el catalizador de reformación se envenena a las pocas horas de trabajo. El costo para reemplazar el catalizador y realizar paradas de plantas en el proceso industrial representa millones de dólares por año (Argyle & Bartolomew, 2015).

La reformación catalítica constituye uno de los procesos más significativos para las refinerías modernas. Tiene como objetivo mejorar las naftas de bajo octanaje obtenidas de la destilación primaria del petróleo crudo y así obtener compuestos de mayor octanaje mediante la promoción catalítica de grupos específicos de reacciones químicas.

El catalizador con buena estabilidad cambia muy lentamente a lo largo del tiempo bajo condiciones de uso y regeneración, con el siguiente orden de prioridad en cuanto a las propiedades del catalizador: selectividad, estabilidad y actividad (Hagen, 2015) (Onsan, 2016).

Una serie de factores contribuyen a desactivar el catalizador: los sitios activos pueden envenenarse por la adsorción de impurezas en la corriente de alimentación, el ensuciamiento de la superficie y el bloqueo de los poros por los residuos carbonosos formados como resultado del rompimiento o craqueo de algunos hidrocarburos.

Los catalizadores pueden perder la superficie por un proceso de sinterización, la pérdida real de especies catalíticas puede contribuir también a la disminución de la actividad de un catalizador si se producen transformaciones químicas del catalizador durante la reacción o envenenamiento con azufre (Thomas & Thomas, 2015).

Para mantener la actividad del catalizador se deben conocer y diagnosticar las causas que generan la desactivación y cómo minimizar dicha desactivación (El-Gendi & Speight, 2015) (Joshi & Ranade, 2016).

Por otra parte, los catalizadores bimetálicos presentan mayor tolerancia al envenenamiento por azufre con respecto a los catalizadores monometálicos y estabilidad térmica, aunque los catalizadores basados en Pd son más susceptibles al azufre que el Pt (Maillet, Baibier, Gelin, Pralraud, & Drupet, 2001); (Liu, 2015); (Supino & Cobo, 2016) (Marafi & Furimsky, 2017) (Wilburn & Epling, 2017).

La Refinería Cienfuegos S.A, entidad objetivo de estudio, se encuentra ubicada en la zona Industrial No. 3 de la ciudad de Cienfuegos, en el consejo popular Urbano - Rural Paraíso, del municipio y provincia de Cienfuegos, Cuba. El Proyecto de Expansión en el cual se encuentra inmersa, se desarrollará tanto en áreas internas de la actual instalación, como en áreas externas a la misma, reservadas desde las últimas décadas del siglo pasado para el desarrollo de industrias de las ramas petroquímicas y del petróleo.

Dicho proyecto tiene como objetivo optimizar las capacidades actuales de procesamiento de petróleo crudo de 65 000 MBD con estándares acordes al mercado internacional, e implementar procesos de conversión profunda que permitan obtener productos de mayor valor agregado, incorporando unidades y eleven la eficiencia económica. De esta forma se podrán satisfacer las necesidades del mercado nacional y exportar al mercado internacional los excedentes que se produzcan.

Entre las unidades instaladas en dicha refinería para el procesamiento del petróleo crudo se cuenta hoy con: las unidades de Destilación Atmosférica, Hidrotratamiento de Nafta, Hidrotratamiento de Diésel, Endulzamiento de Kero Jet y Reformación Catalítica encargadas del procesamiento de petróleo crudo.

La unidad de Reformación Catalítica es la encargada de procesar las naftas pesadas provenientes de la destilación primaria con el objetivo de producir las gasolinas. Para alcanzar el objetivo de esta unidad es necesario que el catalizador adquirido del Instituto Francés del Petróleo (IFP) de la serie RG mantenga sus propiedades de actividad, selectividad y estabilidad.

Debido a que la fracción ligera de las naftas de destilación directa supone aproximadamente un 10 % del total de los componentes de la gasolina, tradicionalmente, esta fracción que no es

adecuada como carga al reformado catalítico, se envía directamente al sistema de mezcla de gasolinas sin apenas tratamiento intermedio.

Sin embargo, para mantener los indicadores de dicho proceso es necesario un control adecuado de las diferentes variables de operación. Como regla general para obtener un alto octanaje de las gasolinas se requiere que los catalizadores mantengan sus propiedades en cuanto a la selectividad, actividad y estabilidad, lo que se ha visto afectado por las variaciones en las condiciones operacionales. Esta situación ha permitido identificar el siguiente problema científico.

Problema de investigación

¿Cómo mejorar la estabilidad del proceso de reformación catalítica en Refinería Cienfuegos S.A. ante continuas paradas y arrancadas?

Para resolver el problema científico se propone la siguiente hipótesis:

Hipótesis

La evaluación de las variables operacionales del proceso de reformación catalítica ante las continuas paradas y arrancadas de la planta, permitirá identificar diferentes mejoras tecnológicas y en consecuencia establecer un plan de acción para implementarlas.

Objetivo General

Proponer un plan de acción en el proceso de reformación catalítica ante las continuas paradas y arrancadas de la planta para mejorar la efectividad del catalizador de dicho proceso.

Objetivos específicos

1. Establecer los fundamentos teóricos del proceso de reformación catalítica y la influencia de sus catalizadores.
2. Diagnosticar el comportamiento actual de las variables operacionales y la influencia en la desactivación del catalizador bimetálico.
3. Proponer un plan de acción para la implementación de las propuestas tecnológicas identificadas para lograr la estabilidad del proceso

Capítulo 1

CAPÍTULO 1. FUNDAMENTOS TEÓRICOS DEL PROCESO DE REFORMACIÓN CATALÍTICA Y LA INFLUENCIA DE SUS CATALIZADORES

En el presente capítulo, se fundamenta el marco teórico conceptual, se hace alusión a los principios fundamentales del proceso de reformación catalítica, donde se tuvo en cuenta las características generales de los equipos que intervienen en el mismo, sus catalizadores, haciéndose un análisis detallado de las características de dicho proceso.

1.1 Generalidades de la nafta

El rango completo de la Nafta es la fracción de crudo embullendo entre 30 °C y 200 °C donde los constituyentes típicamente son de un 15 a 30 % masa de crudo. Esto incluye a hidrocarburos que van desde C5 a C12, algunos sulfuros y unas pequeñas cantidades de nitrógeno. Sin embargo, la Nafta también se produce durante el procesamiento de las partes más pesadas del crudo (Craqueo Catalítico de Nafta, craqueo térmico de nafta, a partir del hidrotratamiento de coque). Al contrario de las corrientes directas, estas Naftas también contienen hidrocarburos olefínicos. La Nafta ligera tiene un rango de ebullición de 30 °C a 90 °C, contiene hidrocarburos C5 y C6; la nafta pesada está comprendida en el rango de 90 °C a 200 °C. El término “Nafta Media” a veces se utiliza para la fracción que embulle por debajo de 150 °C e incluye principalmente carbonos C7 - C9 (George & Abdullah, 2004).

1.1.1 Componentes de la gasolina

La gasolina se obtiene a partir de la nafta de destilación directa, que es la fracción líquida más ligera del petróleo (exceptuando los gases). La nafta también se obtiene a partir de la conversión de fracciones pesadas del petróleo (gasoil de vacío) en unidades de proceso denominadas FCC (craqueo catalítico fluidizado) o hidrocráquer. Es una mezcla de cientos de hidrocarburos individuales desde C4 (butanos y butenos) hasta C11 como, por ejemplo, el metilnaftaleno (Mcketta, 1992).

1.1.2 Características de la gasolina

La gasolina es una mezcla de hidrocarburos derivada del petróleo que se utiliza como combustible en motores de combustión interna con encendido a chispa. Tiene una densidad aproximada de 720 g/L. Un litro de gasolina tiene una energía de 34,78 Mega Joule, aproximadamente un 10 % menos que el gasoil, que posee una energía de 38,65 Mega Joule, por

litro de carburante. Sin embargo, en términos de masa, la gasolina tiene una energía de 48,31 MJ/kg frente a los 45,47 MJ/kg del gasóleo. (www.clico.com.ar/gasolinaonafra664_225171.html).

La especificación más característica es el índice de octano (MON, (*motor octane number*), RON (*research octane number*) o el promedio de los anteriores llamado PON (*pump octane number*), que indica la resistencia que presenta el combustible a la detonación por efecto de la presión.

En una gasolinera encontramos varios tipos de gasolina dependiendo de su localización: Regular, Especial, Super, Euro Super sin plomo y Super Plus sin plomo. La gasolina se usa en motores de combustión interna de baja, mediana y alta compresión.

1.1.3 Índice de octano

El octanaje indica la presión y temperatura a que puede ser sometido un combustible carburado (mezclado con aire) antes de auto-detonarse al alcanzar su temperatura de auto ignición debido a la ley de los gases ideales. Hay distintos tipos de gasolinas comerciales, clasificadas en función de su número de octano. La gasolina más vendida en Europa (2004) tiene un MON mínimo de 85 y un RON mínimo de 90. El número de octano requerido depende directamente de la relación de compresión del motor. Con el nivel de octanaje adecuado se evita la detonación y se logra un solo foco de llama dado para el encendido en el momento preciso, con lo cual se logra una combustión pareja y efectiva.

El exceso de octanaje por sobre lo requerido por un motor no agrega mayores beneficios ni en términos de potencia, ni de rendimiento. Sino tan solo un costo adicional innecesario en dinero para los consumidores y puede generar una mayor contaminación al medio ambiente.

En la actualidad se pueden hacer mezclas de gasolinas con índices de octano mayores que el del iso-octano puro, o sea hasta de 110. Esto se logra agregando a la mezcla de gasolina compuestos llamados antidetonantes. En el mundo, a partir de la década del 20, a la gasolina se le adicionan estos compuestos antidetonantes a base de plomo (Pb) y manganeso (Mn), debido a mayores requerimientos de los motores de explosión, derivados del aumento de compresión para mejorar su rendimiento.

Composición química

Normalmente se considera nafta a la fracción del petróleo cuyo punto de ebullición se encuentra aproximadamente entre 28 y 177 °C (umbral que varía en función de las necesidades comerciales

de la refinería). A su vez, este subproducto se subdivide en nafta ligera (hasta unos 100 °C) y nafta pesada (el resto). La nafta ligera es uno de los componentes de la gasolina, con número de octano en torno a 70. La nafta pesada no tiene la calidad suficiente como para ser utilizada para ese fin, y su destino es la transformación mediante reformado catalítica, proceso químico por el cual se obtiene también hidrógeno, a la vez que se aumenta el octanaje.

Además de la nafta reformada y la nafta ligera, otros componentes que se usan en la formulación de una gasolina comercial son la nafta de FCC, la nafta ligera isomerizada, la gasolina de pirólisis desbencenizada, butano, butenos, MTBE, ETBE, alquilato y etanol. Las fórmulas de cada refinería suelen ser distintas (incluso perteneciendo a las mismas compañías), en función de las unidades de proceso de que dispongan y según sea verano o invierno.

La nafta que se obtiene por el proceso llamado fluid catalytic cracking FCC (a veces denominada gasolina de FCC) de gasoil pesado, si no está refinada puede tener hasta 1000 ppm de azufre. Tiene alrededor de un 40 % de aromáticos y 20 % de olefinas. Sus números de octano (MON/RON) están en torno a 80/93.

La nafta ligera isomerizada (isomerato) se obtiene a partir de la nafta ligera de destilación directa, mediante un proceso que usa catalizadores sólidos en base platino/aluminio o zeolíticos. Es un componente libre de azufre, benceno, aromáticos y olefinas, con número de octano (MON/RON) en torno a 87/89.

La gasolina de pirólisis desbencenizada se obtiene como subproducto de la fabricación de etileno a partir de nafta ligera. Está compuesta aproximadamente por un 50 % de aromáticos (tolueno y xilenos) y un 50 % de olefinas (isobuteno, hexenos). Tiene en torno a 200 ppm de azufre. El benceno que contiene en origen suele ser purificado y vendido como materia prima petroquímica. Sus números de octano (MON/RON) están en torno a 85/105.

Tampoco tiene azufre, benceno, aromáticos ni olefinas. Su número de octano (MON/RON) está en torno a 94/95.

1.2 Proceso de reformación

La reformación es el proceso que involucra cambios y reagrupación de la estructura molecular de las naftas, las cuales al ser extraídas de la destilación primaria suelen tener moléculas lineales, que tienden a detonar por presión.

Este proceso se encarga de "reformar" dichas moléculas lineales en ramificadas y cíclicas, al ser más compactas no detonan por efecto de la presión .

La reformación puede realizarse de dos maneras distintas, mediante calor (reformación térmica) o mediante calor y la existencia de un catalizador (reformación catalítica (Felder & Rosseau, 2005).

1.2.1 Proceso de reformación catalítica

La reformación catalítica es un proceso único en la refinación del petróleo crudo, donde el índice de octano y el contenido de aromáticos del producto resultante (reformado) pueden ser modificados sobre un amplio intervalo, la materia prima (nafta pesada) proveniente de la destilación atmosférica con un índice de octano entre (45 - 50), es inaplicable como gasolina para automóviles. Por consiguiente, es necesario modificar la estructura química de los compuestos que integran las naftas, en condiciones de presión y temperatura determinada, se promueven reacciones catalíticas que conducen a la generación de compuestos de mayor valor agregado (formación de aromáticos e isoparafinas) (Felder & Rosseau, 2005).

Sin embargo, la nafta pesada tal y como sale del proceso de destilación atmosférica no puede ser alimentada directamente a la reformación, para lo cual será necesario un tratamiento previo de hidrodesulfurización que se lleva a cabo en la unidad de hidrofinación de nafta donde las reacciones producen hidrógeno, que será utilizado en la misma refinería en los procesos de hidrotratamiento (Marafi & Furimsky, 2017).

1.2.2 Estructura general de la unidad de reformación catalítica

Las unidades de reformación catalítica constan generalmente de tres secciones fundamentales (Rudin, 1981).

1. Desulfuradora de nafta

Tiene como objetivo eliminar el azufre, nitrógeno y oxígeno de la nafta pesada, venenos para el catalizador de platino. La unidad consta de depósito y bomba de carga, tren de precalentamiento, horno, reactor en lecho fijo con catalizador sólido tipo platino/renio sobre alúmina.

El efluente del reactor, una vez recuperada parte de su energía en el tren de precalentamiento de la carga, se enfría en un aerorrefrigerante y se envía al separador de alta presión, de allí pasa a la columna despojadora donde se eliminan por el tope los gases producto de la reacción sulfuro de hidrógeno (H_2S), amoniaco (NH_3), agua (H_2O). La nafta pesada desulfurada sale por el fondo de la columna y es alimentada a la unidad de reformado propiamente dicha (Fogler, 2017).

2. Unidad de reformación

La nafta desulfurada se mezcla con una corriente de hidrógeno de reciclo y después de ser precalentada en un banco de intercambio, pasa al horno de carga donde vaporiza completamente y se envía a los reactores de lecho fijo para el reformado.

La reformación es un proceso endotérmico, se lleva a cabo en varios reactores en serie entre los que hay intercalados hornos de recalentamiento. En las unidades antiguas los reactores son de lecho fijo. En este tipo de reactor el catalizador se desactiva con el tiempo, debido a la formación de coque que se deposita sobre los centros activos bloqueándolos. Por ello es necesario parar la unidad cada cierto tiempo para regenerarlo con la pérdida de producción que ello supone. Esta apreciación denota la importancia de la presente investigación en aras de lograr un mejor control operacional que propicie mayores períodos de actividad catalítica (Espín, 2013).

3. Sección de estabilización y fraccionamiento

El producto líquido se estabiliza en una columna dedicada a tal efecto, separándose en ella gas hidrógeno y gas licuado del petróleo (GLP) que salen por el tope y, el reformado que sale por el fondo. Este reformado tiene un contenido de benceno en torno al 5 %, por lo que es muy frecuente que se fraccione obteniéndose un reformado ligero, un concentrado bencénico y un reformado pesado. El concentrado bencénico se vende como materia prima para las plantas petroquímicas, mientras que el reformado ligero y pesado son usados como componentes mayoritarios de la gasolina producida en la refinería (Mott, 2012).

1.3 Tecnologías del proceso

Las tecnologías de proceso existentes para la reformación catalítica de naftas, comúnmente se clasifican de acuerdo con la estrategia seguida para la regeneración del catalizador, identificándose tres tipos principales (Suciu, 1978).

Regeneración continua del catalizador

Este tipo de proceso utiliza un diseño de reactor de lecho móvil, en el cual los reactores están situados uno encima de otro. El catalizador se mueve por gravedad, fluyendo desde la parte superior hacia el fondo de los reactores apilados (Figura 1.1). El catalizador gastado es retirado desde el último reactor y enviado a la parte superior del regenerador para combustionar el coque.

El transporte de catalizador entre los reactores y el regenerador se hace por un método de elevación con gas. Durante el funcionamiento normal, pequeñas cantidades de catalizador se

retiran continuamente, por lo que catalizador fresco o regenerado se añade a la parte superior del primer reactor a fin de mantener un inventario constante del catalizador (Archeyta & Villafuerte, 2012).

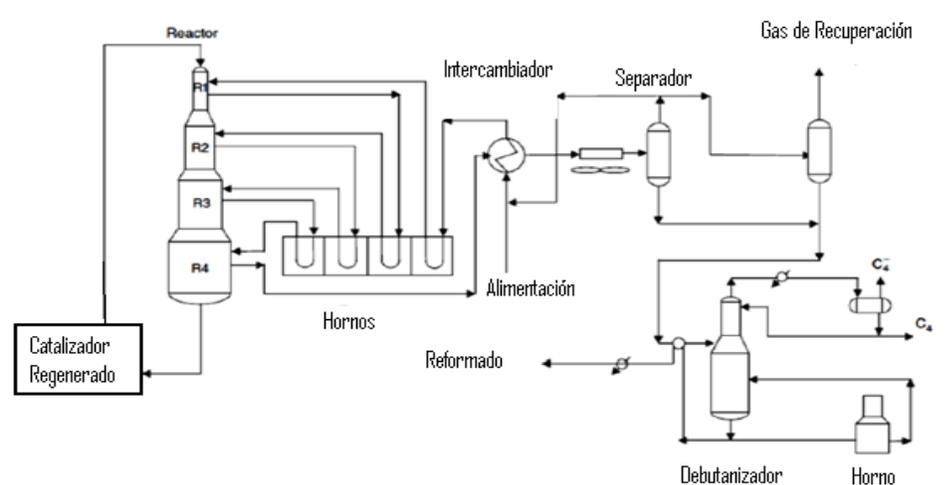


Figura 1.1 Proceso con regeneración continua del catalizador para reformación catalítica.

Proceso semi - regenerativo del catalizador

Este proceso consta generalmente de tres o cuatro reactores en serie con un sistema de lecho fijo de catalizador y opera de forma continua entre 6 y 24 meses. Durante este período la actividad del catalizador disminuye debido a la deposición de coque, provocando una disminución en el rendimiento de compuestos aromáticos y en la pureza del gas de hidrógeno (Figura 1.2). Para minimizar la razón de desactivación del catalizador, las unidades semi - regenerativas operan a altas presiones (1,8 MPa a 20 MPa) (Fahim, 2010).

La temperatura del reactor aumenta continuamente, para compensar la disminución de actividad del catalizador y mantener el grado de conversión constante. Cuando el reactor alcanza el final de sus ciclos de temperatura, la unidad se apaga y el catalizador es regenerado. Un ciclo de catalizador termina cuando la unidad de reformación es incapaz de cumplir con los objetivos del proceso (Matar & Hatch, 2000).

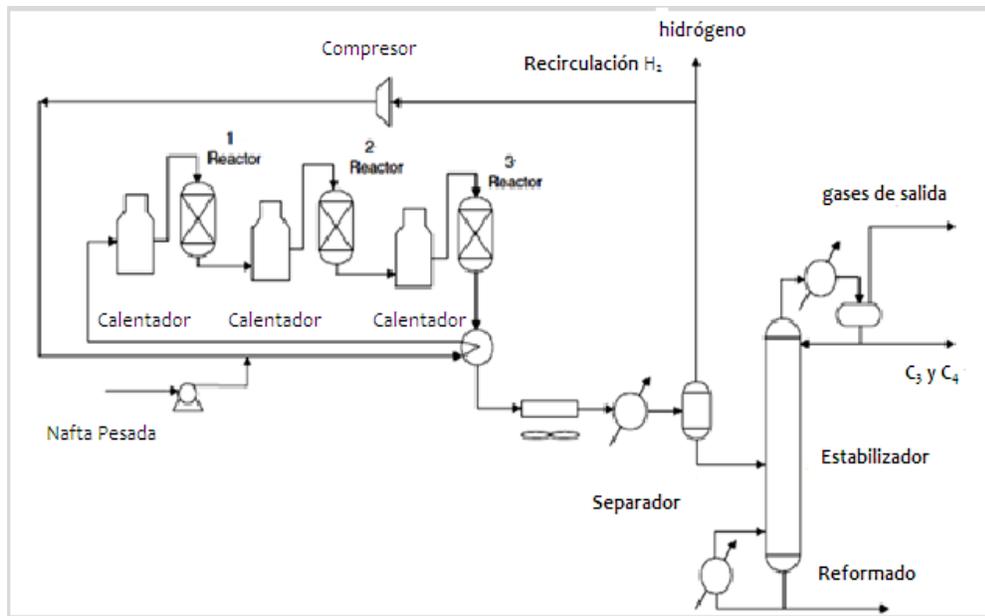


Figura 1.2 Diagrama de flujo del proceso semi - regenerativo. Fuente (Fahim, 2010).

Proceso de regeneración cíclica del catalizador

El proceso con regeneración cíclica tiene un reactor adicional, que es utilizado cuando el catalizador de lecho fijo en cualquiera de los reactores necesita regeneración.

El reactor con el catalizador regenerado se convierte entonces en el reactor de repuesto. De esta forma, el proceso de reformación mantiene su operación continua. Operando a una menor presión, permite que el proceso de regeneración cíclica logre un mayor rendimiento del reformado y en la producción de hidrógeno, (Figura 1.3).

En comparación con el tipo semi - regenerativo, en el proceso cíclico la actividad global del catalizador varía mucho menos con el tiempo, de modo que la conversión y la pureza del hidrógeno se mantienen constantes durante toda la operación. La principal desventaja de este tipo de proceso es la naturaleza compleja de los procedimientos para el intercambio de reactores, que requiere de precauciones de seguridad elevadas. Además, para hacer posible el cambio entre reactores, estos deben ser del mismo tamaño (Argyle & Bartolomew, 2015).

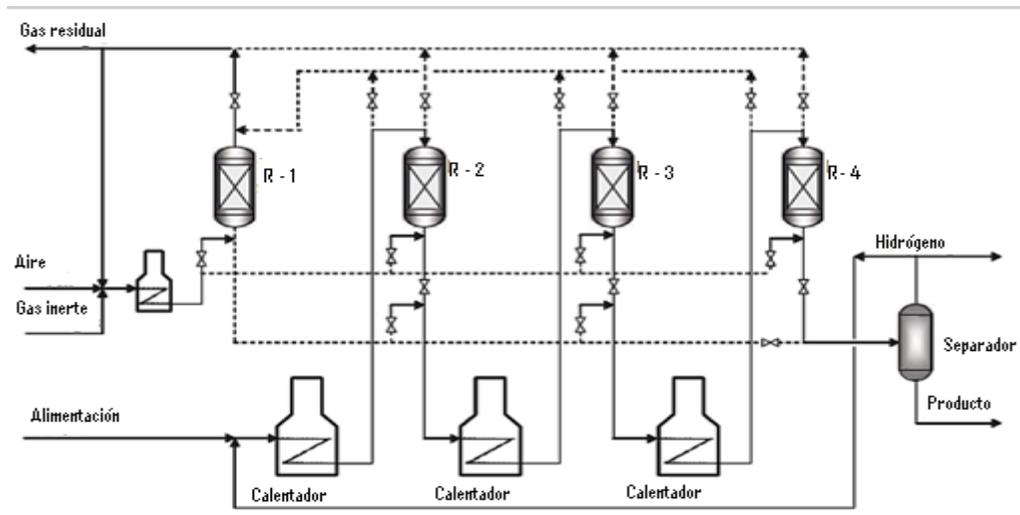


Figura 1.3 Proceso con regeneración cíclica del catalizador para reformación catalítica.

1.4 Tipos de reactores

Un reactor químico es un equipo en cuyo interior tiene lugar una reacción química, diseñado para maximizar la conversión y la selectividad de esa reacción con el menor coste posible. Si la reacción química es catalizada por una enzima purificada o por el organismo que la contiene, se habla de biorreactores. El diseño de un reactor químico requiere conocimientos de termodinámica, cinética química, transferencia de masa y energía, así como de mecánica de fluidos; balances de materia y energía son necesarios. Por lo general se busca conocer el tamaño y el tipo de reactor, así como el método de operación. Además, con base en los parámetros de diseño se espera poder predecir con alguna certidumbre la conducta de un reactor ante ciertas condiciones; por ejemplo, un salto en escalón en la composición de entrada.

La reformación catalítica es un proceso que se realiza en fase vapor, después de que la carga del reactor pasa por los intercambiadores se tiene una alimentación 100 % vapor con la temperatura suficiente para iniciar la reacción de reformación.

Por lo general en las unidades de reformación se tienen de 3 a 5 reactores de diferente tamaño, donde el más pequeño se coloca en la posición número 1 y el mayor en la última posición, debido a que reacciones como la deshidrogenación es endotérmica, el primer contacto de la alimentación con el catalizador causa un rápido descenso de la temperatura (Levespiel, 1999).

Por esta razón las unidades de reformación fueron diseñadas para trabajar con múltiples reactores y calentadores que determinan el perfil de trabajo del proceso ya sea ascendente, descendente o plano como el existente en la entidad objeto de estudio.

Los reactores tienen un forro interior refractario, el cual se instala para aislar cubierta de las altas temperaturas de la reacción y reducir el espesor del metal requerido.

Las paredes metálicas expuestas a la atmósfera de hidrógeno a altas temperaturas, se construyen con acero conteniendo 5 % de cromo y 0,5 % de molibdeno, para resistir la corrosión del hidrógeno. Para la utilización máxima del volumen disponible del catalizador es necesaria una distribución apropiada de la alimentación (vapor) en la entrada del reactor.

Los reactores varían en tamaño y detalles mecánicos, pero la mayoría poseen aspectos básicos. En la Tabla 1.2 se muestran las características de los reactores que intervienen en el proceso de reformación de la refinería en estudio (Rudin, 1981).

Tabla 1.2 Característica de los reactores.

Reactores	d	h	P operación	P regeneración	P Diseño	T operación	T regeneración	V reacción
R - 202	1600	6030	19	15 - 20	27	480 - 530	250 - 520	5,3
R - 203	2000	7940	17	12 - 20	27	480 - 530	250 - 520	13,3
R - 204	2600	950	15	10 - 20	27	480 - 530	250 - 520	26,5

Dónde

D: diámetro (mm). -

H: altura (mm).

P: presión (atm).

T: temperatura (° C).

V: volumen de reacción (m³).

La tabla anterior muestra las características de operación y diseño de los reactores que intervienen en el proceso de reformación catalítica de la Refinería de Cienfuegos.

1.4.1 Reactor de flujo radial

En los reactores de flujo radial de vapor la distribución del vapor proporciona un tiempo de contacto máximo con una pérdida mínima de presión. Las partículas del catalizador se sostienen

generalmente sobre un lecho de esferas de cerámica de una profundidad aproximada de 30cm a 40 cm, el tamaño de las esferas varía desde 2,50 cm de diámetro en la base hasta 0,89 cm de diámetro en la parte superior del reactor (**Anexo 1**) (Deves, 2008).

La filosofía de carga para un reactor radial prueba ser más compleja que para el reactor axial. La mayor preocupación para un reactor radial es el desvío parcial del catalizador (camino preferenciales en el catalizador).

De acuerdo con el Instituto Francés del Petróleo (IFP) para prevenir esto debe hacerse un estimado de la sedimentación que tendrá lugar durante la corrida, llamada estimación de colapso. Después el catalizador debe ser cargado a un nivel tal que independientemente del tipo de paso, la alimentación irá a la tubería central, siempre surcará un mínimo de grosor del lecho, ha este efecto se denomina estimación de secado (IFP, 2007).

Por tanto, la profundidad total del lecho del catalizador es igual a (1,05 por la profundidad básica del catalizador + asignación de sellado). La estimación de sellado usualmente proporciona la mitad del radio de espesor del lecho por encima de la varilla de los orificios en la tubería central. Durante la carga del catalizador, se debe tener mucho cuidado de no coger ninguna materia inerte o catalizador en los bordes del embudo. Este se acumulará en la parte inferior de los bordes del embudo y causará una mala distribución de la corriente (Richardson, Harker, & Ackhurst, 2002).

1.4.2 Reactor de flujo cilíndrico axial

De los tres tipos de reactores comúnmente empleados en el servicio de reformador, el de la descarga o (axial) es el menos complicado para cargar. Para un sistema existente, se determina el volumen disponible permisible, y el catalizador es cargado al nivel requerido.

Una capa mínima de 100 mm - 20 mm de bolas de alúmina debe ser permitida en la parte superior del catalizador. Debe ser permitido un mínimo de 450 mm entre la parte superior de la capa inerte y el lecho de la entrada del distribuidor (Smith, 1991).

1.4.3 Reactor de flujo esférico axial

La dificultad al cargar un reactor esférico se convierte en una consideración práctica. Es muy difícil para nivelar el fondo debido a los grandes diámetros que típicamente se encuentran, especialmente al nivel de una gran circulación de la esfera. Ya que usualmente se desea cargar

simétricamente por encima y debajo de la gran circulación de la esfera, el reactor esférico requiere muchas bolas de alúmina de 20 mm en el lecho del reactor (Deves, 2008).

1.5 Características y tipo de catalizadores

Un catalizador ideal convertiría de forma selectiva y rápidamente, todos los otros hidrocarburos a aromáticos; las parafinas son más difícil de convertir, a más baja severidad, solo una pequeña cantidad se convierte en aromáticos. Una alta severidad se incrementa la conversión de las parafinas, pero aun lentas e ineficientes.

Los más utilizados son los catalizadores que contienen platino. El platino actúa como agente deshidrogenante soportado en una base de alúmina; y el otro componente, ácido, puede ser cloro o flúor como agente de isomerización.

La elección del catalizador está dictada por la naturaleza de la alimentación. Una propiedad muy importante es la estabilidad frente al envenenamiento.

El platino del catalizador de doble función es el agente deshidrogenante; la parte ácida, cloro y flúor, activa especialmente las reacciones de isomerización.

Los catalizadores utilizados en el proceso de reformado constan de metales como Platino, Iridio, Germanio y Renio soportados en una base de sílice o de alúmina – sílice. En muchos casos existen combinaciones de estos metales para formar un catalizador bimetálico más estable. Los catalizadores utilizados, como resultado de su composición, realizan dos funciones (catalizadores bifuncionales): la parte metálica del catalizador está diseñada para que sea en ese sitio donde se lleven a cabo las reacciones de hidrogenación y deshidrogenación. En el soporte (alúmina clorada), que es una zona ácida, suceden las reacciones de isomerización, ciclización y cracking.

La actividad de un catalizador de reformado es función del área, del volumen del poro y del contenido de los metales activos. Por lo general la actividad de los catalizadores se reduce durante el funcionamiento por los depósitos de coque y pérdidas de cloruros. La regeneración de los catalizadores se realiza por la oxidación a altas temperaturas seguida de una cloración. Generalmente el catalizador se puede regenerar tres veces antes de ser reemplazado.

Los catalizadores para reformado bimetálicos de platino soportado sobre alúmina son los más utilizados en la industria, las principales características de estos catalizadores son:

- Soporte de alúmina de alta pureza con gran resistencia mecánica.
- Alta selectividad y estabilidad debido al platino asociado con renio.
- Alta regenerabilidad.

Las combinaciones de estas cualidades ofrecen las siguientes ventajas:

- Alto rendimiento del reformado.
- Alto rendimiento de hidrógeno.
- Alto factor de corriente (duración cíclica larga).
- Bajos volúmenes de catalizador.

Los reactores de la estación de reformación catalítica caso de estudio están cargados con catalizador RG 682. Este es un resultado de la tecnología nanométrica de la firma Axens, la cual asegura la óptima integración entre el promotor Platino y Renio. El RG-682 es un catalizador semi-regenerativo; promovió la nueva generación que desarrolló los reformadores catalíticos de Platino-Renio para producir una gasolina de alto octanaje. Puede ser usado en reformación semi-regenerativa trabajando en un amplio rango de presión de 10-30 bars (9.87-29.6 atm).

1.5.1 Propiedades de los catalizadores

Las propiedades son las características que presentan los catalizadores industriales, entre ellas se encuentran las siguientes:

➤ Propiedades Químicas

Actividad, selectividad, estabilidad, reducción y oxidación.

➤ Actividad catalítica

Es la propiedad que tiene la capacidad de aumentar la velocidad de reacción para condiciones determinadas de presión y temperatura, que se pueden medir en función a la velocidad de reacción o a la constante de la velocidad (Ancheyta & Villafuerte, 2012).

La actividad del catalizador expresa la tasa de transformación del reactivo bajo condiciones de operación diferentes. Una buena actividad significa una alta velocidad de reacción con dos posibles ventajas: una pequeña cantidad de catalizador se puede usar o las condiciones de operación pueden ser menos rigurosas, especialmente la temperatura de funcionamiento que puede ser relativamente baja.

La actividad se mide prácticamente por la temperatura a la que el catalizador debe ser operado para alcanzar las especificaciones de los productos para condiciones de alimentación y operación dadas.

➤ **Selectividad**

Es la propiedad del catalizador de favorecer a una de las reacciones termodinámicamente posibles a partir de un reactante dado, o sea, es la capacidad del catalizador para activar la transformación hacia el producto requerido entre todos los posibles. Se expresa en tanto por ciento con respecto a la fracción de reactante convertido (o productos formados). Una alta selectividad permite lograr un buen rendimiento del producto requerido y reducir las reacciones secundarias a un mínimo.

➤ **Estabilidad**

Está expresada en el período (minutos, horas, meses, años) durante el cual el catalizador retiene la actividad especificada y la selectividad deseada. La estabilidad del catalizador se define por el período durante el cual su actividad y su selectividad se mantienen sin cambios. En realidad, estas propiedades cambian en mayor o menor medida con el tiempo. La actividad puede disminuir por los venenos o sustancias que presentan alteraciones en la estructura física y química del catalizador.

➤ **Propiedades Físicas**

Composición química, área específica, volumen del poro, porosidad, tortuosidad, factor de contricción, distribución de tamaño de poro, tamaño y forma de las partículas catalíticas, fuerza mecánica, resistencia a la atrición y erosión, densidades específicas y aparentes del catalizador.

Los átomos de metal están dispersados dentro del soporte poroso. La reacción catalítica se lleva a cabo en los centros activos, por lo que una buena accesibilidad a estos centros por los reactantes es de primordial importancia. Los parámetros principales de los catalizadores son:

➤ **Superficie específica del soporte**

Expresado en m^2/g , que representa el área expuesta a los reactivos por gramo de catalizador. El rango típico para el catalizador de hidrotreatmento es de $(50 \text{ m}^2/\text{g} - 300) \text{ m}^2/\text{g}$.

➤ **Porosidad**

Volumen de poros y distribución de poros del soporte. Grandes superficies específicas sólo pueden ser obtenidas a partir de un grano de alta porosidad, caracterizado por el volumen de poros. Los poros también deben ser distribuidos juiciosamente de forma tal que la superficie del

catalizador sea efectivamente accesible por los reactivos. Debe crearse una red de canales de tal manera que el canal mayor o los macroporos, lleven los reactivos al canal menor o microporos, con el fin de minimizar atascamientos. Además, el grano del catalizador no debe ser demasiado grande, de esta manera los poros son más cortos y la transferencia de los reactivos y productos es más fácil.

➤ **La tasa de dispersión de los agentes activos sobre el soporte**

Está relacionada con la naturaleza química del catalizador y a su preparación. La Figura 1.4 proporciona una representación esquemática de la sección transversal de un grano de catalizador que contiene macroporos y microporos.

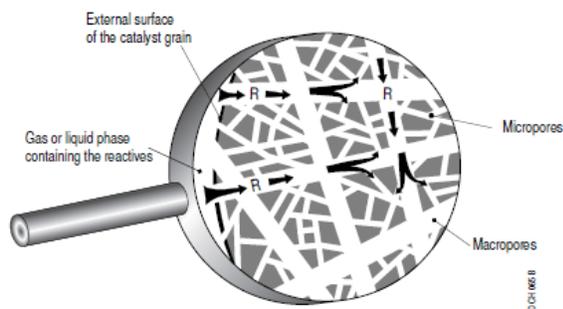


Figura 1.4 Sección transversal de un grano de catalizador

Las flechas muestran la dirección tomada por los reactivos (R) para alcanzar la superficie interna del catalizador. A escala macroscópica, el catalizador debe tener una buena resistencia mecánica para permitir su carga fácilmente sin romperse y soportar caídas de presión a través del lecho del catalizador en funcionamiento.

➤ **Propiedades mecánicas**

Las partículas del catalizador deben ser bastante fuertes para resistir cuatro formas diferentes de esfuerzos:

- Abrasión, durante el transporte
- Impacto, cuando se carga los catalizadores en los reactores.
- Tensiones internas, resultantes de los cambios de fase cristalina durante la reacción.
- Tensiones externas causadas por la caída de presión, peso del catalizador y ciclos térmicos.

1.5.2 Composición química

La composición química de los catalizadores es el factor fundamental para el alcance de las reacciones deseadas, para este proceso son utilizados dos tipos de componentes (Pérez, 2014):

- **Metales activos**

Los más utilizados son: el platino, renio e iridio. Las reacciones que cataliza el metal (platino) en este proceso, son las de hidrogenación y deshidrogenación. La presencia del renio o iridio, junto con el platino, potencia la función metálica, sobre todo la capacidad de hidrogenación, de los precursores de coque, lo que aumenta la vida del catalizador, y por tanto ciclos de operación más largos. Otros metales como: germanio o estaño aumentan la selectividad del catalizador para la formación de aromáticos. El catalizador platino - estaño se utiliza en los procesos de reformación con regeneración continua, mientras que los bimetálicos platino - renio, platino - germanio y platino - iridio se utilizan en procesos semi - regenerativos.

- **Cloruros**

El cloro se incorpora al soporte de alúmina, y tiene como función crear centros ácidos, que catalizan las reacciones de isomerización de n - parafinas, y participan en algunas etapas del mecanismo de las reacciones para la formación de aromáticos.

1.5.2 Componentes del catalizador

La actividad catalítica permite la promoción de las reacciones fundamentales que transcurren en la unidad de reformación catalítica las cuales depende en gran medida de los componentes del catalizador, los cuales son (Lloyd, 2010):

- **Fase activa**

Es la responsable de la actividad catalítica. Esta fase puede ser una sola especie química o un conjunto de ellas. Entre los componentes más utilizados, se encuentran el platino, renio e iridio.

- **Soporte**

Es la matriz sobre la cual se deposita la fase activa que permite optimizar sus propiedades catalíticas. El soporte es poroso y por tanto presentar una elevada área superficial por gramo. Entre los soportes más utilizados se encuentran sílice, carbón activado, zeolitas y alúmina. En la Figura 1.5 se muestra la estructura química simplificada del soporte del catalizador existente en la entidad (soporte de alúmina).

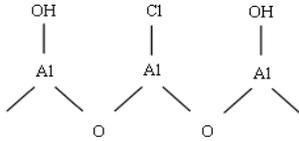


Figura 1.5 Soporte del catalizador de reformación catalítica

- **Promotor**

Es aquella sustancia que, incorporada a la fase activa, en pequeñas proporciones, permite mejorar las características de un catalizador en cualquiera de sus funciones de actividad, selectividad o estabilidad. Algunos de los metales que actúan como promotores son los metales nobles, por ejemplo, platino, paladio, rodio y entre otros), pero debido a que tienen un costo muy elevado, han sido reemplazados por metales como níquel, hierro y cobalto.

1.5.3 Mecanismos de catálisis

Las reacciones de reformación catalítica ocurren sobre catalizadores de doble función (bifuncionales), función ácida y función metálica, encargadas de promover las reacciones químicas del proceso (Fogler, 2017):

- **Función metálica**

Para una actividad máxima el metal tiene que estar altamente disperso en el soporte de alúmina y con un mínimo posible de tamaño de partícula (rango $1 \cdot 10^{-6}$ mm). Esta alta dispersión y tamaño de partícula micrométrica la cual se obtiene por un proceso especial de fabricación, debe ser mantenida durante la vida del catalizador.

Mediante estrictas condiciones de operación, siendo restaurada después de la regeneración. Al envejecer el catalizador, se deposita coque, provocando un incremento en la temperatura, el cual favorece la aglomeración de metal y el posterior crecimiento de las partículas, también como consecuencia de bajos niveles de cloro.

- **Función ácida**

Un cierto nivel de acidez del soporte del catalizador requerido para promover algunas de las reacciones deseadas (isomerización, dehidrociclización). El nivel de acidez proporciona comportamientos deseados, maximización del rendimiento de hidrógeno, gasolinas y sus derivados.

La acidez es dependiente de la cantidad de cloro que es fijada en el catalizador en su primera etapa de fabricación y después adicionado en la etapa de oxiclорación en la regeneración. El cloro contenido en el catalizador es mantenido constante por inyección de un agente clorinante, el

mismo favorece el enlace metal/soporte. El contenido máximo de cloro en el catalizador debe estar en el rango de 0,9 % al 1,1 %; sino la función ácida estará exacerbada lo que tiende al hidrocraqueo e incrementa la formación de coque (Cabo, 2012).

1.5.4 Venenos del catalizador

Los contaminantes del catalizador se clasifican en dos categorías, venenos temporales (algunos llamados inhibidores) y venenos permanentes (Hernández, 2013).

- **Venenos temporales**

Son aquellos que pueden ser removidos del catalizador sin una parada y siendo restaurada la actividad y selectividad del catalizador una vez que el contaminante desaparece. Los más comunes venenos temporales (inhibidores) del catalizador de reformación son: azufre, compuestos de nitrógeno orgánico, agua, orgánicos oxigenados y halógenos.

- **Azufre**

Es la impureza más común encontrada en el inyector de la unidad de reformación. La concentración máxima permisible es 0,5 ppm peso expresada como S.

Siempre que sea posible, la operación a bajo contenido de azufre proporcionará una buena estabilidad y selectividad del catalizador.

La contaminación con azufre inhibe la función metálica del catalizador indicado por:

- Un decrecimiento de la producción de hidrógeno.
- Un decrecimiento de la pureza del gas de reciclaje.
- Un incremento en el hidrocraqueo. Incremento de la producción de gas licuado del petróleo (GLP).
- Una reducción de la temperatura en los reactores, especialmente en el primer reactor y algunas veces un incremento a través del segundo reactor.

- **Nitrógeno**

Está escasamente presente en el inyector de nafta de destilación directa, el nitrógeno es una impureza usual de la nafta craqueada y puede también resultar de la inyección de inhibidores de corrosión basados en amina. La máxima concentración permisible en el inyector es de 0,5 ppm para el catalizador existente en nuestra refinería, propiciando la obtención de productos de alta calidad (IFP, 2007).

Los compuestos orgánicos que contienen nitrógeno son los responsables de la inhibición por este elemento, pero si aparece nitrógeno gas en sí mismo (N₂) no tiene un efecto en detrimento.

La contaminación por nitrógeno reduce la función ácida y es indicada por:

- Un decremento en el octano.
- Un ligero incremento en la producción de hidrógeno.
- En último grado, el cloruro de amonio en el gas de reciclo puede depositarse en enfriadores, separadores, platos fríos del estabilizador, creando problemas mecánicos.

➤ **Agua y compuestos oxigenados**

No es exactamente un veneno, siendo necesaria para activar la función ácida del catalizador. Sin embargo, en la práctica usual, la eliminación del agua en el inyector a reformación es la mayor preocupación de los operadores debido a que un exceso de agua produce un decrecimiento en la actividad del catalizador.

El agua está a menudo presente en las naftas de inyector, en los hidrotratadores y el inyector a reformación.

El máximo contenido permisible en el inyector se considera al alcanzar 20 ppm volumen en el gas de reciclo para condiciones típicas ($P = 1,0\text{MPa}$; $T = 40\text{ °C}$) en el separador.

➤ **Halógenos (cloro, flúor)**

La presencia de cloro como cloruro en el inyector modifica la función ácida del catalizador y promueve la reacción de hidrocraqueo.

Una vez que el cloruro es eliminado, el balance propio de cloruro en el catalizador puede ser restaurado.

El efecto del flúor como fluoruro, es similar, pero es más difícil de remover del catalizador.

- Las reacciones de hidrocraqueo son acrecentadas por:
- Bajos los rendimientos de producto líquido.
- Mayores rendimientos de GLP y coque.
- Ligeramente mayor octano.

➤ **Coque**

El cual se deposita en el catalizador es un veneno temporal porque su efecto en detrimento es reversible a través de la regeneración. Por poseer importancia suprema en los reformadores catalíticos, la formación de coque se trata separadamente.

• **Venenos permanentes**

Son aquellos que inducen a pérdidas de actividad la cual no puede ser recuperada aún con la regeneración y la cual es tan severa que el catalizador tiene que ser reemplazado. Para los

catalizadores convencionales de cama fija así como en catalizadores de regeneración continua, los principales venenos permanentes son: el arsénico, plomo, cobre, hierro, níquel, cromo, mercurio, sodio y potasio.

Para asegurar el uso óptimo del catalizador un diseño apropiado debe incluir la remoción de veneno del inyectado antes de introducirlo en la unidad. Un procedimiento necesario para remover el veneno temporal del catalizador contaminado, es la existencia de un proceso de pre - tratamiento realizado al inyectado. Sin embargo, esta eficiencia nunca es completa, y generalmente está limitada dependiendo del tipo de impureza removida. En resumen, un pobre ajuste de las condiciones de operación de la unidad de pre - tratamiento resultará en un decrecimiento de la eficiencia (Argyle & Bartolomew, 2015).

La actividad de un catalizador suele medirse como la temperatura necesaria para dar una conversión dada, de tal forma que un aumento de esta temperatura indica una disminución de la actividad, debido a desactivación del catalizador. La desactivación se produce principalmente por venenos en la alimentación, formación de coque y sinterización de la estructura del catalizador (Meyers, 2010).

Las impurezas contenidas en la alimentación se absorben sobre la superficie del catalizador bloqueando los centros activos del mismo.

Los venenos de la función metálica son fundamentalmente los elementos que se encuentran en la alimentación (Ni, V, As, Pb, Cl). Si el catalizador contiene metales nobles el azufre actúa también como inhibidor, aunque en este caso su efecto es reversible.

Los venenos de la función ácida son principalmente las bases orgánicas nitrogenadas, y pueden ser selectivos o no selectivos, ya desactiven los centros ácidos fuertes o fuertes y débiles indistintamente (Maxwell, 1968).

El coque obstruye los poros del catalizador impidiendo que los reactantes se difundan a través de él, y se forma a partir de residuos carbonosos deficientes en hidrógeno en las condiciones de operación del proceso, es por tanto un proceso físico. Mientras que el efecto de los venenos se manifiesta con pequeñas cantidades, el coque depositado sobre el catalizador puede llegar hasta el 20 %. El tipo de alimentación, la composición del catalizador, la temperatura de reacción, el tiempo de operación y otras variables de proceso influyen en la formación de coque (Pahissa, 2003).

La sinterización es la pérdida de actividad debida a la alteración en la estructura del catalizador. En los catalizadores de reformación pueden producirse por aglomeración de los metales y formación de cristales de gran tamaño o por colapso de la estructura porosa del catalizador, disminuyendo el área superficial. La sinterización es un proceso físico producido fundamentalmente por las altas temperaturas producidas por el gradiente térmico existente dentro de los poros. El coque depositado sobre el catalizador se elimina por combustión liberándose calor que favorece la sinterización de la estructura del catalizador. Para evitar esto se utiliza en la regeneración una corriente gaseosa con una concentración de oxígeno limitada que permite controlar la temperatura durante el proceso. Durante la combustión se elimina también el azufre y el nitrógeno depositado, pero no los metales (Fierro, 2006).

Cuando la actividad, capacidad y selectiva del catalizador no pueden compensarse con la variación de los parámetros o variables operacionales regulables (presión, temperatura, flujo de alimentación de la materia prima e hidrógeno y velocidad espacial) dentro de los límites prescritos por la carta tecnológica de la planta. Se hacen notar los siguientes comportamientos (Sol, 2015).

Disminución del caudal de producto catalizado (reformado) y aumento del flujo de gases hidrocarbonados, estos cambios se perciben a la salida del proceso de reformación catalítica.

Decrecimiento en el índice de octano que responde a la calidad del producto. Con el aumento de la concentración de hidrocarburos nafténicos, se ve reducida la concentración de hidrocarburos aromáticos, donde el índice de bromo sufre un incremento de 2 a 3 veces su valor, se observa un tinte verdoso - amarillo en el producto catalizado.

La disminución de la diferencia de temperaturas de entrada - salida (ΔT) en los reactores.

1.5.5 Métodos para la evaluación de la actividad de los catalizadores

Para evaluar el comportamiento de la actividad del catalizador, es fundamental establecer un control estricto de la temperatura promedio del lecho por peso del catalizador (VEHP).

Esta variable depende en gran medida de la calidad de la alimentación en cuanto a impurezas en la materia prima, pureza de hidrógeno, las cuales repercuten directamente en las condiciones de operación y la calidad del reformado.

El WABT normalizado elimina el impacto de la variación en la composición de la materia prima, de forma tal que la variación del WABT normalizado en el tiempo está determinado por la

variación de la actividad del catalizador (o desactivación). Por definición, la tendencia del WABT normalizado es un estimado de la velocidad de desactivación, usualmente expresado en °C / mes. Una práctica común durante la operación de las unidades de hidrotratamiento y reformación es el aumento de la temperatura del reactor progresivamente para compensar la desactivación del catalizador y alcanzar un producto de calidad constante. En los procesos de reformación, un aumento en la temperatura se traduce en un índice de octano superior. Esta política de producción requiere que la unidad trabaje dentro de rangos diferentes durante todo el período de operación de la unidad, estos períodos son conocidos como temperatura de comienzo de la corrida y la temperatura final de la corrida.

Existen diferentes métodos de cálculo para WABT normalizado o diferentes formas de evaluar la actividad del catalizador distinguiéndose dos métodos fundamentales:

- **Método pseudo - cinético**

Basado en un modelo pseudo - cinético conocido como “punto de vértice”, este método es generalmente empleado cuando se tiene solo una pequeña data, teniendo en cuenta que inserta errores al resultado, debido a su inexactitud. El mismo no tiene en cuenta el cálculo del WABT parámetro determinante en la actividad de un catalizador. Es muy útil para las predicciones cuando no existen correlaciones (IFP, 2007).

La ecuación 1.1 responde al cálculo para la aplicación del método

$$\frac{ds}{dt} = [-k * (S)] * [ppH_2] \qquad \qquad \qquad \textbf{Ecuación 1.1}$$

Dónde:

$k = k_0 * e^{-E_a/RT}$ k_0 : actividad del catalizador

S: Contenido de azufre

ppH₂: Presión parcial de hidrógeno

E_a: Energía de activación

R: Constante de los gases

T: Tiempo

- **Método correlativo**

Este método sustentado por un modelo correlativo basado en experiencias de plantas pilotos efectuado por el Instituto Francés del Petróleo (IFP). Permite un seguimiento cercano de la actividad del catalizador lo que garantiza la exactitud del mismo.

Las correlaciones están fundamentadas en un rango más amplio lo que significa que se tienen en cuenta más parámetros operacionales que el modelo pseudo - cinético.

Este tipo de evaluaciones son realizadas por la firma suministradora del catalizador existente en la refinería.

Las curvas propuestas por el proveedor del catalizador se obtienen a partir de los modelos de correlación que han sido especialmente elaboradas para cada unidad en particular (hidrofinación de nafta y reformación catalítica) (IFP, 2007).

1.5.6 Otras variantes para evaluar el comportamiento del catalizador

De acuerdo a (Felder & Rosseau, 2005) las características del catalizador pueden ser controladas teniendo en cuenta las siguientes ecuaciones:

La Ecuación 1.2 se refiere a la selectividad del catalizador: Es el cociente entre los moles de producto obtenidos y los moles de reactivo consumidos.

$$\textit{Selectividad} = \frac{\textit{moles de producto}}{\textit{moles de reactivo}} \qquad \textit{Ecuación 1.2}$$

La Ecuación 1.3 refleja la actividad del catalizador. Es una medida de la velocidad de la reacción en relación al catalizador utilizado.

$$\textit{Actividad} = \frac{\textit{cantidad de reactivo convertido}}{(\textit{tiempo}) * (\textit{cantidad de catalizador})} \qquad \textit{Ecuación 1.3}$$

La Ecuación 1.4 manifiesta la estabilidad del catalizador. Es una medida de su capacidad de convertir reactivos en productos durante su tiempo de actividad.

$$\textit{Estabilidad} = \frac{\textit{cantidad de reactivo convertido}}{\textit{cantidad de catalizador}} \qquad \textit{Ecuación 1.4}$$

La actividad inicial, es medida por la temperatura requerida para obtener el producto deseado al inicio de la corrida. Durante el ciclo, la actividad del catalizador se puede calcular como se muestra en la ecuación 1. 5.

$$D_s = D_s^0 * e^{AT} \qquad \textit{Ecuación 1.5}$$

Dónde:

Ds: Actividad de desulfuración.

T: Vida del catalizador.

D_s^0 : Actividad de desulfuración inicial.

A: Tasa de desactivación °F/ bpp.

Los métodos presentados anteriormente, aunque no dejan de ser una herramienta importante para el seguimiento de la actividad de los catalizadores, carecen de un algoritmo lógico que permita a

los tecnólogos de las unidades realizar una evaluación periódica del comportamiento de las variables operacional que intervienen e influyen directamente en la actividad del catalizador.

En tal sentido será necesario lograr un procedimiento que permita a los ingenieros de proceso un mayor control sobre la actividad de sus catalizadores y una herramienta de trabajo de fácil acceso y operatividad.

Conclusiones parciales del capítulo

1. La revisión bibliográfica permitió establecer, definir y conocer el proceso de reformación catalítica, sirviendo como base para la fundamentación teórica y los tipos de catalizadores.
2. No se identificaron en la bibliografía consultada procedimientos prácticos que permitan un análisis sistemático y de fácil operación, que posibilite a los tecnólogos una evaluación continua de las principales características de los catalizadores de reformación catalítica.

Capítulo 2

CAPÍTULO 2. INFLUENCIAS DE LAS VARIABLES OPERACIONALES EN LA DESACTIVACIÓN DEL CATALIZADOR BIMETÁLICO

2.1 Distribución tecnológica de la Refinería de Cienfuegos S.A

La distribución presente en la refinería objeto de estudio proporciona beneficios a la empresa que se traducen en un aumento de la eficiencia y aprovechamiento del flujo tecnológico, minimizando el tiempo de residencia en las tuberías de la materia prima y en tránsito hacia cada uno de los sectores, con el fin de cumplir con los estándares de calidad. En la Figura 2.1 se aprecia la distribución por sectores que conforman la estructura tecnológica de la entidad objeto de estudio.

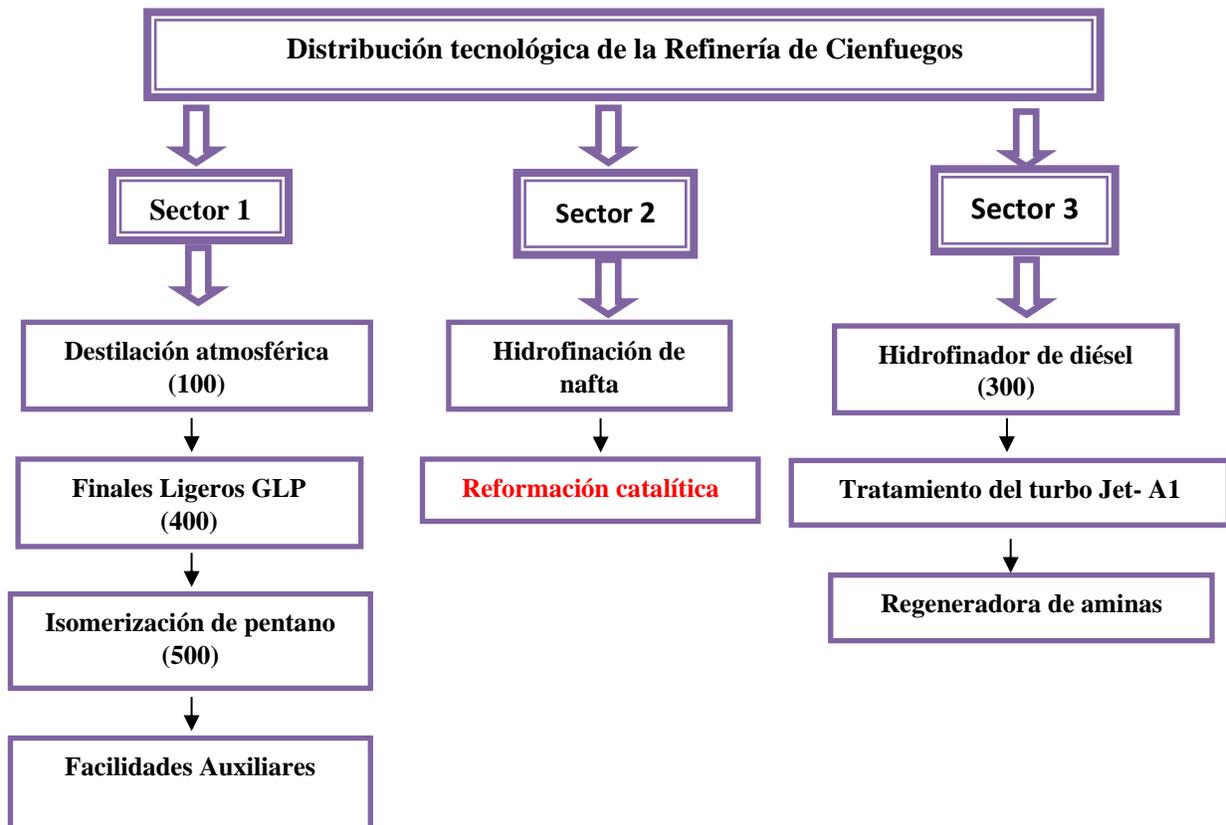


Figura. 2.1 Distribución tecnológica de la refinería

Considerando la distribución tecnológica de la refinería, el presente estudio se centra en la estructura detallada del sector 2, donde se interconectan los procesos de hidrofinación de nafta y reformación catalítica, sobre la base de los objetivos propuestos para la investigación, es válido

resaltar que solo para este estudio se abordan las especificidades del bloque de reformación catalítica, sobre el cual versa la investigación.

2.1.1 Caracterización de la unidad “Reformación Catalítica” objeto de estudio

Como aparece señalado en la Figura 2.2, el sector 2 comprende dos bloques que se complementan para estructurar el proceso de reformación catalítica: el bloque de hidrofinación de nafta, que es el encargado de procesar y entregar la materia prima para la reformación catalítica posterior que ocurre en el siguiente bloque de igual nombre.

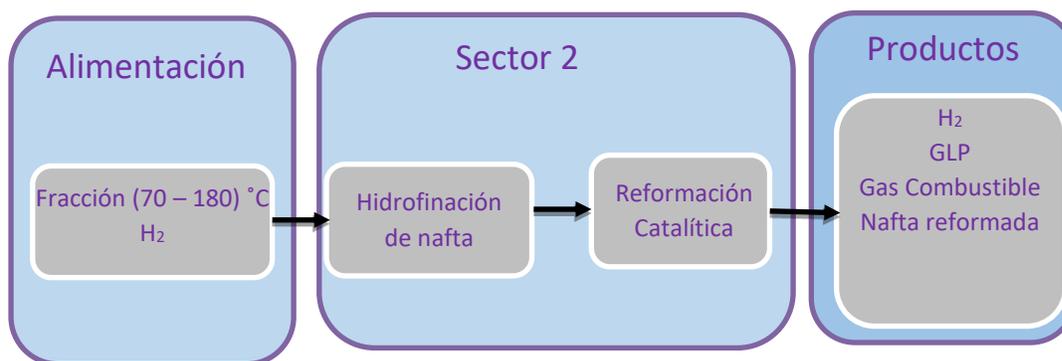


Figura. 2.2 Distribución tecnológica del sector 2

Bloque 1 Hidrofinación de nafta

Objetivo: Reducir significativamente el contenido de contaminantes (azufre, nitrógeno, y metales pesados) y elimina el agua, la cual debilita la función ácida del catalizador, pues arrastra el dicloroetano quien facilita esta función.

Descripción del flujo tecnológico

Como se puede ver en la Figura 2.2 la alimentación suministrada a esta unidad procede de la sección 100 de destilación atmosférica. Durante la operación normal de la planta, la corriente de alimentación de la fracción (70 – 180) °C (materia prima de la sección 200) es 63 m³/h. Si la sección 100 presenta algún inconveniente, la alimentación será extraída directamente desde el área de tanques intermedios (Anexo 2).

La fracción (70 – 180) °C va al enfriador por agua, donde se mezcla con gas hidrogenado con un flujo entre 14 735 Nm³/h y 19 698 Nm³/h, a una temperatura de T =100°C y una presión de P=4,1 MPa. A la salida del mismo, la mezcla pasa al separador de gas hidrogenado, con una T= 40°C y P

= 4,0 MPa luego es enviada al nudo de mezcla, donde se pone en contacto con el gas de reciclo de hidrofinación suministrado por el compresor y posteriormente pasa al bloque de reacción.

En dicho bloque inicialmente se dirige al reactor R-201 con una temperatura ente 260 y 330°C alcanzada en el horno de reacción. En el reactor R-201 en presencia del catalizador de cobalto y molibdeno soportado en alúmina, tienen lugar una serie de reacciones químicas que se muestran a continuación:

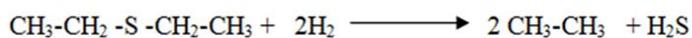
1. Reacciones químicas deseadas

Se produce la hidrogenación de los compuestos orgánicos sulfurosos, nitrosos y oxigenados que conducen al rompimiento de los enlaces respectivos para el posterior desprendimiento de hidrógeno sulfurado, amoníaco, agua y la eliminación de metales pesados que envenenan al catalizador y están presentes en la materia prima (Escalona, 2010).

• Reacciones de eliminación de azufre

Las reacciones que tienen lugar en este proceso producen hidrocarburos y sulfuro de hidrógeno que luego es removido en la torre despojadora T-201.

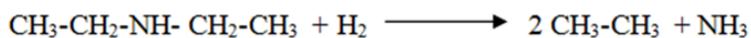
Reacción 2.1 Eliminación de azufre en presencia de hidrógeno



• Reacciones de eliminación de nitrógeno

Donde los compuestos de nitrógeno son convertidos en hidrocarburos y amoníaco.

Reacción 2.2 Eliminación de nitrógeno



• Reacciones de eliminación de oxígeno

Conversión de compuestos oxigenados en hidrocarburos y agua, ecuación general.

Reacción 2.3 Eliminación de oxígeno



2. Reacciones químicas no deseadas

- **Hidrocraqueo**

Esta reacción produce una nafta liviana que proporciona la reducción del producto reformado y el incremento de gas licuado del petróleo (GLP).

- **Saturación de aromáticos (para la reformación de la nafta)**

Una vez que la nafta pesada esté libre de veneno, según las reacciones anteriores es alimentada a la unidad de reformación catalítica.

Finalmente, la mezcla de gas y producto que sale del reactor R-201, a una presión de 3,5 MPa se dirige enfriador por aire y más tarde al intercambiador por agua. A la salida de dicho intercambiador la mezcla, ya enfriada hasta una temperatura $T = 40^{\circ}\text{C}$ y una presión $P=3,1$ MPa se dirige al bloque de estabilización.

El hidrogenado inestable entra a la torre estabilizadora T - 201 a una presión $P=1,25$ MPa y una temperatura $T = 140^{\circ}\text{C}$ en el tope y $T = 249^{\circ}\text{C}$ y 1,3 MPa en el fondo, donde se separa el hidrogenado estable. Los productos formados en hidrofinación, tales como el hidrógeno sulfurado, el amoníaco y el agua se separan en el tambor separador de tope de la torre.

La fracción (70 – 180) °C estable a $T = 145^{\circ}\text{C}$ y una presión $P = 1,2$ MPa es enviada por la bomba al bloque de reacción de reformación.

Bloque 2 Reformación catalítica.

Objetivo: obtención de un catalizado de-butanizado con índice de octano requerido por los clientes, utilizado como componente de la gasolina de alto octanaje.

Descripción del flujo tecnológico

Como se observa en la Figura 2.2 la alimentación suministrada a esta unidad proviene del bloque de hidrofinación de nafta.

Inicialmente en el bloque de reacción, el hidrofinado estable con gas hidrogenado proveniente del compresor de reciclo de reformación catalítica a $T= 97^{\circ}\text{C}$ y $P= 2,3$ MPa, pasa al precalentamiento en los intercambiadores, los que trabajan en serie e intercambian a contracorriente con el reformado inestable que viene del reactor de reformación R-204.

Esta mezcla sale de este tren de intercambiadores a $T = 437^{\circ}\text{C}$ y $P = 2,1$ MPa, va hacia la primera cámara del horno y seguidamente sale hacia el reactor R-202 (primer reactor de reformación).

En la salida de la primera cámara del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto para entrar al primer reactor R-202. La salida del reactor R-202 se dirige a la segunda cámara del horno y posteriormente sale de la misma para dirigirse al reactor R-203 (segundo reactor de reformación). La salida del reactor R-203 entra a la tercera cámara del horno y más tarde sale de la misma hacia el reactor R-204 (tercer reactor).

Finalmente, la mezcla de reformado inestable y gas sale del reactor R-204, a $T = 515^{\circ}\text{C}$ y $P = 1,5$ MPa. La mezcla, ya enfriada hasta una $T = 40^{\circ}\text{C}$ y $P = 1,2$ atm va al separador de reformación.

El proceso de reformación tiene lugar en los reactores R-202/203/204 (**Anexo 3**), cuyo lecho catalítico se encuentra en una distribución de 1/2,5/5 respectivamente (relación volumen). Las reacciones en los mismos ocurren en presencia de un catalizador bimetálico de platino renio (Pt - Re) soporte de alúmina.

El proceso de reformación catalítica comprende dos tipos de reacciones químicas: las deseadas y las no deseadas, con el propósito de transformar la estructura de las moléculas de hidrocarburo hacia estructuras isoméricas y aromáticas principalmente.

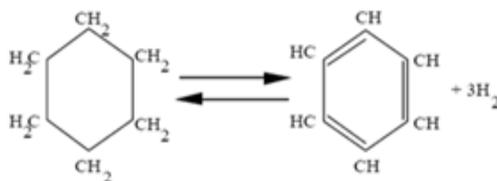
1. Reacciones químicas deseadas

Este tipo de reacciones producen un incremento en el número de octano con una elevada producción de hidrógeno de alta pureza, estas son las reacciones a promover.

- **Deshidrogenación de naftenos**

Termodinámicamente la reacción es altamente endotérmica y es favorecida por la alta temperatura y baja presión. Además, a mayor número de átomos de carbono, mayor será la producción de aromáticos en equilibrio.

Reacción 2.4. Deshidrogenación de naftenos



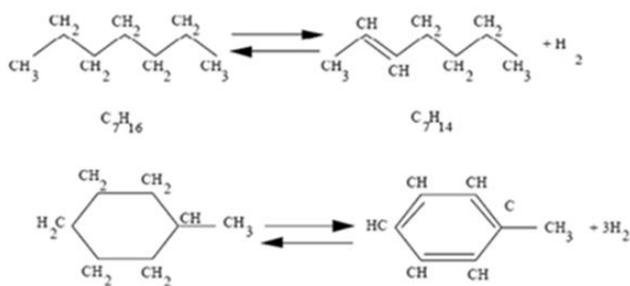
Dentro de estas reacciones, la deshidrogenación de los derivados del ciclohexano es una reacción mucho más rápida que cualquiera de las reacciones de deshidroisomerización de alquilciclopentanos o deshidrociclización de parafinas.

Por otro lado, se debe mencionar que este tipo de reacciones se llevan a cabo en la parte metálica del catalizador (parte activa Pt, Re) a las temperaturas antes descritas.

- **Deshidrociclización de parafinas**

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

Reacción 2.5. Deshidrociclización de parafinas.



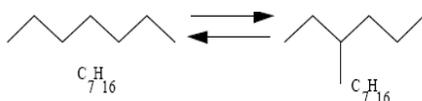
- **Isomerización**

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

- **Isomerización de parafinas lineales**

Resulta en un ligero incremento del número de octano. Desde un punto de vista cinético, la alta temperatura favorece la isomerización, pero la presión parcial del hidrógeno no tiene efecto. Estas reacciones son promovidas por la función ácida de la base catalítica (Cortazar, 2014).

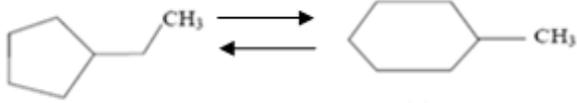
Reacción 2.6 Isomerización de parafinas lineales



- **Isomerización de ciclo parafinas**

La isomerización de alquilciclopentanos a ciclohexanos, con su subsecuente conversión a benceno.

Reacción 2.7 Isomerización de ciclo parafinas



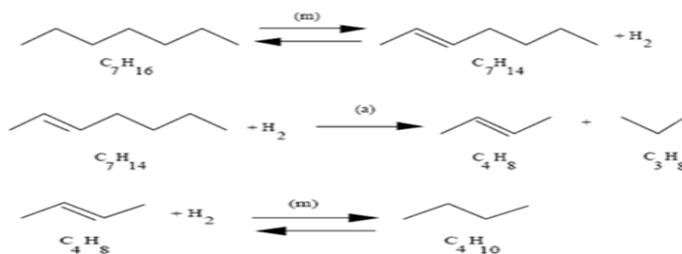
2. Reacciones químicas no deseadas

Son las reacciones que conducen hacia un decrecimiento en el número de octano y disminución de la pureza del hidrógeno o disminución en el rendimiento de los productos. Son reacciones relativamente lentas y por lo tanto estas tienen lugar en la última sección del reactor. Las principales reacciones de hidrocrackeo implican el craqueo y la saturación de parafinas. Para la obtención de rendimientos y calidad de productos, es necesario controlar cuidadosamente las reacciones de craqueo y aromatización además de supervisar cuidadosamente la temperatura del reactor para controlar la extensión de cada una de estas reacciones.

- **Hidrocrackeo**

Esta reacción afecta tanto las parafinas (normales o isoparafinas) y naftenos, esto involucra las funciones metálicas como las ácidas del catalizador. Es una reacción paralela a la deshidrociclización de parafina.

Reacción 2.8 Hidrocrackeo



Dónde:

m: es promovida por la función metálica del catalizador.

a: es promovida por la función ácida del catalizador.

- **Hidrogenólisis**

Esta reacción no deseada tiene alguna semejanza con el hidrocrqueo ya que involucra el consumo de hidrógeno y el rompimiento de cadenas. Es promovida por la función metálica del catalizador y lleva al aumento de hidrocarburos disminuyendo el rendimiento en gasolinas.

Reacción 2.9 Hidrogenólisis



- **Hidrodeshalquilación**

La hidrodeshalquilación es la ruptura (o subdivisión) del radical ramificado (CH₃ o C₂H₅) de un anillo aromático.

Reacción 2.10 Hidrodeshalquilación



- **Alquilación**

La alquilación es una reacción de condensación que adiciona una molécula de olefinas a un anillo aromático.

Esta reacción es promovida por la función metálica del catalizador y no consume hidrógeno. Pero lleva a moléculas más pesadas que pueden aumentar el punto final del producto. Además, los hidrocarburos con elevado peso molecular tienen una alta tendencia a formar coque.

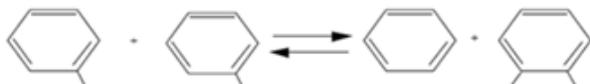
Reacción 2.11 Alquilación



- **Transalquilación**

Esta reacción, promovida por la función metálica del catalizador, ocurre principalmente en condiciones muy severas de temperatura y presión.

Reacción 2.12 Transalquilación



- **Coquificación**

La formación de coque resulta de un complejo grupo de reacciones químicas, cuyo mecanismo detallado no se conoce mucho aún, está ligada a productos insaturados pesados tales como aromáticos polinucleares que resultan de la alimentación o de la polimerización de los aromáticos involucrados en alguna de las reacciones (deshidrociclización, transalquilación). También, por presencia de trazas de olefinas pesadas o diolefinas.

El producto reformado transita hacia el bloque de estabilización, donde el producto catalizado inestable es calentado en el intercambiador hasta una $T = 140^{\circ}\text{C}$ y $P = 1,4 \text{ MPa}$. El hidrogenado estable pasa a la torre estabilizadora de reformación T-202. (Anexo 4)

En esta torre se separan las fracciones livianas del catalizado. Por el tope de la torre, sale la fracción liviana al enfriador por aire a una $T = 55^{\circ}\text{C}$ y $P = 1,15 \text{ MPa}$ y través del intercambiador por agua se envía hacia el tambor de reflujo de la T-202.

El exceso de reflujo de fracción liviana del tope de la torre T-202, se envía como GLP. Desde el fondo de la torre T-202, sale catalizado estable, con $T = 235^{\circ}\text{C}$ y $P = 1,2 \text{ MPa}$, hacia el bloque de intercambiadores, posteriormente hacia el patio de tanques.

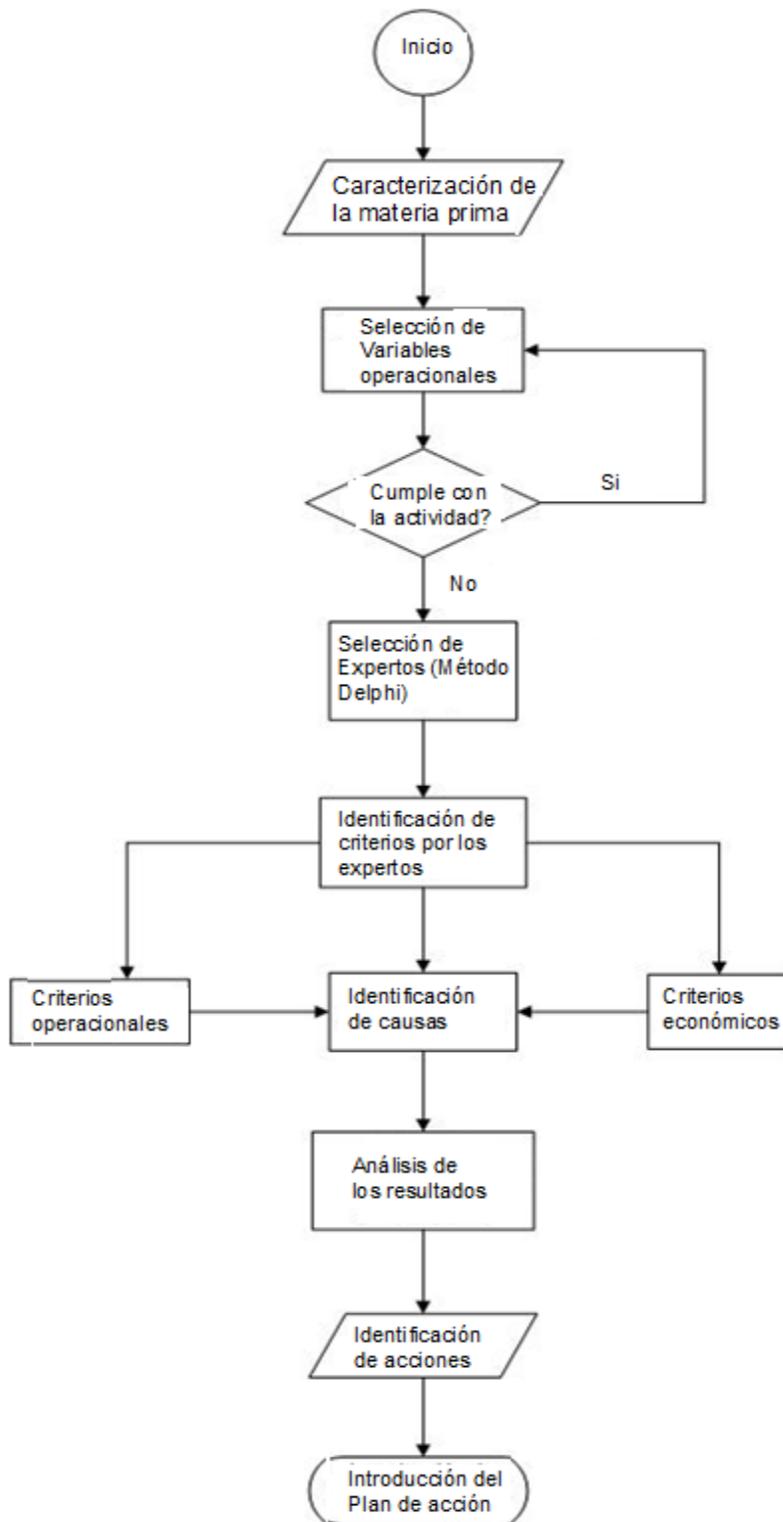


Figura 2.3 Propuesta metodológica para la introducción del plan de acción

2.1.2 Caracterización de la corriente de alimentación

La nafta pesada que es alimentada al proceso de reformación catalítica contiene parafinas, isoparafinas, nafténicos, aromáticos y oleofinas entre otros compuestos, con un número de átomos de carbono en la molécula generalmente en el rango de 6 a 10 (C₆ a C₁₀).

Esta materia prima es analizada en el laboratorio de la refinería, certificado por (NC ISO/IEC 17025, 2006), en el mismo se realizan las pruebas solicitadas por el tecnólogo de la planta siguiendo lo expuesto en el gráfico de control analítico. Estas pruebas responden a las normas ISO, 2006 (International Standard Organization).

- **Densidad**

Escala de medición empírica utilizada específicamente para medir la densidad de los crudos y sus derivados, adoptada por el Instituto Americano del Petróleo (*American Petroleum Institute, API*).

Esta propiedad obviamente depende del intervalo de destilación de la alimentación, pero más especialmente de su naturaleza química. Este método abarca la determinación de la densidad, densidad relativa y la gravedad °API de los destilados del petróleo y aceites viscosos que pueden ser manipulados de modo normal como líquidos a la temperatura de ensayo, utilizando cualquier equipo de inyección de muestra, manual referida a la prueba ASTM D1298 o automática basada en la prueba ASTM D 4052.

La prueba automática está limitada a líquidos con presión total de vapor usualmente inferiores a 0,1 MPa y viscosidades usualmente por debajo de 15 000 mm²/s. Sin embargo, el límite de la presión de vapor total puede ser extendido hasta mayor que 0,1 MPa, siempre que se compruebe primero que no se haya formado una burbuja en el tubo oscilante en forma de U, lo cual puede afectar la determinación de la densidad.

Algunos ejemplos de productos que pueden ser ensayados por este procedimiento incluyen: gasolina y mezclas de gasolina oxigenada, diésel, jet, aceites básicos, parafina y aceites lubricantes (ASTM D, 2010).

- **Rango de Destilación**

La caracterización del crudo y de sus fracciones se realiza mediante los métodos de destilación de laboratorio estandarizados por la Sociedad Americana de Ensayo de Materiales (ASTM, por sus siglas en inglés), dentro de ellas la prueba ASTM D 86, aplicada a las fracciones que se corresponden con la alimentación a reformación.

Este método de ensayo abarca la destilación atmosférica de productos del petróleo usando una unidad de destilación por lotes a escala de laboratorio para determinar cuantitativamente el rango de ebullición característico de productos tales como gasolinas naturales, destilados medios y ligeros, combustibles de automóvil para motores de ignición por chispa, gasolinas de aviación, combustibles para turbinas de aviación, combustible diésel regular y combustible diésel bajo en azufre, éter especial del petróleo, naftas, éter blanco, querosenos, combustibles para quemadores.

Las temperaturas registradas durante la prueba son directamente relacionadas a la temperatura de ebullición normal de los componentes en este corte.

Las dos temperaturas registradas más importantes son: el punto inicial de ebullición (Initial Boiling Point, IBP), registrado cuando la primera gota de líquido es observada y; el punto final de ebullición (End Boiling Point, EBP), temperatura máxima que se registra durante la prueba .

- **Análisis de composición**

La naturaleza química de la alimentación es frecuentemente determinada por el análisis PIONA (Parafinas, Isoparafinas, Olefinas, Naftenos y Aromáticos) basada en la prueba ASTM D 5134, la cual simplemente proporciona el porcentaje en volumen de los diferentes tipos de hidrocarburos.

Conociendo los resultados PIONA se hace posible determinar el índice de reformabilidad $A+0.85N$, donde el contenido de aromáticos (A) se suma con 0,85 veces el contenido de naftenos (N). El índice de reformabilidad proporciona un significado práctico de la caracterización de una alimentación e ilustra su análisis químico mediante valores (ASTM D, 2008). En la Figura 2.3 se expone la dinámica correspondiente al proceso de reformación catalítica.

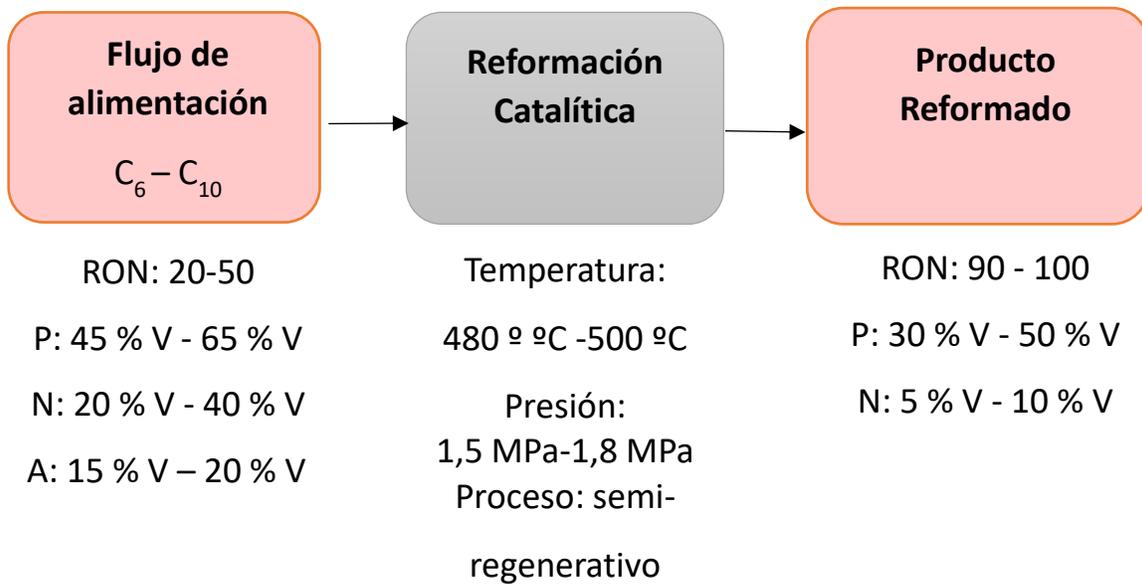


Figura. 2.3. Dinámica del proceso de reformación catalítica

2.2 Variables operacionales del proceso de reformación catalítica

En el proceso de reformación catalítica existen cuatro variables principales que influyen en el rendimiento de la unidad, estas son: presión, temperatura, velocidad espacial (VEHP), y relación molar hidrógeno/hidrocarburo (H_2/HC) (Espín, 2013).

Para propiciar una evaluación integral de la unidad se tendrá en cuenta también la calidad de la materia prima alimentada e índice de octano (RON) del producto reformado el cual está relacionado directamente con la temperatura. Con estas seis variables se efectúa la evaluación operacional de la unidad (Águila Prado, Lobelles Sardiñas, López Bello, Morejón Gil, & Bermúdez Chou, 2021)

1. Presión

Una reducción en la presión del reactor aumenta la producción de hidrógeno y el rendimiento de reformado, disminuye la temperatura requerida en el reactor para alcanzar una calidad constante de producto y acorta el ciclo de vida del catalizador, ya que se incrementa la velocidad de depósito del coque sobre el catalizador.

Por efecto de las caídas de presión, la presión del reactor disminuye a través de las diversas etapas de reacción. La presión media de los diversos reactores se asocia generalmente como la presión del reactor.

Valores típicos de presión del reactor se encuentran entre $P = 1,3 \text{ MPa}$ y $3,4 \text{ MPa}$ (procesos semi-regenerativos y de regeneración cíclica) y de $P = 0,4 \text{ MPa}$ a $1,0 \text{ MPa}$ (regeneración continua). Se requieren presiones parciales de hidrógeno altas en el reactor para promover reacciones de isomerización y para reducir la deposición de coque en el catalizador.

2. Temperatura

Los principales parámetros para expresar la temperatura media del reactor de reformado es la temperatura media ponderada del lecho (VEHP).

La Ecuación 2.1 Representa la temperatura integrada a lo largo del lecho del catalizador.

$$VEHP = \sum \text{fracción en peso del lecho catalítico} * \text{temperatura promedio del lecho} \quad \text{Ec 2.1}$$

La Ecuación 2.2 Representa la temperatura media ponderada de admisión (WAIT), es calculada con la temperatura de ingreso en cada reactor.

$$WAIT = \sum \text{fracción en peso del lecho catalítico} * \text{temperatura de entrada al lecho} \quad \text{Ec 2.2}$$

La temperatura de reacción es la variable más importante en el proceso de reformación catalítica, pues depende del rendimiento y la calidad del producto y, es medida por el índice de octano que se alcanza en el producto reformado.

El índice de octano indica la máxima presión a la que puede ser sometido un combustible carburado (mezclado con aire) antes de auto - detonarse al alcanzar su temperatura de auto ignición debido a la ley de los gases ideales. Existen distintos tipos de gasolinas comerciales, clasificadas en función de su número de octano.

Para las gasolinas de destilación directa debido a la ausencia de hidrocarburos no saturados, de moléculas complejas aromáticas - nafténicas, el contenido de aromático se encuentra entre 10 y 20 %.

El número de octano requerido depende directamente de la relación de compresión del motor. Con el nivel de octanaje adecuado se evita la detonación y se logra un solo foco de llama dado para el encendido en el momento preciso, con lo cual se logra una combustión pareja y efectiva.

El exceso de octanaje por sobre lo requerido por un motor no agrega mayores beneficios ni en términos de potencia, ni de rendimiento. Sino tan solo un costo adicional innecesario en dinero para los consumidores y puede generar una mayor contaminación al medio ambiente.

3. Velocidad espacial

La velocidad espacial y la temperatura del reactor se emplean comúnmente para ajustar el índice de octano de un producto donde:

La **Ecuación 2.3** Representa la velocidad espacial del líquido por horas (*Liquid hourly space velocity, LHSV*)

$$LHSV = \frac{\text{Volumen de inyector a } 15^\circ\text{C}}{\text{Volumen del catalizador}} \quad \text{Ecuación 2.3}$$

La **Ecuación 2.4** Representa la velocidad espacial másica en horas (*Weight hourly space velocity, WHSV*)

$$WHSV = \frac{\text{Peso de inyector (por hora)}}{\text{Peso de catalizador}} \quad \text{Ecuación 2.4}$$

Para un aumento en la velocidad espacial, mayor será la temperatura necesaria para obtener un producto con un determinado índice de octano. La severidad de la unidad de reformación catalítica puede aumentarse mediante el incremento de la temperatura del reactor o mediante la reducción de la velocidad espacial.

Puesto que la cantidad de catalizador cargado en los reactores es constante, la reducción de la velocidad espacial durante funcionamiento puede reducirse sólo al disminuir el caudal de alimentación.

4. Relación hidrógeno/hidrocarburo (H₂/HC)

Esta relación se expresa en base molar, es decir, moles de hidrógeno en el gas de reciclo (que es una mezcla de hidrógeno y gases ligeros) por mol de alimentación de nafta (mol/mol), los valores de 4 a 6 son típicos en unidades de reformado semi - regenerativo, y en unidades con regeneración continua del catalizador, la relación H₂/HC toma valores entre 3 y 4.

Un aumento en la proporción H₂/HC provoca un aumento en la presión parcial de hidrógeno y elimina precursores de coque de los sitios activos del metal. El efecto global de esto se refleja en el incremento de la vida del catalizador.

En otras palabras, la tasa de formación de coque sobre el catalizador, y por lo tanto la estabilidad del catalizador y su vida útil, es función de la relación H_2/HC y de la presión parcial del hidrógeno presente en el sistema del reactor. Sin embargo, incrementar la relación H_2/HC influye negativamente en la aromatización e incrementa el hidrocraqueo.

5. Calidad de la alimentación

La calidad de la alimentación depende de tres factores: el rango de destilación, la composición química y las impurezas en la materia prima.

➤ Rango de destilación

Las fracciones ligeras tienen un pobre contenido de naftenos y aromáticos y consecuentemente un alto contenido de parafina C_6 . La ciclización de parafinas a aromáticos es más difícil que la ciclización de C_7 a C_8 . Las fracciones pesadas tienen un alto contenido de naftenos e hidrocarburos aromáticos, necesitando una menor severidad para la obtención de buenos rendimientos. Pero estas fracciones contienen también compuestos policíclicos, los que producen depósitos de coque en el catalizador. El punto final de ebullición (PFE) está relacionado con las especificaciones de volatilidad requerida en la gasolina automotriz.

El punto final debe ser limitado debido a la dificultad de combustión de los componentes pesados, al riesgo de ensuciamiento de la cámara de combustión y a problemas de dilución del aceite lubricante que consecuentemente provocará el desgaste del motor.

Existe un número de factores relacionados con la determinación del valor límite del punto final, entre ellos se encuentra las diferentes especificaciones de la gasolina de acuerdo a cada país, la demanda de gasolina y productos intermedios (diésel, aceite de calentamiento) y la más importante para efectos de la unidad de reformación es el control de la velocidad de coquificación del catalizador, lo que aumenta rápidamente con el incremento del punto final de la alimentación debido a que los componentes pesados (poliaromáticos y polinaftenos) promueven las reacciones causantes de la formación de coque.

La norma ASTM D86 se establece que el valor máximo para el punto final de ebullición no debe pasar los $180\text{ }^\circ\text{C}$ con el propósito de restringir de la fracción la existencia de ciclohexano promotor del benceno, agente altamente contaminante.

➤ Composición química

La composición química detallada en la alimentación es determinada por un análisis cromatográfico de la nafta. Este análisis es necesario para predecir la producción de aromáticos e

hidrógeno, así como la severidad de la operación. Aunque no es suficiente para una predicción completa, un índice de caracterización de la materia prima relacionado al contenido real de aromáticos de la alimentación es muy útil, la relación $A + 0,85 N$ es la más usada (donde N y A % volumen de naftenos y aromáticos en la corriente alimentada. El Instituto Francés de Petróleo, suministrador del catalizador de RG - 682 A, usa la relación $A + 0,85N$.

El aumento de este índice bajará la severidad de operación para encontrar las mismas especificaciones del producto final. Aunque la materia prima procesada en la refinería objeto de estudio presenta deficiencias en el ajuste a esta relación, pues se trata de una nafta procedente de un crudo mezclado, situación que afecta directamente sobre el tiempo de regeneración del catalizador.

➤ **Impurezas de la alimentación**

La actividad del catalizador puede ser reducida por venenos temporales y permanentes presentes en la composición de la materia prima.

La Tabla 2.1 muestra el máximo contenido de impurezas permisibles para el catalizador de la refinería objeto de estudio.

Tabla 2.1. Máximo contenido permisible de impurezas

Componentes	Máximo permisible
Azufre	0,5 ppm
Agua	0,5 ppm
Productos oxigenados	0,5 ppm
Cloro	0,5 ppm
Flúor	0,5 ppm
Arsénico	1,0 ppb
Plomo	5,0 ppb
Cobre	< límite de detección
Mercurio	5,0 ppb
Hierro	< límite de detección
Silicio	< límite de detección
Níquel	< límite de detección
Cromo	< límite de detección
Sodio	< límite de detección
Potasio	< límite de detección

En la tabla anterior se puede observar el máximo contenido de impurezas permisible para la alimentación en el proceso de reformación; de los principales venenos que afectan la calidad del

producto final para su posterior comercialización. Este contenido es determinado durante los análisis de laboratorio.

El proveedor del catalizador bimetálico (Instituto Francés del Petróleo) existente en la unidad de reformación catalítica, garantiza el 70 % del área de contacto hasta la décima regeneración del catalizador (Tabla 2.2). Las pérdidas progresivas de área afectan la conversión del producto reformado, está determinada por la actividad del catalizador.

Tabla 2.2. Pérdida progresiva del área superficial del catalizador

Superficie catalítica	Base = 230 m ²
Después 1 regeneración	Base * 0,92 = 211,6 m ²
Después 2 regeneración	Base * 0,87 = 184,09 m ²
Después 3 regeneración	Base * 0,85 = 156,47 m ²
Después 4 regeneración	Base * 0,83 = 129,87 m ²
Después 5 regeneración	Base * 0,81 = 105,20 m ²
Después 6 regeneración	Base * 0,78 = 82,05 m ²
Después 7 regeneración	Base * 0,76 = 62,36 m ²
Después 8 regeneración	Base * 0,74 = 46,14 m ²
Después 9 regeneración	Base * 0,72 = 33,22 m ²
Después 10 regeneración	Base * 0,70 = 23,25 m ²

En la tabla anterior se muestra la pérdida progresiva del área de contacto tomando como base el área de diseño. Dicha área de contacto define la actividad del catalizador. Se realiza el cálculo teórico de la pérdida de área para 10 regeneraciones. Luego de estas regeneraciones no es posible la utilización del catalizador dado la afectación tan marcada en el rendimiento del reformado.

Como consecuencia de esta manifiesta degradación el catalizador va perdiendo vida útil, por lo que debe tener un seguimiento continuo, para prever o programar correctamente los períodos de regeneración. En tal sentido, es necesario proponer un procedimiento de evaluación con el objetivo de mantener las variables operacionales antes mencionadas con un comportamiento estable, lo que garantiza el aplazamiento de la regeneración del catalizador que se encuentra en su novena regeneración y la influencia en la desactivación del catalizador bimetálico.

2.3 Arranque y Parada de la planta

A continuación, se describe la preparación para el arranque y la parada de la planta de Reformación Catalítica.

Una vez cargados los catalizadores y cerrados los reactores se debe:

- Comprobar el montaje de todos los platillos ciegos necesarios en el sistema de alta presión de ambas secciones R/C e Hidrofinación.
- Presionar los sistemas con nitrógeno hasta aproximadamente 1 kg/cm².
- Hacer vacío mediante los eyectores hasta un mínimo de 600 mm/Hg.
- Bloquear la comunicación de los eyectores con el sistema y realizar la prueba de estanquidad. La pérdida de vacío admisible es de 50 mm/Hg en una hora.
- Presionar nuevamente los sistemas hasta 1 kg/cm² y hacer vacío 2 veces más. Presionar la última vez con nitrógeno.
- Presionar el bloque de Hidrofinación y Reformación hasta alcanzar una presión en la succión que permita poner en marcha los compresores y volver a poner a recircular ambos sistemas.
- Sacar muestra de gases a ambos sistemas y verificar el % de O₂ que no sea mayor a 0.5 volumen máximo en los gases.
- Realizar las pruebas necesarias desde la puesta en marcha de los compresores.

Arranque de la sección de reformación catalítica

- Con una temperatura de 40°C y al recircular con ambos compresores, proceder a abrir el inyector de nafta a la unidad hasta un valor de 40 m³/h.
- El flujo de gas no debe ser menor que 1000-1200 m³ normal/m³ de materia prima.
- Aumentar la temperatura gradual pero sostenidamente hasta 482°C. Estabilizar la operación de la T-202 y de la unidad.
- Subir el inyector a razón de 2-3 m³ por hora hasta el inyector que se defina.
- Mantener el gas de recirculación en todo momento por encima de 65 000 m³ normal por hora.
- Mantener una presión de 24-25 kg/cm² en la descarga de los C-202.
- Ajustar el perfil de temperatura en función de la pureza del hidrogeno buscando que la misma sea lo más alto posible.

- Una vez que se tenga un exceso de hidrógeno, alinear el mismo al sistema C-203(el cual se debe haber pulgado con nitrógeno hasta 0.5 % volumen de O₂).
- Arrancar el C-203 y comenzar a desplazar el circuito de Hidrofinación.
- Una vez que se alcanza una pureza de hidrógeno en el gas de recirculación del Hidrofinador de 70 % mínimo, con una presión de operación de 35 kg/cm² en el PV-003 y con una temperatura de (300-320) °C, mantener con esta condición durante 4 horas y posteriormente proceder a abrir el inyector a la unidad gradual pero sostenidamente hasta 40 m³/h. En ésta operación se debe tener mucho cuidado con el nivel de fondo de la T-201 inicialmente.
- Una vez que el B-201 tenga nivel se continúa subiendo inyector hasta el valor que se defina.

Parada de la Planta de Reformación Catalítica

- Avisar a los diferentes talleres de la parada de la planta.
- Coordinar con el despacho.
- Comenzar a disminuir la temperatura en el F-203/1,2,3 hasta 450°C a razón de 15°C.
- Simultáneamente con el descenso de la temperatura, disminuir el inyector de nafta a Reformación Catalítica (FIC-012) hasta 48 m³/h a razón de 5-7 m³/h.
- En el bloque de Hidrofinación de nafta una vez que se comience a disminuir la temperatura en el reformador, se disminuirá la temperatura hasta en la salida del F-201 hasta 320°C a razón de 10°C. Esto con el objetivo de mantener la calidad de inyector a los reactores R-202, R-203, R-204.
- El inyector en la unidad de Hidrofinación (FIC-002) disminuye en la misma medida que en el bloque de Reformación Catalítica (5-7 m³).
- Antes de comenzar el procedimiento de parada de planta se corta la salida de nafta hidrofinada desde el E-212 (FIC-19).
- Una vez establecido el inyector de 48 m³/h (FIC-012) y una temperatura de 450°C en la salida del F-203/1/2/3 y temperatura de 320°C en la salida del F-201, se procede a cortar la carga líquida a ambas unidades de la siguiente forma:
 1. Parar la P-201/R
 2. Parar la P-204/R

3. Cerrar el PIC-003 by- pass y la válvula además de parar el C-203.
 4. Cerrar lateral y verificar que estén cerrados los by- pass del PIC-001, el PIC-006 y el PIC-004.
 5. Una vez que se obtenga un nivel del 40 % en el B-204 (inyecto a la T-202) se procede a parar la P-205/R. Cerrar el LIC-014 y verificar que tenga cerrado su by- pass.
 6. Cuando el nivel de la B-201 indique el 40 % (LIC-003), cerrar el lateral de la válvula y verificar que el by- pass se encuentre cerrado. En el momento en que se corte la carga líquida a los sistemas de reacción, el operador y panelista deben estar muy atentos a que la temperatura en la salida de los hornos F-201 y F-203/1/2/3 no sobrepasen la temperatura de 300°C en Hidrofinación y en Reformación, la temperatura de 450°C.
- Mantener la recirculación en el sistema de reformación con 450°C por espacio de 8 h. En caso de disminuir la presión de 8 kgf /cm² en la succión de los C-202 reponer la misma con gas hidrogenado procedente del título 17 (en caso de no haber disponibilidad se hará con N₂ del título 8), el cual debe estar con certificado del laboratorio central done conste que el oxígeno está por debajo del 0.5% en volumen.
 - Esto se realiza previa coordinación del jefe de turno con el despacho de la refinería.
 - Mantener la recirculación del bloque de Hidrofinación con 300°C por espacio de 4 h. En caso de que la presión disminuya por debajo de los 8 kgf/cm² en la succión del C-201 reponer esto con gas hidrofinado procedente del título 17 (en caso de no haber disponibilidad se hace con N₂ del título 8), con la calidad especificada anteriormente.
 - Terminado el punto anterior proceder a bajar la temperatura a la salida de la F-201 a razón de (30-40) °C.
 - Apagar el horno y mantener la recirculación hasta 60°C.
 - Una vez apagado el horno se procede a abrir las escotillas, entrada de aire por los quemadores y dampers con los hornos para lograr un enfriamiento más rápido del horno.
 - Cuando se alcance 60°C a la salida de la F-201, parar el compresor C-201 y el enfriador A-203.
 - Una vez que concluya la actividad del bloque de recirculación, se procede a bajar la temperatura a razón de (30-40) °C por horas hasta 250°C.

- A continuación, apagar el horno y mantener la recirculación hasta 60°C.
- Después proceder al igual que en el punto anterior al enfriamiento del F-203.

2.4 Inicio del estudio (Método TZ combinado)

Como herramientas generales para el desarrollo del diagnóstico se presentan:

- a) Selección de expertos: Método TZ combinado (García & Fernández, 2008).
- b) Diagrama causa – efecto o diagrama de Ishikawa.

a) Selección de los expertos por el método Delphi

En la solución de problemas organizativos, existen interrelaciones complejas entre los diversos recursos involucrados, que son difíciles de predecir. Dentro de esta problemática, los métodos de expertos contribuyen a la previsión en situaciones de ausencia de información y adicionalmente pueden aportar información clave relacionada con las causas del problema, la fundamentación científica, la calidad de la solución, y pronosticar las consecuencias de su aplicación (Cruz & Martínez, 2012).

Se utiliza el método Delphi ya que está considerado como el método heurístico más efectivo y de mayor utilización para la toma de decisiones.

El Método Delphi, creado en Santa Mónica, Estados Unidos en la *Research and Development Corporación (Rand Corporation, en inglés)* para investigar el impacto de la tecnología en la guerra, toma en cuenta los siguientes fundamentos:

- Establecimiento de un diálogo anónimo entre los expertos consultados individualmente mediante cuestionario y a través del facilitador. La conformación de opiniones se lleva a cabo mediante varias rondas y los resultados de cada ronda se procesan estadísticamente.
- Existe retroalimentación entre los expertos mediante los resultados del cuestionario, permitiéndole a este modificar sus respuestas primarias en función de los juicios aportados por los otros expertos.
- El número de rondas para la aplicación del cuestionario se determina por la evolución de las curvas de distribución de respuestas, hasta llegar a la convergencia de opiniones, eliminando los valores más dispersos.

Para la aplicación del método existe un procedimiento general que está compuesto por una serie de pasos lógicos que pueden definirse de forma general:

- Concepción inicial del problema

- Determinación del número de expertos
- Selección de los expertos
- Diseño y aplicación del cuestionario
- Procesamiento y análisis de la información mediante técnicas estadísticas

Concepción inicial del problema

Primeramente se seleccionan los criterios a evaluar. En dependencia del objetivo que desea conocer sobre el problema, se agrupan y procesan los criterios de los expertos.

Determinación del número de expertos

Se determina el número de expertos que participan en la investigación mediante la siguiente expresión:

$$n = \frac{p(1-p)*k}{i^2}$$

Ecuación 2.3

En este caso:

n – Cantidad o número de expertos.

p – Proporción de error que se comete al hacer estimaciones del problema con la cantidad de expertos. En este caso $p = 0,02$.

i – Precisión del experimento. Debe ser $i \leq 0,12$. En esta caso $i = 0,091$

k – Constante que depende del nivel de significación estadística $(1 - \alpha)$, que se obtiene a través de la tabla 2.3, en este caso se trabaja con 3,8416.

Tabla 2.3 Coeficientes de significación estadística

$(1 - \alpha)$	k
99 %	6,6564
95 %	3,8416
90 %	2,6896

Selección de los expertos

Se realiza una selección de los expertos, así como la organización del grupo en correspondencia con las características y objetivos del trabajo.

Los expertos son especialistas en el tema, que están de acuerdo en cooperar y ofrecer información tantas veces como se solicita. Para ello se basó en la relevancia de sus trabajos, en la posición que ocupan, en lo destacado de sus opiniones, creatividad, disposición a participar, experiencia

científica y profesional en el tema, capacidad de análisis y pensamiento lógico, así como su espíritu de trabajo en equipo (Bastarrica & Romero-Lamoru, 2014).

Diseño y aplicación del cuestionario

El cuestionario se diseña y aplica similar a una encuesta, pero solamente a los expertos (Anexo 3).

Procesamiento y análisis de la información mediante técnicas estadísticas

Agrupación de los criterios por orden de prioridad:

Al aspecto de mayor importancia se le concede el mayor número de puntos y así en orden decreciente hasta 1 punto al de menor importancia.

Posteriormente se determina el coeficiente de competencia ($K_{competencia}$) de cada uno de ellos, lo que representa el parámetro a tener en cuenta para seleccionar cuáles son los expertos a participar. Se determina de la siguiente manera:

$$K_{competencia} = K_c + K_a \quad \text{Ecuación 2.4}$$

donde:

K_c : Promedio de los valores que el candidato le confiere a cada aspecto que se evalúa en una encuesta presentada. Para ello deben elaborar su autoevaluación de manera anónima

K_a : Coeficiente de argumentación, dado por la sumatoria de los valores adquiridos en cuanto al grado de influencia de cada una de las fuentes de argumentación (Anexo 4).

Tabla 2.4 Criterios para la evaluación de la competencia de los expertos

Coeficiente de competencia	Competencia del experto
$K_{competencia} > 9,00$	Alta (A)
$7 < K_{competencia} \leq 9,00$	Media (M)
$K_{competencia} \leq 7$	Baja (B)

A partir de este patrón, se decide que expertos utilizar; como regla se seleccionan solo los de competencia alta, pero se puede valorar utilizar expertos de competencia media en caso de que el coeficiente de competencia promedio de todos los posibles expertos sea alto, pero nunca se utilizará expertos de competencia baja.

Si Luego de ser seleccionados los expertos y a través de mesas de trabajo se identifican los criterios, que por su profesión y experticia consideraron que debían tenerse en cuenta para realizar la selección. Para esto seleccionaron criterios técnicos y criterios económicos, los que se aplicaron a una matriz de selección.

c) **Diagrama causa – efecto o diagrama de Ishikawa**

El diagrama de Ishikawa es una herramienta utilizada para visualizar las causas potenciales de un problema con el fin de descubrir la causa raíz. Se estructura como una espina de pescado, con el enunciado del problema o efecto en la cabeza del pez y las causas potenciales representadas por ramas o espinas. Las espinas se dividen a su vez en subcausas, lo que permite a los equipos explorar múltiples niveles de causalidad e identificar las causas más probables del problema.

Esta herramienta representa de una forma ordenada todos los factores causales que pueden originar un efecto específico. Se deben realizar los cinco pasos requeridos para el análisis:

- Definir el efecto. Este debe ser claro, preciso y medible.
- Identificar las causas. Mediante una lluvia de ideas con el personal que puede aportarlas.
- Definir las principales familias de causas. Agrupar las causas y subcausas.
- Trazar el diagrama. Se traza la línea central y las que representan las causas principales.
- Seleccionar la causa. Concluido el diagrama se obtienen todas las posibles causas y mediante una selección ponderada se determinan las de mayor importancia.

Conclusiones parciales del capítulo

1. La caracterización de la unidad objeto de estudio, a partir del mapa de proceso, permite conocer las principales características de la corriente de alimentación al proceso de reformación catalítica, así como, sus principales variables operacionales.
2. Para la presentación del plan de acción se hará uso de la matriz 5W2H que permitirá una mejor organización de la propuesta para su implementación.

Capítulo 3

CAPÍTULO III. ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS

En el actual capítulo se trabaja sobre el diagrama heurístico propuesto en el capítulo anterior, enfocado directamente en el proceso que se investiga. Se efectúa todo el procedimiento con el objetivo de obtener de resultados esperados y realizar el análisis de cada uno de ellos. Se tiene en cuenta además el conocimiento teórico adquirido durante la investigación, en aras de disminuir los posibles errores que pudieran cometerse.

3.1 Resultados del Método Delphi para la selección de los expertos

Para la selección del número de expertos se sustituyen los valores en la ecuación 2.3:

$$n = \frac{p(1-p)*k}{i^2} = 9,09 \approx 9$$

Al efectuar el cálculo anterior se obtiene que se necesitan 9 expertos para la investigación.

Conocido el número de expertos, se confecciona el listado de los posibles candidatos, los cuales son analizados de manera cualitativa.

Se comprueba el grado de competencia que poseen los expertos sobre la materia. Para ello se le propone un cuestionario donde se obtiene la información sobre la autoevaluación que cada cual realiza de sus niveles de información o conocimiento acerca del problema que se encuentra en vías de solución y con las fuentes que le permitan argumentar sus criterios (Método Delphi).

Para la selección de expertos se determinan los coeficientes de conocimiento (Kc) y de argumentación (Ka), los que se utilizan para calcular mediante la ecuación 2.4, el Coeficiente de Competencia (K), a partir de cuyos resultados se seleccionan los integrantes del grupo.

Los resultados de K se analizan a partir Tabla 2.4 Criterios para la evaluación de la competencia de los expertos. Se decide que expertos utilizar; como regla se seleccionan solo los de competencia alta, pero se puede valorar utilizar expertos de competencia media en caso de que el coeficiente de competencia promedio de todos los posibles expertos sea alto, pero nunca se deben utilizar expertos de competencia baja (Anexo 5).

El coeficiente de competencia obtenido para cada uno de los expertos se muestra en el anexo 4. Luego del análisis de los datos que aporta la tabla se seleccionan los expertos que corresponden a los candidatos: 1, 3, 5, 6, 7, 9, 11, 13 y 14.

Se confecciona la lista de expertos teniendo en cuenta el coeficiente de competencia, pero también es importante analizar la calidad de cada uno de ellos: su conducta activa, su juicio

autocrítico, su ética en la discusión, su creatividad y disposición en la solución del problema, su capacidad de análisis y pensamiento para resolver de forma eficiente una problemática que exija un criterio que enfrente marcos tradicionales o actuales, además su posibilidad real de participación.

Los expertos seleccionados alcanzan un coeficiente superior a 0.9, por ello se define que son competentes y sus criterios aportan a la investigación. En este caso fueron 9 los expertos que tienen coeficiente de competencia alto y pasan a integrar el equipo de trabajo. La tabla 3.1 muestra los expertos resultantes de la selección.

Tabla 3.1 Expertos seleccionados

Nº	Nombre y Apellidos	Graduado
1	Dr.C. Rafael López Cordero	Doctor en Ing. Química
2	MSc. Fernando Piñón Yanes	Máster en Tecnología, ingeniería, construcción y gases.
3	MSc. Eduardo Figueredo García	Máster en Tecnología, ingeniería, construcción y gases.
4	Esp. Alexis González Martínez	Especialista en Tecnología de Refinación de Petróleo.
5	MSc. Rosaura Usagaua Ramos	Máster en Análisis de Proceso
6	MSc. Serguei Varela Pared	Máster en Análisis de Proceso
7	Esp. Ramiro Rodríguez Tabares	Especialista en Tecnología de Refinación de Petróleo.
8	Esp. Yosvany González Mazorra	Especialista en Tecnología de Refinación de Petróleo.
9	Esp. Nerys Saavedra Pérez	Especialista en Tecnología de Refinación de Petróleo.

Fuente: Elaboración propia

3.2 Diagrama de Ishikawa o Causa-efecto

Para determinar las causas que provocan la pérdida de la actividad del catalizador, el autor de este trabajo estudió el objeto de investigación en el lugar, para conocer detalladamente el proceso, los parámetros de diseño, estándares y funcionamiento real. Para obtener la información se aplicaron las técnicas de tormentas de ideas, técnica de observación, la técnica de entrevista y la consulta

con los expertos, cuya información permitió desarrollar el siguiente Diagrama de Ishikawa o Causa-efecto (Figura 3.1).

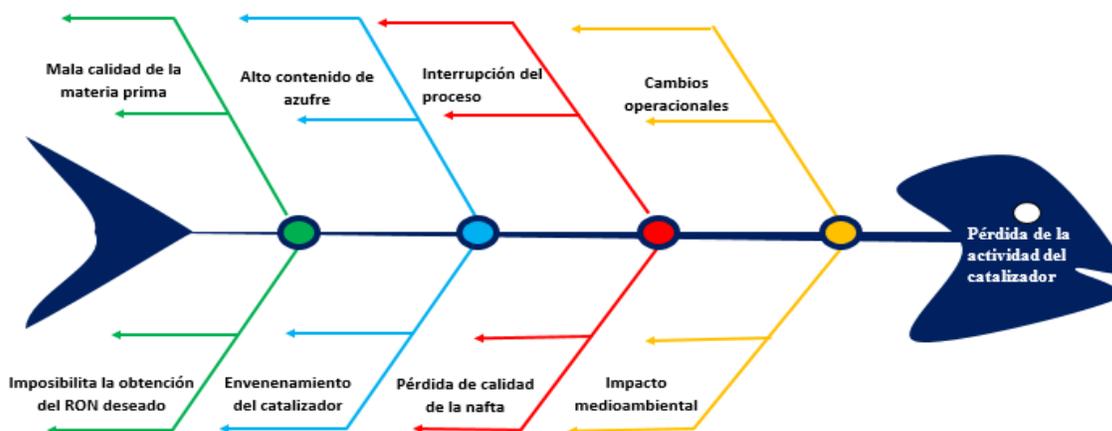


Figura 3.1. Diagrama causa- efecto del proceso de reformación catalítica

El análisis se centra en la causa interrupción del proceso y el alto contenido de azufre que provocan la formación de coque en el catalizador y el envenenamiento de este por lo que se refleja en la actividad del catalizador.

3.3 Procedimiento para establecer los parámetros operacionales

Inicialmente se definieron los rangos operacionales (Tabla 3.2) para cada una de las variables operacionales antes expuestas. Con el objetivo de mantener un comportamiento estable de la unidad.

Tabla 3.2 Rangos de operación del proceso de reformación catalítica

Rangos de operacionales								
	Composición		Condiciones de operación					
	A	N	VEHP	RON	H ₂ /HC	PFE	T	P
Rango	15 - 20	20 - 40	1 - 2	88 - 94	4 - 7	180	480 - 500	1,6/1,8/2,0

Dónde:

VEHP. Velocidad espacial horaria en peso (h^{-1}). **PFE.** Punto final de ebullición ($^{\circ}C$).

RON. Índice de octano. **A.** Aromático (% vol). **N.** Naftenos (% vol).

H₂/HC.

Relación hidrógeno hidrocarburo (mol/h).

T. Temperatura de entrada y salida a cada reactor (°C).

P. Presión de entrada y salida a cada reactor (MPa).

En la tabla anterior se muestran los rangos de operación establecidos para la evaluación de las variables operacionales, que garantizan el comportamiento estable de la unidad de reformación catalítica.

El período para la evaluación corresponde al primer semestre del año 2017 (enero - junio), siendo regenerado el catalizador durante el mes de enero del propio año.

En la figura 3.2 se puede apreciar el contenido de sulfuro de hidrógeno (H₂S) en la materia prima del proceso de reformación catalítica.

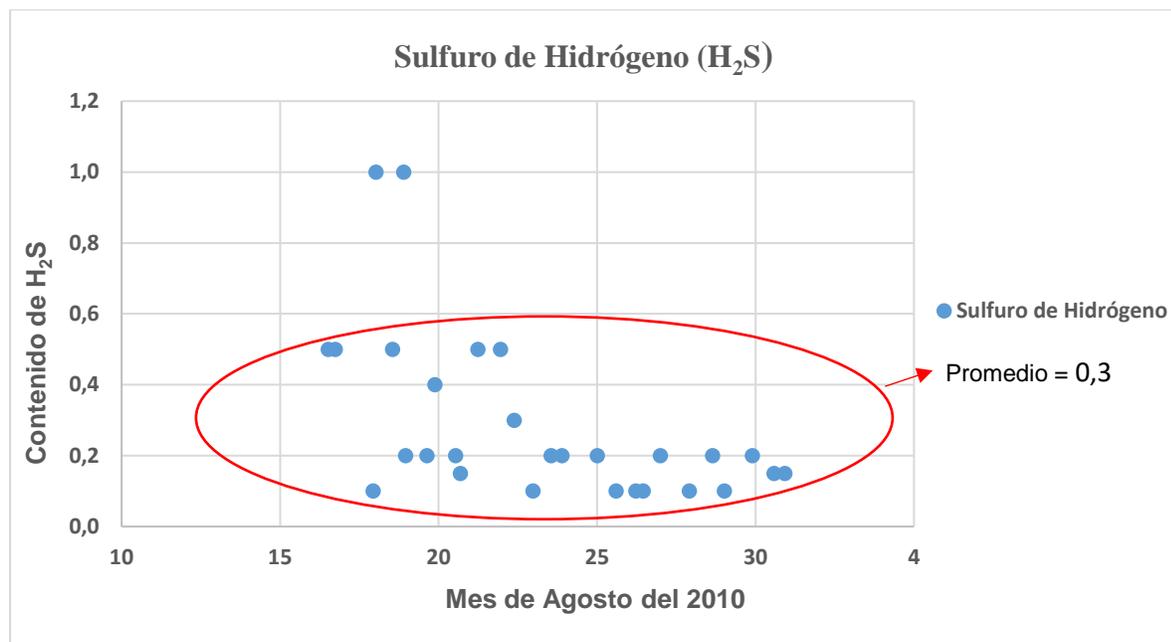


Figura 3.2 Comportamiento del sulfuro de hidrógeno

Como se menciona anteriormente el alto contenido de azufre provoca el envenenamiento del catalizador, por consiguiente, sobre esta causa de envenenamiento se debe trabajar para disminuir su contenido. Esto trae como consecuencia la primera acción a tomar:

- Adicionar compuestos de hidrógeno a la materia prima que entra al reactor para disminuir el contenido de azufre en la nafta.

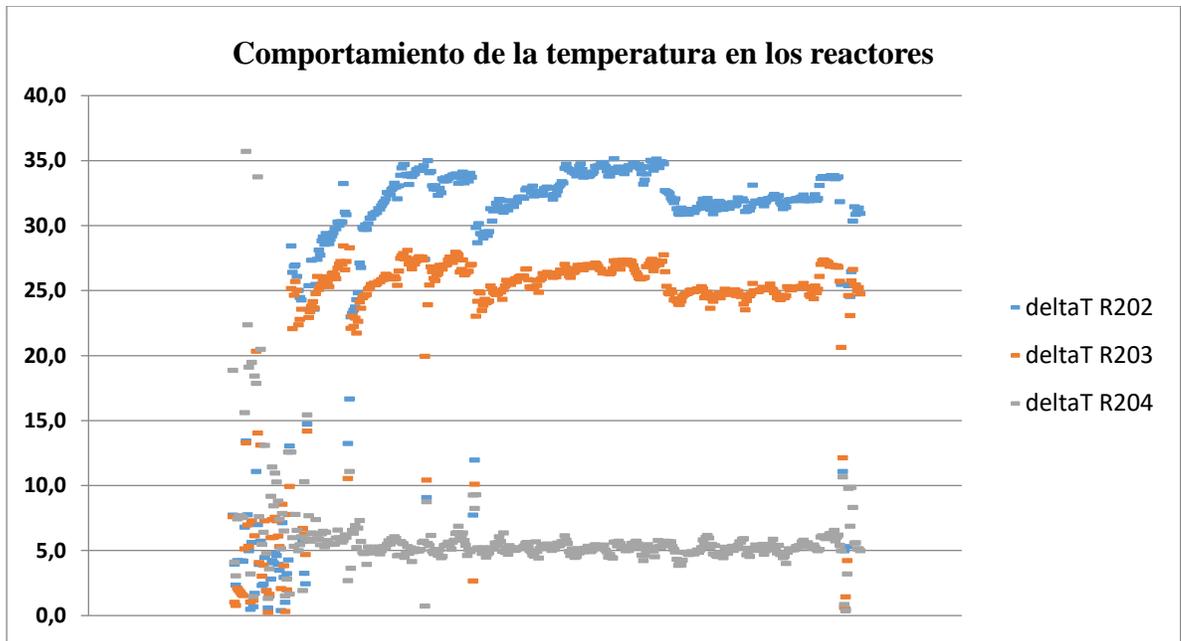


Figura 3.3 Comportamiento de la temperatura en los reactores

En la figura 3.3 se puede apreciar el comportamiento de los ΔT de los reactores que intervienen en el proceso en la cual se evidencian cambios muy bruscos en las caídas de temperaturas lo cual influye decididamente en el logro del número de octano de la nafta.

Las constantes paradas de la planta provocan la formación de coque debido a los constantes cambios de temperatura al quedar cargado durante su interrupción el reactor, esto provoca que el catalizador disminuya considerablemente su actividad.

En la figura 3.4 se muestra el comportamiento del N° Octano Investigativo (RON) cuya inestabilidad está dada por la pérdida de actividad del catalizador, provocada precisamente por las constantes interrupciones del proceso. Esto conyeva a tener que subir la temperatura en los reactores para lograr el RON deseado y lograr los estándares de calidad del producto.

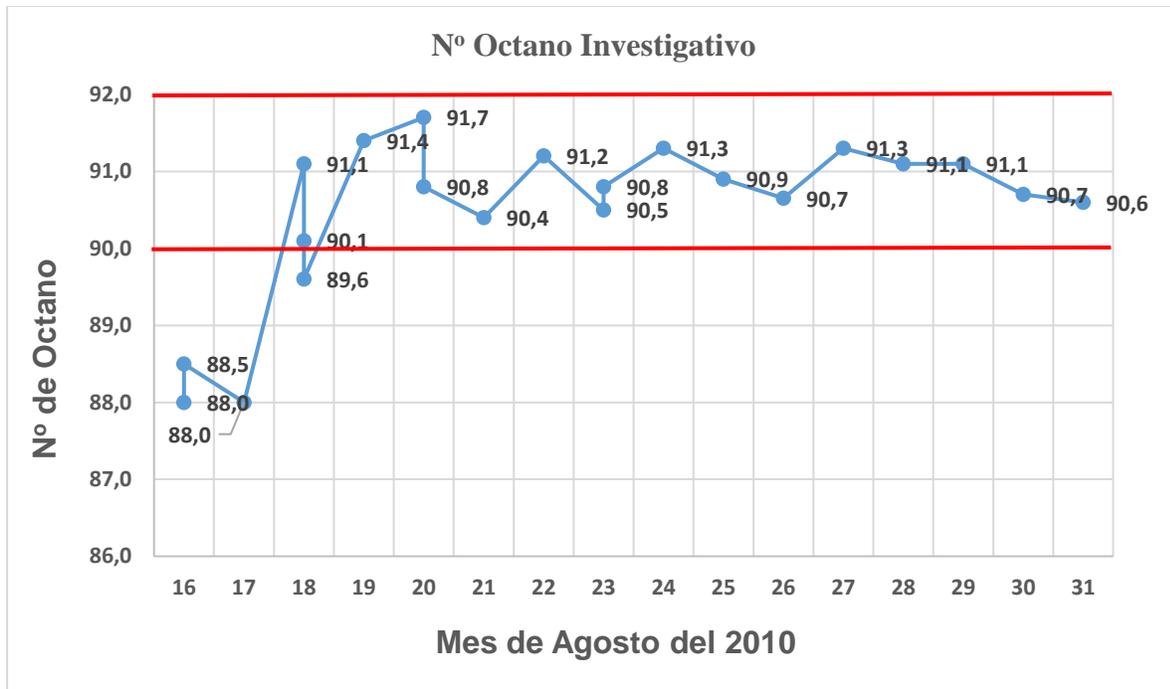


Figura 3.4 Comportamiento del número octano investigativo (RON)

A medida que aumentan las interrupciones del proceso aumenta también, dada la calidad de la materia prima, la formación de coque sobre la superficie del catalizador.

Una vez que queda cargado el reactor producto de la parada inesperada, la deposición del hidrocarburo y su contenido de azufre, provocan la formación de coque, o lo que es lo mismo, la coquificación del catalizador, esto conyeva a la pérdida de actividad del catalizador. Esto trae como consecuencia la segunda acción a tomar:

- Lograr estabilidad en el proceso para que el ΔT entre los reactores sea más estable, para evitar cambios bruscos de temperaturas y evitar la coquificación del catalizador.

En la figura 3.5 se observa una disminución en el contenido de azufre una vez que se adiciona el compuesto de hidrogeno en el reactor, para cambiar a nafta pesada por encima de 260°C en el hidrofinador que garantiza una nafta con el contenido de azufre menor a 0.5 ppm.

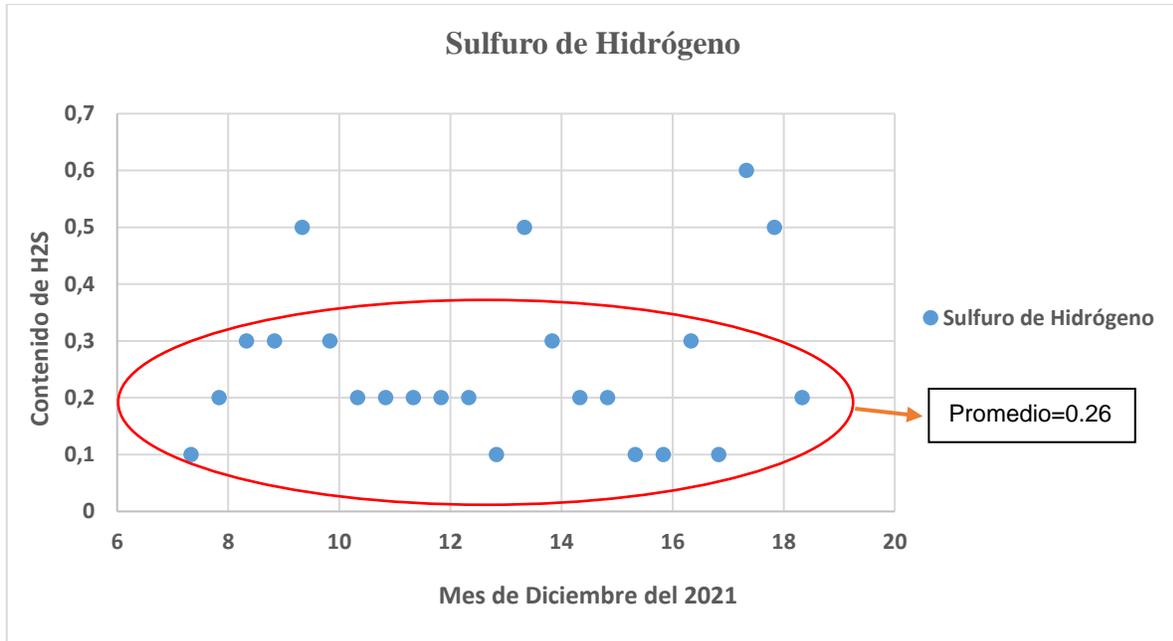


Figura 3.5 Comportamiento del sulfuro de hidrógeno

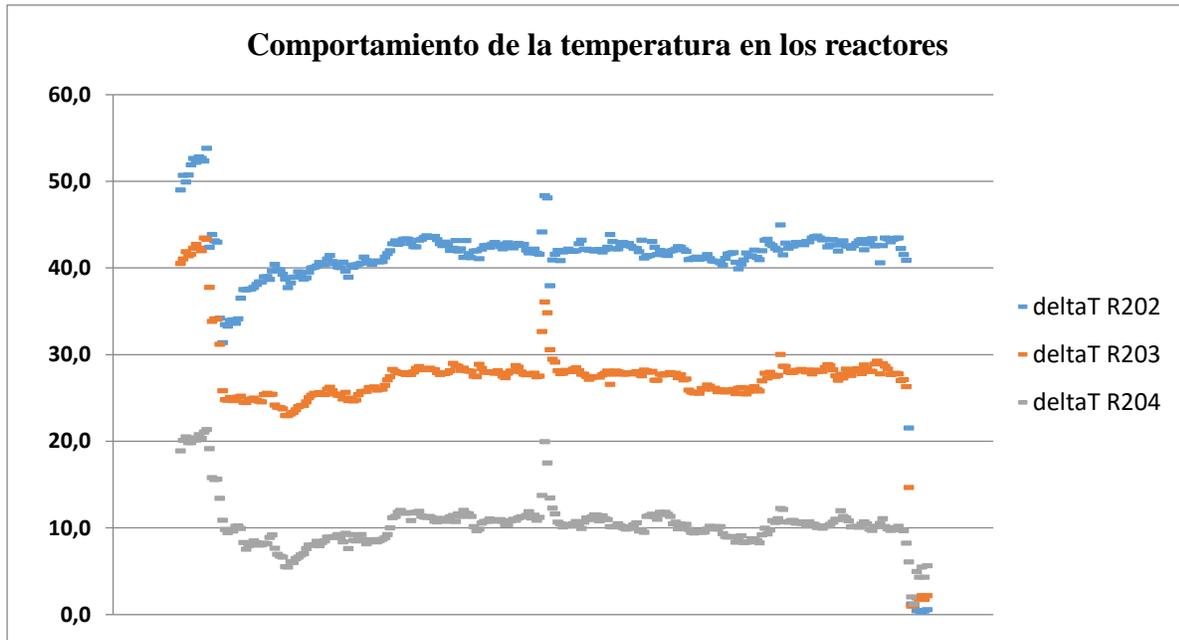


Figura 3.6 Comportamiento de la temperatura en los reactores

En la figura 3.6 se puede observar en los ΔT de dichos reactores un comportamiento más estable y por consiguiente una mayor obtención del número de octano.

Además, presentan una dispersión con respecto a la temperatura en los tres reactores y una vez que se analizan esos valores se observa una mayor estabilidad en el proceso y un nivel de temperatura más lineal.

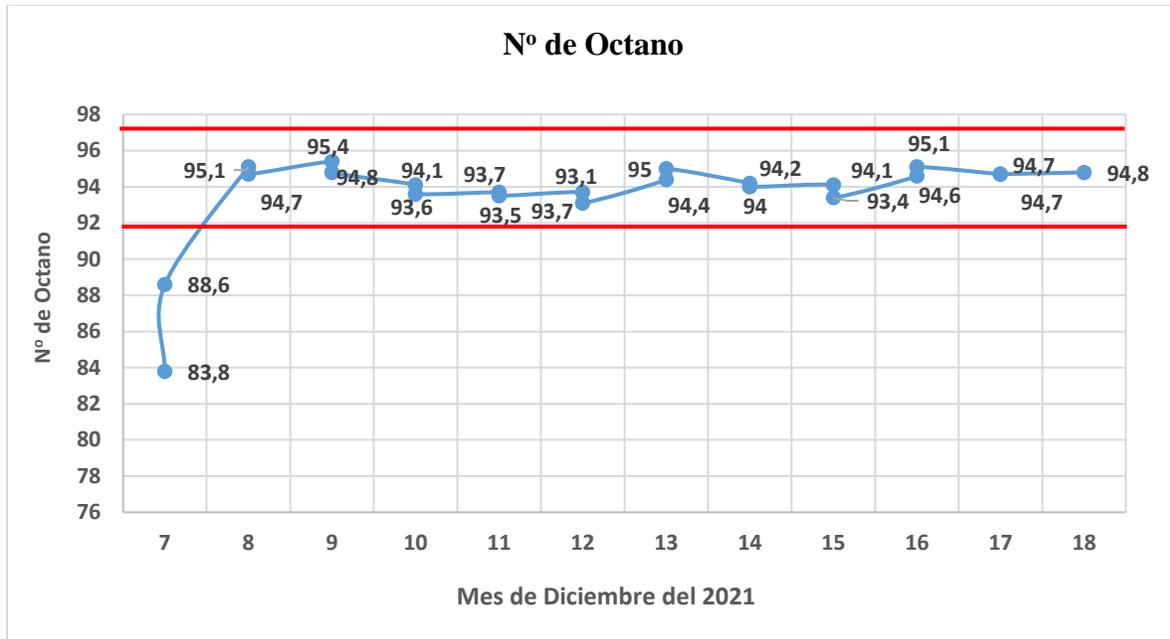


Figura 3.7 Comportamiento del número octano investigativo (RON)

En la figura anterior se observa el comportamiento del RON luego de la regeneración del catalizador. El índice de octano se mantiene en un rango entre 92 –95.4, lo que demuestra un comportamiento estable de la unidad. Se puede afirmar que la variable evaluada influye positivamente en el ciclo de regeneración del catalizador, ya que para un comportamiento ideal, se establece por el proveedor que el RON puede oscilar entre 92 - 98. Y por consiguiente se observa una mayor estabilidad del proceso y con esto una mayor obtención del RON deseado.

Relacion H₂/HC

Se toma de la prueba ASTM D2699 - 11 realizada en el laboratorio al producto reformado y caracteriza la variación de la temperatura.

Los valores obtenidos permiten realizar el análisis del comportamiento de las variables operacionales durante los días de evaluación, la cual se muestra en la Figura 3.8 para el caso de la relación hidrógeno/ hidrocarburo (H₂/HC) en el periodo de análisis.

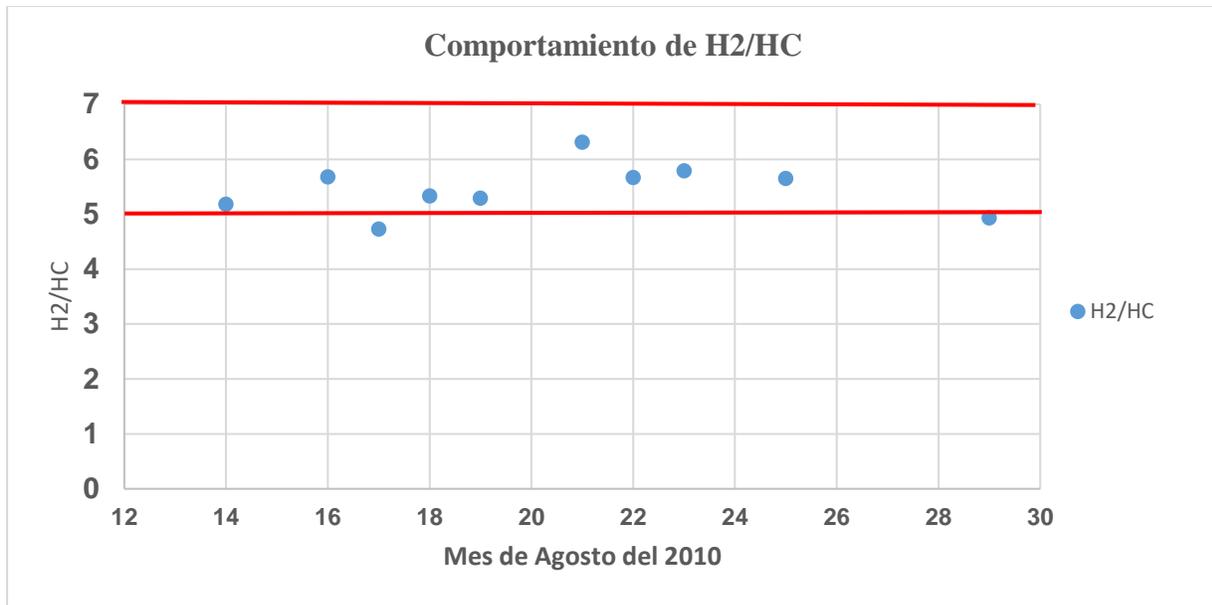


Figura 3.8 Comportamiento de la relación H₂/HC vs período de evaluación.

En la figura anterior se observa el comportamiento de la relación H₂/HC luego de la regeneración del catalizador. En el período de análisis se registra un valor pico de 6,31 el primero de mayo, aunque no se encuentra fuera del rango establecido en la Tabla 3.2 para la operación estable de la unidad. Este valor está determinado por el aumento del flujo de hidrógeno a 69 727,59 m³/h. El resto de los días, la relación se mantuvo en un rango ente 4,7 y 5,6. El comportamiento de esta variable está limitado por la capacidad del compresor de gas de reciclaje en cuanto a la potencia y el flujo de succión, **por tanto, una disminución en la presión parcial de hidrógeno propicia un incremento de la formación de coque. Un comportamiento ideal de la relación H₂/HC debe estar a en el rango ≥ 5 , tal como refleja la línea roja en la figura anterior.**

3.4 Evaluación de las variables operacionales

La actividad del catalizador se calcula según los valores del comportamiento de cada variable en los períodos de evaluación que se muestran en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Relación de datos obtenidos para la evaluación

Período	H ₂ /HC	RON
Caso base	5	94
17/8/2010	4,73	88
29/8/2010	4,93	91.1

14/8/2010	5,18	93,59
16/8/2010	5,68	88.5
19/8/2010	5,29	91.4
18/8/2010	5,33	91.1
21/8/2010	6,31	90.4
22/8/2010	5,67	91.2
23/8/2010	5,79	90.8
25/8/2010	5,65	90.9

En la tabla anterior se muestran los valores que corresponden al cálculo de cada variable operacional, se toman como base para la evaluación, los mismos se seleccionan siguiendo un intervalo uniforme durante los días de evaluación.

La razón de cada una de las variables que se analizan aporta un valor que responde a la actividad del catalizador, en la Tabla 3.4 se muestran los resultados.

Tabla 3.4 Razón manifiesta de la actividad del catalizador

Período	H₂/HC	RON
Caso base	1,28	1,62
7/12/2021	0,98	83.8
8/12/2021	1,05	95.1
14/12/2021	1,08	94.2
15/12/2021	1,19	94.1
9/12/2021	1,09	95.4
11/12/2021	1,26	93.7
10/12/2021	1,07	94.1
16/12/2021	1,09	94.6

En la tabla anterior se exponen los valores que responden a la actividad del catalizador en el período analizado, resultado obtenido teniendo en cuenta la data que responde a las condiciones reales registrados en la Tabla 3.3.

Además, se observa la pérdida de actividad del catalizador a medida que transcurre el período de evaluación, lo cual es lógico y queda demostrado durante la evaluación de las variables

operacionales, pues de una forma u otra todas han tenido una marcada incidencia en el proceso de desactivación del catalizador, aunque las variaciones de la temperatura para buscar el cumplimiento de los estándares de calidad para las gasolinas referido al índice de octano han tenido un mayor impacto

3.5 Plan de acción por la matriz 5W-2H

Teniendo en cuenta el análisis planteado anteriormente se procede a establecer el plan de acción donde se define en forma ordenada y sistemática las estrategias que tributan al logro de los objetivos planteados, en tal sentido dicho plan es reflejado sobre la matriz 5W (del inglés, Qué, Quien, Por qué, Dónde, Cuando) y 2H (del inglés Cómo y cuánto) para facilitar a la dirección técnica la implementación de dichas mejoras en ella (Tabla 3.2):

- ¿Qué? (What): ¿Qué es lo que se quiere lograr?
- ¿Quién? (Who): ¿Quiénes son los ejecutores o responsables de la actividad?
- ¿Cómo? (How): ¿Cómo es planeada o realizada la actividad?
- ¿Por qué? (Why): ¿Por qué esta actividad se considera necesaria?
- ¿Dónde? (Where): ¿Dónde es planeada y realizada la actividad?
- ¿Cuándo? (When): ¿Cuándo es realizada la actividad?
- ¿Cuánto? (How much): ¿Cuánto cuesta realizar la actividad?

Tabla 3.2 Plan de acción por la Matriz 5W-2H para las oportunidades de mejoras

Acciones por oportunidades de mejoras	
Acción estratégica 1: Adicionar compuestos de hidrógeno a la materia prima que entra al reactor para disminuir el contenido de azufre en la nafta.	
Responsables	
El Gerente General, Director Técnico y Director de Operaciones	
¿Qué?	Envenenamiento del catalizador y pérdida de actividad.
¿Por qué?	El alto contenido de azufre en la nafta de entrada al reactor de reformación provoca el envenenamiento de dicho catalizador y por consiguiente su pérdida de actividad.
¿Quién?	La Dirección de Operaciones y la Dirección Técnica son los responsables de la implementación de la acción.
¿Cuándo?	El proceso de implementación comienza en diciembre de 2023 y se valida por el Comité de Gerencia en enero de cada año durante el análisis técnico de producción.
¿Cómo?	Adicionar compuestos de hidrógeno en el reactor de hidrofinación.

	Incrementar hidrógeno en la nafta pesada por encima de 260 °C para garantizar el nivel de azufre < 0,5 ppm.
¿Dónde?	En el reactor de Hidrofinación (R-201).
¿Cuánto?	Esta acción se debe financiar por la Dirección de Operaciones por el consumo de hidrógeno en la empresa.

Acciones por oportunidades de mejoras	
Acción estratégica 2: Lograr estabilidad en el proceso para que el ΔT entre los reactores sea más estable, evitando cambios bruscos de temperaturas y evitar la coquificación del catalizador.	
Responsables	
El Gerente General, Director Técnico y Director de Operaciones	
¿Qué?	Debido a cambios de temperatura y continuas paradas ocurre la coquificación del catalizador y su pérdida de actividad.
¿Por qué?	Cuando hay paradas del proceso los reactores quedan cargados y los bruscos cambios de temperatura provocan la formación del coque.
¿Quién?	La Dirección de Operaciones y la Dirección Técnica son los responsables de la implementación de la acción.
¿Cuándo?	El proceso de implementación comienza en diciembre de 2023 y se valida por el Comité de Gerencia en enero de cada año durante el análisis técnico de producción.
¿Cómo?	Desarrollar habilidades para lograr estabilidad tecnológica mediante la búsqueda de información científica, vigilancia tecnológica y aporte de ideas.
	Establecer y consolidar un sistema muestreo tecnológico.
	Desarrollar actividades de I+D+i y proyectos de investigación orientadas a los procesos claves de reformación catalítica.
¿Dónde?	Las acciones de vigilancia tecnológica se realizan en las oficinas del área de tecnología de la Dirección Técnica y en combinación con el Dpto. de Química de la Universidad de Cienfuegos y se vinculan a los actores involucrados con el proceso de ciencia e innovación tecnológica en la empresa.
¿Cuánto?	En esta investigación participan docentes seleccionados de la Universidad de Cienfuegos y es objeto de investigación de tesis de pregrado y postgrado, por lo que el costo es investigativo y los participantes son recompensados con el nuevo conocimiento engendrado.

Conclusiones

CONCLUSIONES GENERALES

1. La revisión bibliográfica permitió conocer el proceso de reformación catalítica y la actividad e importancia de sus catalizadores a través de sus variables operacionales.
2. El diagnóstico realizado a la unidad de reformación catalítica permitió identificar las principales causas que afectan el trabajo en los reactores y dar prioridad para identificar las propuestas de mejoras.
3. La aplicación de la matriz 5W-2H como procedimiento de trabajo contribuyó a la organización de la propuesta de plan de acción presentado a la dirección de la Refinería y su futura implementación.

Recomendaciones

RECOMENDACIONES

1. Implementar y generalizar las acciones propuestas en la investigación en la unidad de reformatión catalítica.
2. Realizar en la segunda etapa de esta investigación, una evaluación integral desde el punto de vista técnico, económico, ambiental y social a través de un criterio de expertos.

Bibliografía

Bibliografía

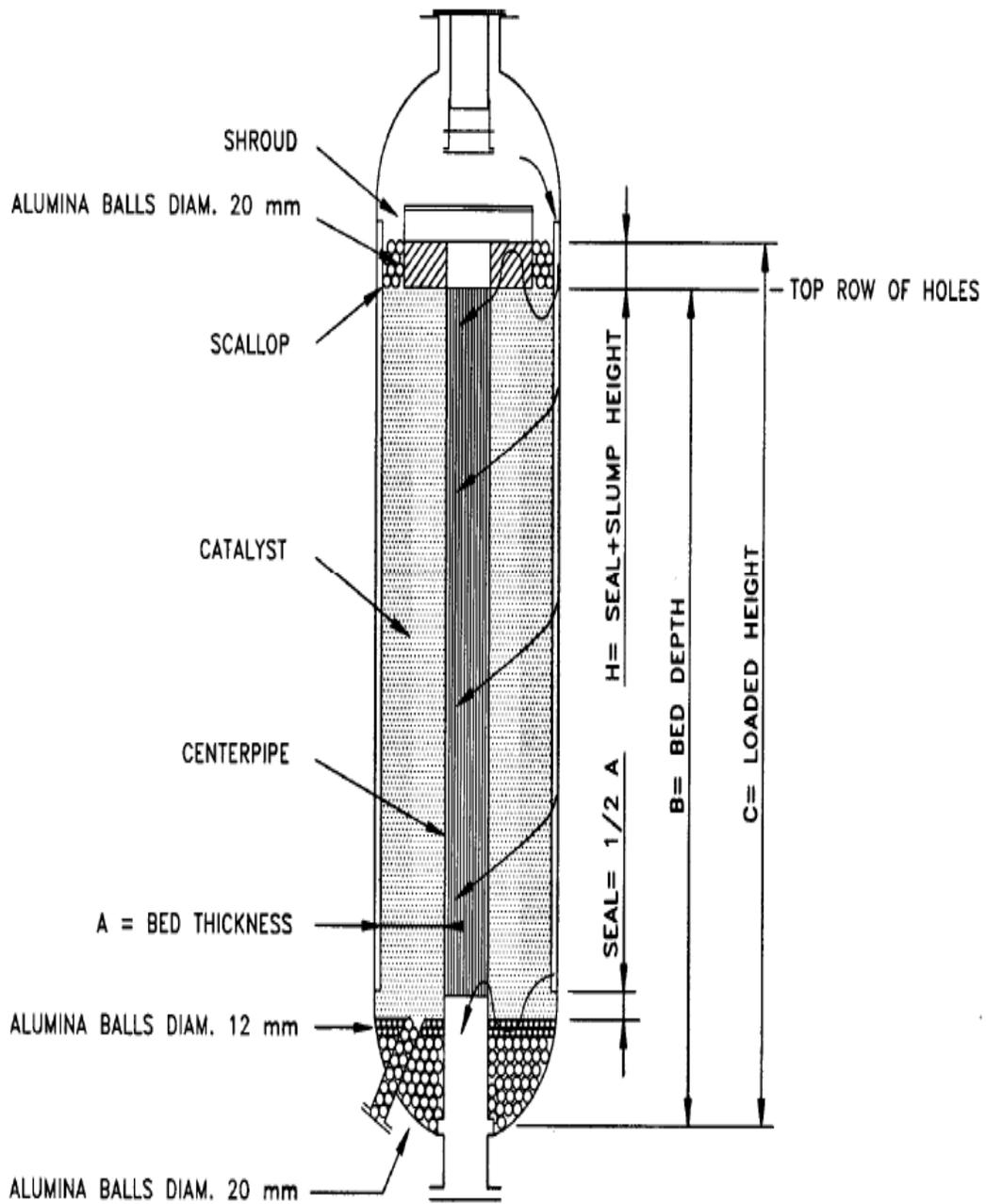
- Águila Prado, C., Lobelles Sardiñas, G. O., López Bello, N., Morejón Gil, R., & Bermúdez Chou, A. (2021). *Evaluación de la influencia de las variables operacionales de reformación catalítica sobre la desactivación de su catalizador bimetálico en Refinería Cienfuegos S.A.*
- Ancheyta, & Villafuerte. (2012). *Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining.*
- Archeyta, & Villafuerte. (2012). *Modeling and Simulation of Catalytic Reactors for Petroleum Refining.*
- Argyle, M. D., & Bartolomew, C. H. (2015). *Heterogeneous Catalyst Deactivation and Regeneration.* Brigham Young University.
- ASTM D. (2008). *Standard Test Method for Detailed Analysis of Petroleum Naphtha's through n - Nonane by Capillary Gas Chromatography.* Sociedad Americana de Ensayo de Materiales. .
- ASTM D. (2010). *Estructura y análisis de catalizadores.* Universidadde Venezuela.
- Bastarrica, D., & Romero-Lamoru, I. (2014). *Análisis estructural para el fortalecimiento estratégico del Instituto.*
- Cabo, D. (2012). Desarrollo de un sistema hidrodinámico para sistemas de análisis en flujo miniaturizados *Revista Mexicana de Ingeniería Química, 11(2), 299-307*
- Cortazar, R. (2014). Isomerización. Fórum Nacional.
- Cruz, R. M., & Martínez, C. M. (2012). Citados por Michalus, J.C; Sarache Castro, W.A; Hernández Pérez, G. en "Método de expertos para la evaluación ex-ante de una solución organizativa" *Vis. Futuro.19(1)*.
- Cruz-Ortiz, B. R., Díaz-Jiménez, L., & Cortés- Hernández, D. A. (2017). Catalizadores de Ti O₂ utilizados en procesos Claus: Causas de desactivación y actividad catalítica. *Revista Mexicana de Ingeniería Química.*
- Deves, J. (2008). *Procatalyse Catalysts RG Series Catalyst Handbook.* IFP.
- El-Gendi, N., & Speight, J. G. (2015). *Handbook of Refinery Desulfurization.* CRC Press, Boca Raton, US.
- Escalona, A. (2010). *Hidrofinación de Nafta. Curso integrador,* Politécnico del petróleo.
- Espín, D. E. (2013). *Simulación de la unidad de reformado catalítico de la refinería estatal esmeraldas (investigación).* Universidad Politécnica De Madrid.
- Fahim. (2010). *Fundamentals of Petroleum Refining.* Elsevier B.V.

- Felder, R. M., & Rosseau, W. (2005). *Elementary Principles of Chemical Processes (third edition)*. John Wiley and Sons. about:home.
- Fierro, J. L. (2006). *Metal Oxides Chemistry and Applications*. Boca Raton, London, New York: Taylor & Francis Group. .
- Fogler, H. S. (2017). *Elemets of Chemical Reaction Engineering (Third edition)*. Prentice-Hall International.
- García, L., & Fernández, S. (2008). *Procedimiento de aplicación del trabajo creativo en grupo de expertos*. Ingeniería Energética.
- Gary, J., Handwerk, G. E., & Kaiser, M. J. (2007). *Petroleum Refining: Technology and Economics (5 ed.)*. CRC Press, Boca Raton, US.
- George, J., & Abdullah, M. (2004). Catalytic Naphtha Reforming. in Antos, G. J. & Aitani, A. M. (Eds.) *Second Edition*. 11.
- Hagen, J. (2015). *Industrial Catalysis: A Practical Approach (3 ed.)*. Wiley-VCH, Weinheim, DE.
- Hernández, E. (2013). Características de los catalizadores. Curso para tecnólogos, Politécnico del petróleo.
- IFP. (2007). HR series Catalyst Handbook For Destillates Hydrotreatment.
- Joshi, S., & Ranade, V. (2016). *Industrial Catalytic Processes for Fine and Specialty Chemicals*. Elsevier.
- Levespiel, O. (1999). *Ingeniería de las Reacciones Químicas (Third Edition)*.
- Liu, H. (2015). Solventless hydrogenation of benzene to cyclohexane over a heterogeneous Re - Pt bimetallic catalyst. *Chemical Engineering Science* 122, 350-359.
- Lloyd, L. (2010). *Handbook of industrial Catalysts (First edition)*. Springer.
- Maillet, t., Baibier, J., Gelin, P., Praliaud, h., & Drupet, D. (2001). Effects of Pretreatments on the surface composition of alumina-supported Pd-Rh catalysts. *Journal of Catalysis* 202, 367-378.
- Marafi, M., & Furimsky, E. (2017). Hydroprocessing catalysts containing noble metals: Deactivation, regeneration, metals reclamation, and environment and safety. *Energy & Fuels*.
- Matar, S., & Hatch, L. (2000). *Chemistry of Petrochemical Processes (Second Edition)*.
- Maxwell, J. B. (1968). *Data book on Hydrocarbons Application to process engineering (1950)*. Florida: Van Nostrand, Princeton, N. J.
- Mcketta. (1992). *Encyclopedia of Chemical Processing and Design. Pentachlorophenol to Petroleum Fractions: Liquid Densities*.

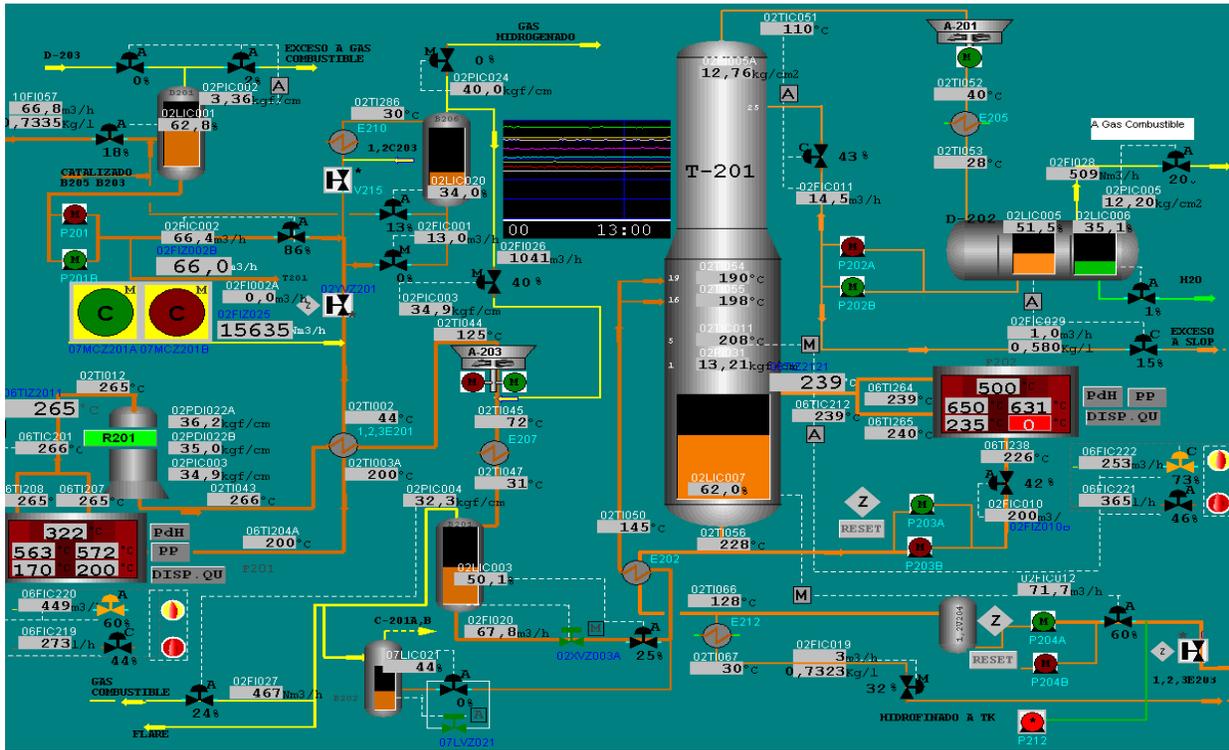
- Meyers, R. A. (2010). *Handbook of petroleum Refining Processes (Second edition)*. McGraw-Hill. <http://www.verypdf.com/>.
- Mott, C. (2012). *Catalysts Courier Autumn*. ALBEMARLE Catalysts.
- Onsan, Z. I. (2016). *Multiphase Catalytic Reactors: Theory, Design, Manufacturing, and Applications*. Wiley and Song.
- Pahissa, A. H. (2003). *Telas de carbón como soporte de catalizadores bimetálicos Pt - Sn. Efectopromotor de TiO₂ (investigación)*. Universidad de Alicante.
- Pérez, F. (2014). *Reactores de Reformación. Curso para la formación integral de los tecnólogos, Politécnico del petróleo. .*
- Rudin, M. (1981). *Proyecto Ejecutivo*.
- Smith, J. (1991). *Ingeniería de la Cinética Química (6 edición)*. McGraw - Hill Book Company. .
- Sol, M. P. (2015). *Desactivación del catalizador*.
- Suciu, G. C. (1978). *Progrese in Procesele De Prelucrare a Hidrocarburilor*.
- Supino, R., & Cobo, A. J. (2016). Influence of noble metals (Pd, Pt) on the performance of Ru/Al₂O₃ based catalysts for toluene hydrogenation in liquid phase. *Applied Catalysis A: General* 525, 41-49.
- Thomas, J. M., & Thomas, W. J. (2015). *Principles and Practice of Heterogeneous Catalysis. (2da ed.)*. Wiley-WCH.
- Torres, R., & Castro, J. (2002). *Análisis y Simulación de Procesos de Refinación del Petróleo (1 ed.)*. Alfa-Omega.
- Wilburn, M. S., & Epling, W. S. (2017). *Sulfur deactivation and regeneration of mono- and bimetallic Pd-Pt methane oxidation catalysts*. *Applied Catalysis B: Environmental*.

Anexos

Anexo 1 Reactor de flujo radial



Anexo 2 Diagrama del bloque 1(hidrofinación de nafta)



Anexo 3 Encuesta para la selección de los expertos que deben contribuir al desarrollo del estudio

Refinería de Petróleo “Camilo Cienfuegos”

Facultad de Ingeniería

Departamento de Química

Usted forma parte de los candidatos propuestos a expertos a seleccionar en el tema Plan de acción para mejorar la efectividad del catalizador de reformación catalítica en la Refinería de Cienfuegos S.A

Es por ello que se requiere de su autoevaluación para de esta forma determinar la posibilidad de ser elegido. Para ello se le pide que por favor tenga en cuenta la importancia que se le confiere al tema.

Nombre y Apellidos: _____

Categoría Científica: _____

Centro de trabajo _____

Profesión _____

Años de experiencia: _____

Marque con una cruz (X), en la tabla que se muestra a continuación el nivel de conocimiento que presenta sobre las temáticas citadas. Considere que la escala se presenta de forma ascendente, es decir, el conocimiento sobre el tema referido va creciendo desde 0 hasta 9.

Nivel de conocimiento que posee	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Procesos productivos. Reactores										
Tecnologías y tipos de catalizadores										
Variables que intervienen en el proceso										
Parámetros de calidad de gasolina										
Actores que intervienen en el proceso										
Posibles propuestas a presentar										

Anexo 4 Nivel de conocimiento de acuerdo a fuentes de argumentación de los expertos

Universidad de Cienfuegos ``Carlos Rafael Rodríguez ``

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Química

Fuentes de Argumentación	Grado de influencia de cada una de las fuentes en su conocimiento y criterio		
	Alto	Medio	Bajo
Análisis realizados por usted sobre la temática	0,3	0,2	0,1
Experiencia adquirida	0,5	0,4	0,2
Trabajos de autores nacionales que conoce	0,05	0,05	0,05
Trabajos de autores internacionales que conoce	0,05	0,05	0,05
Conocimiento propio sobre el estado del tema	0,05	0,05	0,05

Anexo 5 Coeficientes de competencia de los candidatos (de los expertos)

Universidad de Cienfuegos ``Carlos Rafael Rodríguez ``

Facultad de Ingeniería

Departamento de Ingeniería Química

Candidatos	K_c	K_a	$K_{competencia}$
1	8.44	1	9,44
2	7,20	0,9	7,29
3	8.89	0.9	9.79
4	6.56	0,8	7,36
5	8.57	1	9.47
6	8.78	1	9.78
7	8,56	1	9,56
8	7,22	0,7	7,92
9	8,46	0,8	9,26
10	6,67	0,7	7,37
11	9.0	1	10.0
12	6,5	0,54	7,04
13	9,0	0,9	9,9
14	6,67	1	7,67
15	8,67	0,8	9,47
16	7,44	0,5	7,94

Anexo 6 Comportamiento del Sulfuro de hidrógeno

Seleccione el producto y la clasificación para mostrar sus pruebas			
No.Reg	Fecha		Sulfuro de Hidrógeno
17503	30-08-10 22:21		0.2
17480	30-08-10 14:11		0.2
17432	29-08-10 21:38		0.2
17365	29-08-10 0:21		0.1
17331	28-08-10 15:29		0.2
17293	27-08-10 22:00		0.1
17204	26-08-10 23:58		0.2
17164	26-08-10 11:02		0.1
17128	26-08-10 5:32		0.1
17093	25-08-10 14:34		0.1
17057	25-08-10 0:12		0.2
16988	24-08-10 16:00		
16929	23-08-10 21:24		0.2
16898	23-08-10 13:21		0.2
16856	22-08-10 23:32		0.1
16827	22-08-10 9:25		0.3
16790	21-08-10 22:57		0.5
16750	21-08-10 5:53		0.5
16703	20-08-10 16:35		0.2
16662	20-08-10 13:00		0.2
16616	19-08-10 21:22		0.4
16583	19-08-10 15:08		0.2
16527	18-08-10 23:00		0.2
16472	18-08-10 13:06		0.5
16430	18-08-10 0:35		1.0
16413	17-08-10 22:33		0.1
16406	18-08-10 21:40		1.0
16312	16-08-10 17:54		0.5
16303	16-08-10 12:34		0.5
16208	14-08-10 12:56		

Anexo 7 Comportamiento del N° de Octano investigativo

Seleccione el producto y la clasificación para mostrar sus pruebas		
N° Reg	Fecha	N° Octano Investigativo
17525	31-08-10	90.6
17454	30-08-10	90.7
17389	29-08-10	91.1
17302	28-08-10	91.1
17274	27-08-10	91.3
17170	26-08-10	90.7
17074	25-08-10	90.9
17020	24-08-10	91.3
16922	23-08-10	90.5
16880	23-08-10	90.8
16810	22-08-10	91.2
16747	21-08-10	90.4
16706	20-08-10	90.8
16686	20-08-10	91.7
16584	19-08-10	91.4
16507	18-08-10	90.1
16458	18-08-10	91.1
16411	18-08-10	89.6
16366	17-08-10	88
16314	16-08-10	88.5
16307	16-08-10	88

Anexo 8 Comportamiento de los ΔT en los reactores

Fecha	ΔT R202	ΔT R203	ΔT R204
14-08-10 0:03	7.7	7.6	18.9
14-08-10 1:03	3.9	1.0	4.1
14-08-10 2:03	2.3	0.8	3.1
14-08-10 3:03	4.2	2.1	7.4
14-08-10 4:03	4.2	1.9	7.7
14-08-10 5:03	4.2	1.8	7.7
14-08-10 6:03	4.2	1.7	7.6
14-08-10 7:03	4.2	1.5	7.5
14-08-10 8:03	6.8	5.1	15.6
14-08-10 9:03	13.4	13.3	35.7
14-08-10 10:03	7.7	7.0	22.4
14-08-10 11:03	5.0	5.3	19.1
14-08-10 12:03	0.5	1.0	3.2
14-08-10 13:03	5.6	7.3	19.5
14-08-10 14:03	0.7	1.2	1.5
14-08-10 15:03	1.7	6.1	18.4
14-08-10 16:03	11.1	20.3	17.9
14-08-10 17:03	7.0	14.0	33.7
14-08-10 18:03	3.9	4.1	7.6
14-08-10 19:03	5.7	13.1	20.5
14-08-10 20:03	2.3	3.0	5.5
14-08-10 21:03	2.4	3.9	6.4
14-08-10 22:03	4.5	7.3	13.1
14-08-10 23:03	1.9	1.9	4.8
15-08-10 0:03	0.6	0.2	1.3
15-08-10 1:03	1.5	1.6	3.6
15-08-10 2:03	2.8	6.0	9.2
15-08-10 3:03	4.2	7.4	11.4
15-08-10 4:03	4.1	6.0	8.4
15-08-10 5:03	4.8	7.6	10.9

Anexo 9 Comportamiento del Sulfuro de hidrógeno

Fecha	N° Reg.	Sulfuro de Hidrógeno
07/12/2021 08:00 AM	I-25350/21	0.1
07/12/2021 08:06 PM	I-25407/21	0.2
08/12/2021 08:00 AM	I-25484/21	0.3
08/12/2021 08:00 PM	I-25545/21	0.3
09/12/2021 08:00 AM	I-25591/21	0.5
09/12/2021 08:00 PM	I-25675/21	0.3
10/12/2021 08:00 AM	I-25714/21	0.2
10/12/2021 08:00 PM	I-25803/21	0.2
11/12/2021 08:00 AM	I-25844/21	0.2
11/12/2021 08:00 PM	I-25898/21	0.2
12/12/2021 08:00 AM	I-25964/21	0.2
12/12/2021 08:00 PM	I-26010/21	0.1
13/12/2021 08:00 AM	I-26082/21	0.5
13/12/2021 08:00 PM	I-26182/21	0.3
14/12/2021 08:00 AM	I-26233/21	0.2
14/12/2021 08:00 PM	I-26320/21	0.2
15/12/2021 08:00 AM	I-26380/21	0.1
15/12/2021 08:00 PM	I-26479/21	0.1
16/12/2021 08:00 AM	I-26546/21	0.3
16/12/2021 08:00 PM	I-26598/21	0.1
17/12/2021 08:00 AM	I-26666/21	0.6
17/12/2021 08:00 PM	I-26721/21	0.5
18/12/2021 08:00 AM	I-26745/21	0.2

Anexo 10 comportamiento del N° de octano investigativo

Fecha	No Reg	N° Octano investigativo
07/12/2021 07:30 AM	I-025349/21	83.8
07/12/2021 11:00 PM	I-025417/21	88.6
08/12/2021 07:30 AM	I-025460/21	95.1
08/12/2021 11:00 PM	I-025555/21	94.7
09/12/2021 07:30 AM	I-025581/21	95.4
09/12/2021 11:00 PM	I-025673/21	94.8
10/12/2021 07:30 AM	I-025707/21	94.1
10/12/2021 11:00 PM	I-025813/21	93.6
11/12/2021 07:30 AM	I-025836/21	93.7
11/12/2021 11:00 PM	I-025912/21	93.5
12/12/2021 07:30 AM	I-025950/21	93.7
12/12/2021 11:00 PM	I-026007/21	93.1
13/12/2021 07:30 AM	I-026053/21	94.4
13/12/2021 11:00 PM	I-026185/21	95
14/12/2021 07:30 AM	I-026224/21	94.2
14/12/2021 11:00 PM	I-026326/21	94
15/12/2021 07:30 AM	I-026357/21	94.1
15/12/2021 11:00 PM	I-026484/21	93.4
16/12/2021 07:30 AM	I-026520/21	94.6
16/12/2021 11:00 PM	I-026603/21	95.1
17/12/2021 07:30 AM	I-026642/21	94.7
17/12/2021 11:00 PM	I-026720/21	94.7
18/12/2021 07:30 AM	I-026744/21	94.8

Anexo 11 Comportamiento de los ΔT en los reactores

Fecha	ΔT R202	ΔT R203	ΔT R204
07-12-21 0:00	49.0	40.5	18.9
07-12-21 1:00	50.7	41.1	20.1
07-12-21 2:00	49.9	41.9	20.5
07-12-21 3:00	50.7	41.4	19.9
07-12-21 4:00	51.9	41.6	19.9
07-12-21 5:00	52.7	42.3	20.4
07-12-21 6:00	52.2	42.7	20.2
07-12-21 7:00	52.8	42.3	20.8
07-12-21 8:00	52.6	42.0	20.4
07-12-21 9:00	52.4	43.5	21.1
07-12-21 10:00	53.8	43.3	21.4
07-12-21 11:00	42.4	37.8	19.2
07-12-21 12:00	43.9	33.8	15.8
07-12-21 13:00	43.1	34.2	15.6
07-12-21 14:00	43.0	34.1	15.7
07-12-21 15:00	34.2	31.2	13.4
07-12-21 16:00	31.4	25.8	10.9
07-12-21 17:00	33.5	24.8	9.8
07-12-21 18:00	33.3	24.7	9.5
07-12-21 19:00	34.0	25.1	9.7
07-12-21 20:00	34.0	24.7	9.6