



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL

**ESCUELA SUPERIOR DE INGENIERÍA QUÍMICA
E INDUSTRIAS EXTRACTIVAS.**

**EVALUACIÓN DEL PROCESO EN PLANTAS
DE COQUIZACIÓN RETARDADA EN LAS
REFINERIAS DEL NORTE DEL PAÍS.**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO INDUSTRIAL

PRESENTA

JORGE CARLOS SÁNCHEZ DELGADO

ASESOR INTERNO: DR. ENRIQUE ARCE MEDINA

ASESOR EXTERNO: ING. CARLOS SAÚL ÁLVAREZ ISLAS



CIUDAD DE MÉXICO, SEPTIEMBRE 2016



T-071-16

Ciudad de México, 26 de mayo del 2016.

Al C. Pasante:
JORGE CARLOS SÁNCHEZ DELGADOBoleta:
2011320572Carrera:
IQIGeneración:
2010-2015

Mediante el presente se hace de su conocimiento que la Subdirección Académica a través de este Departamento autoriza que el C. **Dr. Enrique Arce Medina**, sea asesor en el tema que propone usted desarrollar como prueba escrita en la opción **Tesis Individual**, con el título y contenido siguiente:

“Evaluación del proceso en plantas de coquización retardada en las refinerías del norte del país”.

- Resumen.
- Introducción.
- I.- El petróleo y las refinerías.
- II.- Procesos de fondo de barrii.
- III.- Base de datos para la evaluación de coquización retardada.
- IV.- Análisis de la evaluación de coquización retardada
- Conclusiones.
- Anexos.
- Referencias.

Se concede un plazo máximo de un año, a partir de esta fecha, para presentarlo a revisión por el Jurado asignado.

Ing. Carlos Constantino Ortiz Herrera
Presidente de la Academia de
Ingeniería de Procesos.

Dr. Enrique Arce Medina
Director de Tesis
Ced. Prof. 320030

Ing. César Rodríguez Guerrero
Jefe del Departamento de Evaluación y
Seguimiento Académico.

Ing. Víctor Manuel Feregrino Hernández
Subdirector Académico

SEP

SECRETARÍA DE
EDUCACIÓN PÚBLICA



Instituto Politécnico Nacional
Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas
DEPARTAMENTO DE EVALUACIÓN Y SEGUIMIENTO ACADÉMICO



1936-2016
ANOS IPN

T-071-16

Ciudad de México, a 28 de junio de 2016

Al C. Pasante:

JORGE CARLOS SÁNCHEZ DELGADO
PRESENTE

Boleta:

2011320572

Carrera:

IQI

Generación:

2010-2015

Los suscritos tenemos el agrado de informar a usted, que habiendo procedido a revisar el borrador de la modalidad de titulación correspondiente denominado:

“Evaluación del proceso en plantas de coquización retardada en las refinerías del norte del país”.

encontramos que el citado Trabajo de **Tesis Individual**, reúne los requisitos para autorizar el Examen Profesional y **PROCEDER A SU IMPRESIÓN** según el caso, debiendo tomar en consideración las indicaciones y correcciones que al respecto se le hicieron.

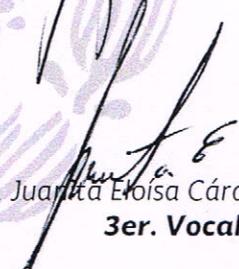
Atentamente
JURADO


Dr. Enrique Arce Medina
Presidente


Ing. Ismael Medina Mondragón
Secretario


Dr. Mario Rodríguez de Santiago
1er. Vocal


Ing. Oscar Jiménez Pérez
2do. Vocal


Ing. Juana Eloísa Cárdenas Rivas
3er. Vocal

c.c.p.- Expediente
CRG/rcr

RECONOCIMIENTOS

Al Instituto Politécnico Nacional

Por ser una de las Instituciones, con mayor importancia a nivel nacional y convertirme en POLITÉCNICO POR CONVICCIÓN NO POR LAS CIRCUNSTANCIAS.

A la Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas.

Porque en ella aprendí los fundamentos para ser parte de los Ingenieros Politécnicos, porque me dio conocimientos, experiencias que no olvidaré y una gran formación académica.

A Petróleos Mexicanos

Por brindarme la oportunidad de aplicar mis conocimientos, permitirme tener una experiencia profesional y por abrirme las puertas para hacer nuevas cosas en busca de brindar mejores cosas a nuestra nación.

AGRADECIMIENTOS

A Dios

Por brindarme la oportunidad de tener una familia que me ha apoyado incondicionalmente estando a mi lado en todo momento y que tal vez nunca podré pagarle en la corta o larga vida que me brinde.

A mis papás

Por brindarme lo mejor de sí e impulsarme a lograr las metas y objetivos que siempre me propongo. Por su cariño, consejos y amor brindado a mí y a mis hermanas.

A mis hermanas Carmen y Karla

Por compartir tantos momentos juntos, pero sobre todo por apoyarme siempre en los momentos buenos y malos, por reír conmigo y a pesar de tantas veces en las que me perdí una convivencia con ustedes por asuntos escolares, siempre me comprendieron y me ayudaron en uno de mis más preciados sueños que es haber estudiado en esta institución.

A mis abuelitos Miguel y Angela

Porque siempre me dieron su apoyo, me han dado el ejemplo de que a pesar de las malas circunstancias que suceden en la vida se puede llegar al éxito con amor y pasión por hacer las cosas.

A mi abuelita Guillermina

Porque a pesar de que ya no está con nosotros, nunca perdió la esperanza en mí. Por darme siempre su bendición para que me vaya bien y por ser una mujer excepcional que a pesar de las dificultades encontradas en su vida, siguió luchando por las personas que amaba.

A mi familia

A mis primos, sobrinos, tíos y padrinos por siempre estar preocupados por mí, por brindarme sus consejos y brindarme su entera confianza.

A mis asesores de tesis.

Por haberme brindado la oportunidad de realizar la presente tesis, por confiar en mí, por asesorarme, por tenerme paciencia y por ser uno de mis guías en esta carrera profesional que apenas comienzo.

A mis profesores

A cada uno de ellos por platicarme sus experiencias, por comunicarme su conocimiento, por su paciencia para explicarme las cosas fundamentales de la carrera.

A mis amigos

Por enseñarme el valor de la confianza, por darme momentos divertidos que sin duda jamás olvidaré, por hacer de esta carrera universitaria un ameno camino.

CONTENIDO

RESUMEN	1
INTRODUCCIÓN	2
CAPITULO I. EL PETRÓLEO Y LAS REFINERÍAS	4
I.1. Definición de petróleo y sus componentes.	5
I.2. Tipo de crudo extraído en México	8
I.3. Las refinerías y los procesos de separación de crudos.....	11
CAPITULO II. PROCESOS DE FONDO DE BARRIL	15
II.1. Fondo de barril. Definición, procesos e importancia.....	16
II.2. Coquización retardada. Proceso principal de fondo de barril en las refinerías del mundo.....	20
II.3. Descripción del proceso de coquización retardada.	22
II.4. Productos que se obtienen del proceso de coquización retardada.	25
CAPÍTULO III. BASE DE DATOS PARA LA EVALUACIÓN DE COQUIZACIÓN RETARDADA	29
III.1 Parámetros a evaluar en el proceso de coquización retardada.....	30
III.2 Control de los equipos durante el proceso	32
III.3 Comportamiento en el ciclo de operación del proceso en las Refinerías Francisco I. Madero y Héctor R. Lara Sosa.....	43
III.3.1 Evaluación del proceso en la Refinería Francisco I. Madero.....	46
III.3.2 Evaluación del proceso en la refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa	64
CAPÍTULO IV. ANÁLISIS DE LA EVALUACIÓN DE COQUIZACIÓN RETARDADA	81
IV.1 Factores que afectan los rendimientos de los productos	81
IV.2 Factores económicos para reconfigurar una refinería que incluya planta de coquización retardada.	103
IV.3 Proceso de evaluación y selección de tecnologías de coquización retardada.	108
CONCLUSIONES	126
ANEXOS	130
REFERENCIAS	145

ÍNDICE DE FIGURAS

Figura 1. Proceso de crudo por refinería en 2014.	12
Figura 2. Producción de petróleo crudo.....	15
Figura 3. Proceso de coquización retardada	24
Gráfica 3.1 Rendimiento de coque de coquizadora Refinería Francisco I. Madero (RFIM)	48
Gráfica 3.2 Rendimiento de gas de coquizadora RFIM	49
Gráfica 3.3 Rendimiento de butanos de coquizadora RFIM	50
Gráfica 3.4 Rendimiento de nafta de coquizadora RFIM.....	51
Gráfica 3.5 Rendimiento de gasóleo ligero de coquizadora RFIM.....	52
Gráfica 3.6 Rendimiento de gasóleo pesado de coquizadora RFIM.....	53
Gráfica 3.7 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RFIM.....	54
Gráfica 3.8 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RFIM.....	54
Gráfica 3.9 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RFIM.....	55
Gráfica 3.10 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RFIM.....	55
Gráfica 3.11 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RFIM	56
Gráfica 3.12 Temperatura de salida pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RFIM	57
Gráfica 3.13 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RFIM	57
Gráfica 3.14 Temperaturas de salida pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RFIM	58
Gráfica 3.15 Presión domo tambor 1 RFIM	59
Gráfica 3.16 Presión domo tambor 2 RFIM	59
Gráfica 3.17 Presión domo tambor 3 RFIM	60
Gráfica 3.18 Presión domo tambor 4 RFIM	60
Gráfica 3.19 Temperatura domo fraccionadora RFIM	61
Gráfica 3.20 Temperatura fondo fraccionadora RFIM	62
Gráfica 3.21 Presión domo fraccionadora RFIM.....	62
Gráfica 3.22 Presión fondo fraccionadora RFIM.....	63
Gráfica 3.23 Rendimiento de coque de coquizadora Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa (RHRLS).....	65

Gráfica 3.24 Rendimiento de nafta de coquizadora RHRLS	66
Gráfica 3.25 Rendimiento de gasóleo ligero de coquizadora RHRLS	67
Gráfica 3.26 Rendimiento de gasóleo pesado de coquizadora RHRLS	68
Gráfica 3.27 Rendimiento de gas de coquizadora RHRLS.....	69
Gráfica 3.28 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RHRLS	70
Gráfica 3.29 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RHRLS	71
Gráfica 3.30 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RHRLS	71
Gráfica 3.31 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RHRLS	72
Gráfica 3.32 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RHRLS.....	73
Gráfica 3.33 Temperatura de salida pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RHRLS.....	73
Gráfica 3.34 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RHRLS.....	74
Gráfica 3.35 Temperatura salida pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RHRLS.....	74
Gráfica 3.36 Presión domo de tambor 1 RHRLS.....	75
Gráfica 3.37 Presión domo de tambor 2 RHRLS.....	76
Gráfica 3.38 Presión domo de tambor 3 RHRLS.....	76
Gráfica 3.39 Presión domo de tambor 4 RHRLS.....	77
Gráfica 3.40 Temperatura domo de fraccionadora RHRLS.....	78
Gráfica 3.41 Temperatura fondo de fraccionadora RHRLS.....	78
Gráfica 3.42 Presión domo de fraccionadora RHRLS	79
Gráfica 3.43 Presión fondo de fraccionadora RHRLR.....	79
Gráfica 4.1. Rendimientos los productos obtenidos en el proceso de coquización retardada en la refinería Francisco I. Madero.....	92
Gráfica 4.2 Gráfica de mezcla de gasóleos.....	96
Gráfica 4.3 Rendimientos de los productos obtenidos del proceso de coquización retardada en la refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa.....	102
Gráfica 4.4 Selección de tecnologías	119

ÍNDICE DE TABLAS

Tabla 1.1. Clasificación química de los hidrocarburos petrolíferos.....	6
Tabla 1.2. Compuestos inorgánicos presentes en el petróleo crudo.....	7
Tabla 1.3. Clasificación de los tipos de crudo.....	8
Tabla 1.4. Calidad de los crudos mexicanos.....	10
Tabla 1.5 Proceso de crudo por refinería en miles de barriles diarios.....	11
Tabla 2.1. Procesos de craqueo mayormente utilizados.....	19
Tabla 2.2. Rendimientos típicos del crudo procesado en plantas de coquización retardada.....	28
Tabla 3.1 Rendimientos de diseño de los productos de coquización retardada.....	46
Tabla 3.2 Predicción de rendimientos de productos de coquizadora en RFIM.....	47
Tabla 3.3 Predicción de rendimientos de productos de coquizadora en RHRLS.....	64
Tabla 4.1. Rendimientos de productos de coquización retardada.....	82
Tabla 4.2. Condiciones de operación para coquización retardada.....	83
Tabla 4.3 Propiedades físicas del residuo de vacío a la Torre Fraccionadora.....	84
Tabla 4.4 Rendimiento de productos en distintas configuraciones de refinerías.....	104
Tabla 4.5 Relación precio-producción en distintas configuraciones de refinerías.....	105
Tabla 4.6 Capacidad supuestas por tipo de refinería.....	106
Tabla 4.7 Atributos de evaluación y factores de ponderación.....	114
Tabla 4.8 Parámetros de ponderación.....	121
Tabla 4.9 Escala de criterios tecnológicos.....	122

LISTA DE SÍMBOLOS Y ABREVIATURAS

AAC	Agua Alimentación a Calderas.
AP	Alta presión.
API	Siglas de American Petroleum Institute.
BPD	Barriles por día.
CCR	Carbón Conradson.
COS	Sulfuro de carbonilo
DMC	Descarga de Mantenimiento Caliente.
DMF	Descarga de Mantenimiento Frío.
DTI	Diagrama de Tubería e Instrumentación.
FCC	Fluido de Craqueo Catalítico.
FEL	Front-end-Loading.
GOLC	Gasóleo Ligero de Coquizadora.
GOPC	Gasóleo Pesado de Coquizadora.
HDS	Planta Hidrodesulfuradora.
ITH	Índice de Triturabilidad Hadgrove.
MCV	Material Combustible Volátil.
MP	Media presión.
RFIM	Refinería Francisco I. Madero.
RHRLS	Refinería Héctor R. Lara Sosa.
TFE	Temperatura Final de Ebullición.
TIE	Temperatura Inicial de Ebullición.
TPD	Toneladas por día.

RESUMEN

Pemex ha comenzado ya la reconfiguración de sus refinerías para que estas sean capaces de realizar el proceso de coquización retardada, que permita aumentar los destilados para la producción de gasolinas y otros combustibles. La coquización retardada a pesar de llevar años en el refino de petróleo se considera como una tecnología para nuestros tiempos por la capacidad de procesar crudos pesados.

Para cumplir con lo anteriormente descrito es necesario conocer la importancia de los procesos de separación que se llevan a cabo en las refinerías mexicanas dependiendo el crudo que se extrae.

La coquización retardada es el proceso de fondo de barril mayormente ocupado en todas las refinerías del mundo y el conocimiento de este proceso amplía las posibilidades de que el Ingeniero Químico Industrial se acerque a los procesos petroleros, sabiendo los parámetros que se evalúan dentro de la operación, el control de los equipos que intervienen en el proceso y el comportamiento de las refinerías analizadas. Con base a lo anterior se obtienen resultados que permiten encontrar los factores, de equipo o de condiciones de operación, que afectan directamente los rendimientos de los productos y subproductos.

Es por ello que en la presente tesis se plasma el análisis y la evaluación del proceso de coquización retardada en las refinerías del norte del país (Madero y Cadereyta) mediante la elaboración de cálculos para los rendimientos de los productos y subproductos de la planta. Así mismo se hace un análisis mediante la comparación entre los resultados de ambas refinerías y las bases de diseño, con el objetivo de estructurar una estrategia o recomendación para alcanzar los óptimos rendimientos en esta sección de las refinerías.

Finalmente para tener un proyecto donde se obtenga el mejor rendimiento de operación y se encuentre dentro del alcance económico de Pemex para su compra, se resumen los criterios de evaluación para seleccionar la mejor tecnología para este proceso.

INTRODUCCIÓN

La coquización retardada es una tecnología que se aplica en casi el 90% de las refinerías del mundo, y en México no es la excepción, puesto que es manejado en tres de las seis refinerías del país con el fin de procesar de una manera más eficiente el crudo pesado o bien los residuos de vacío.

Lo que se pretende en el actual proyecto es realizar un análisis detallado del proceso, proponer las mejoras que pueden ejecutarse antes o después de la Torre Fraccionadora de esta sección mediante la comparación de los rendimientos obtenidos en las refinerías Ing. Héctor R. Lara Sosa y Francisco I. Madero, puesto que la evaluación del estado operativo de una planta funciona para descubrir las oportunidades de mejora en su desarrollo y que a la vez sea mayormente rentable, obteniendo un óptimo rendimiento en sus productos y elevadas ganancias económicas.

Otro de los objetivos es evaluar el ciclo de corrida después de la reparación general de las plantas de coquización retardada en las refinerías de PEMEX anteriormente mencionadas, lo cual se lleva a cabo, al realizar la investigación documental que incluye el desarrollo del proceso de coquización retardada para una mejor comprensión, la extracción de los datos de las condiciones de operación proporcionadas por un programa computacional propiedad de PEMEX y comparar los cálculos obtenidos para ambas refinerías mediante gráficos con los datos de diseño proporcionados.

El alcance del presente trabajo será conocer y describir los procesos de fondo de barril, siendo el proceso de coquización retardada la base de estudio en el tratamiento de crudo pesado como una probable tecnología en el futuro próximo a establecerse en todas las refinerías, evaluando las condiciones de operación y rendimientos que se obtienen de las refinerías ubicadas en Cadereyta (Nuevo León) y Madero (Tamaulipas). Comparando estos resultados mediante gráficos, se supondrán algunas mejoras que puedan realizarse para optimizar los rendimientos de los productos obtenidos, así mismo derivado del análisis realizado en este proyecto, se pretende dar información relevante y confiable a

PEMEX, para evaluar el funcionamiento actual de sus plantas de coquización retardada y ser una fuente confiable del análisis del proceso para desarrollar futuras instalaciones del proceso de coquización retardada en las refinerías que no cuentan con ésta tecnología, incluyendo los factores operacionales, las alternativas de selección de tecnología y los factores económicos que cumplan con el desarrollo operacional para que el proceso de refinación sea mayormente rentable para nuestro país.

CAPITULO I.

EL PETRÓLEO Y LAS REFINERÍAS

Nuestra civilización depende del petróleo más que de cualquier otro producto tomado aisladamente [1]. La mayoría de las cosas obtenidas en la vida actual del ser humano son tomadas de los distintos procesos realizados al petróleo crudo que se extrae, y aunque en pleno siglo XXI se han encontrado otras fuentes naturales para mover al mundo, el petróleo sigue siendo el principal recurso de energía.

Es por ello que debe existir una mayor y mejor utilización de este recurso, realizando una optimización de la operación o hasta remodelar las instalaciones conforme avancen los requerimientos del ser humano.

Las características del petróleo que se encuentra en el subsuelo están impregnadas en forma arenosa o calcárea. Asume los tres estados físicos de la materia: sólido, líquido y gaseoso, dependiendo de las condiciones fisicoquímicas a la que se encuentre. Puede ser de color ámbar o negro. Un dato curioso es que en el estado gaseoso tiene características particulares, como ser inodoro, incoloro e insípido por ello como medida de seguridad se mezcla con mercaptanos (compuestos sulfurados) para detectar su presencia y evitar intoxicaciones.

Es prácticamente imposible fraccionar al petróleo en sus componentes individuales, más bien se descompone al petróleo crudo en algunos grupos de mezclas (fracciones), que funcionan para usos específicos [2]

El crudo que se procesa en las refinerías debe presentar ciertas características de pureza para el buen funcionamiento de los equipos de proceso, obtención de productos de óptima calidad y un mayor aprovechamiento.

I.1. Definición de petróleo y sus componentes.

El petróleo es un líquido natural oleaginoso e inflamable, constituido por una mezcla de hidrocarburos, que se extrae de lechos geológicos continentales o marítimos. Mediante diversas operaciones de destilación y refinado se obtienen de él distintos productos utilizables con fines energéticos o industriales, como la gasolina, la nafta, el queroseno, el gasóleo, por mencionar algunos. [3]

El hidrocarburo no se encuentra distribuido uniformemente en las capas del subsuelo, es necesario que concurren cuatro condiciones para dar lugar a un yacimiento donde se acumule petróleo y gas:

1. La existencia de una roca almacenadora, que debe ser porosa y permeable, en forma tal que bajo presión, el petróleo pueda moverse a través de sus poros de tamaño microscópico.
2. Una roca impermeable, que evitará que el petróleo escape hacia la superficie.
3. El yacimiento debe tener forma de “trampa”, es decir, que las rocas impermeables se encuentren flexionadas en tal forma que el petróleo no pueda moverse hacia los lados.
4. Deben existir rocas, cuyo contenido orgánico se haya convertido en petróleo por efecto de la presión y la temperatura

Las rocas almacenadoras en las que se han encontrado petróleo son de muy diversas edades geológicas, desde los terrenos arcaicos o primitivos hasta los modernos o cuaternarios. [4]

En cuanto a su composición, el petróleo es una mezcla compleja de hidrocarburos aromáticos, naftalénicos y parafínicos, o bien en dos grupos: compuestos hidrocarburos y compuestos inorgánicos. [5 y 6]

En la Tabla 1.1, se resume la clasificación química de los hidrocarburos petrolíferos.

Tabla 1.1. Clasificación química de los hidrocarburos petrolíferos

<p>1. Alifáticos: Estructuras lineales, ramificadas o cíclicas con diversos tipos de enlaces.</p> <p>1.1. Alcanos o parafinas: Hidrocarburos saturados que constituyen cerca del 32% de los hidrocarburos existentes en el petróleo.</p> <p>Cadena lineal: Principalmente metano, etano, propano y butano hasta octanos.</p> <p>Cadena ramificada: Con grupos sustituyentes en la cadena principal como el isobutano.</p> <p>1.2. Cicloalcanos o naftenos (cicloparafínicos): Forman aproximadamente el 21% de los hidrocarburos presentes en el petróleo crudo, no son muy propensos a reaccionar químicamente y se encuentran saturados.</p> <p>Encontrándose dentro de los naftenos las monocicloparafinas y bicicloparafinas.</p> <p>1.3. Alquenos u olefinas: Tienen dobles enlaces en su estructura como el buteno.</p> <p>1.4. Alquinos: Tienen triples enlaces en su estructura como el butino.</p>
<p>2. Aromáticos: Son compuestos no saturados con uno o más anillos bencénicos sustituidos, constituyen cerca del 47% de la composición de hidrocarburos en el crudo.</p> <p>2.1. Monocíclicos. Un solo anillo que puede estar sustituido con cadenas laterales.</p> <p>2.2. Policíclicos o naftenoaromáticos. Cuando están constituidos por dos (naftaleno) o más (pireno) anillos aromáticos condensados. Pueden ser sustituidos y formar heterociclos, dando lugar a numerosas especies</p>

El otro grupo de compuestos que contiene el petróleo crudo, son los compuestos inorgánicos, que son una proporción menor y que generalmente se consideran como contaminantes indeseables ya que en ocasiones se vuelven corrosivos o inhiben la acción de catalizadores en los procesos de refinación, además de que influyen en su valor comercial y biodegradabilidad.

La Tabla 1.2 muestra algunos de los compuestos inorgánicos presentes en el petróleo crudo.

Tabla 1.2. Compuestos inorgánicos presentes en el petróleo crudo

<p>Compuestos del azufre (0.5 al 5%)</p> <ul style="list-style-type: none">• Presente en forma de tioles, ácidos sulfónicos, azufre elemental y ácido sulfhídrico. Su presencia en el petróleo es perjudicial, ya que su combustión produce lluvia ácida al generar gases nocivos.
<p>Compuestos nitrogenados (0.25 a 0.8%)</p> <ul style="list-style-type: none">• El nitrógeno encontrado en el petróleo es de tipo orgánico y se localiza mayoritariamente en compuestos aromáticos tipo piridina y en heterocíclicos aromáticos como el indol. Estos compuestos son tóxicos debido al carácter mutagénico de algunos de sus congéneres. Además, su combustión produce óxidos de nitrógeno, que junto con los de azufre provoca lluvia ácida.
<p>Compuestos oxigenados (0.5 a 6%)</p> <ul style="list-style-type: none">• Algunos componentes tienen interés económico debido a su fácil recuperación y amplia utilidad industrial. Ejemplos son los sulfóxidos, sulfonas, alquilsulfonas y ácidos sulfónicos.
<p>Metales</p> <ul style="list-style-type: none">• Fe, Ni, Si, Al, Na, V, Ca, Mg. Provocan efectos de oclusión de los poros de los catalizadores promoviendo la modificación de la estructura de la superficie del catalizador, disminuyen su actividad y reducen su área específica, contribuyen a la caída de presión en los lechos catalíticos.
<p>Sales inorgánicas.</p> <ul style="list-style-type: none">• Provocan corrosión e incrustación en oleoductos e instalaciones de producción y proceso. Se encuentran en mayor proporción cloruros, carbonatos y sulfatos.
<p>Agua</p>

I.2. Tipo de crudo extraído en México

El valor del petróleo crudo se determina por su rendimiento en productos refinados y dicho rendimiento depende de sus características físico-químicas, siendo los principales su contenido de azufre y su densidad.

De acuerdo con su contenido de azufre, se clasifica como “amargo” (mayor a 1.5%), “semi-amargo” (entre 0.5 y 1.5%) y “dulce” (menor del 0.5%).

Conforme a su densidad se clasifica con valores numéricos que se identifican como grados API (American Petroleum Institute). [7]

Tabla 1.3. Clasificación de los tipos de crudo [8]

Crudo	Densidad (g/cm³)	°API
Extrapesado	>1	10
Pesado	1.0-0.92	10-22.3
Mediano	0.92-0.87	22.3-31.1
Ligero	0.87-0.83	31.1-39
Superligero	<0.83	39

En México actualmente se cuenta con tres tipos de crudo:

- Istmo: Es un crudo medio (32-33 °API) y amargo (1.8% de azufre en peso) con buenos rendimientos de gasolina y destilados intermedios (diésel y jet fuel/keroseno). Las terminales marítimas de carga del istmo son: Dos Bocas, en el estado de Tabasco; Salina Cruz, en Oaxaca, y Pajaritos, en Veracruz. El mayor valor económico de este crudo se obtiene en refinerías con unidades de fluido de craqueo catalítico (FCC por sus siglas en inglés de Fluid Catalitic Cracker). [9]
- Maya: Un crudo pesado de 21-22 °API y amargo (3.4-3.8% de azufre en peso) por lo que se brinda menores rendimientos de gasolina y diésel en esquemas de refinación

simples en comparación con crudos más ligeros. Las terminales marítimas de carga del maya son: Cayo-Arcas (en mar abierto, aproximadamente a 162 km de Ciudad del Carmen en el estado de Campeche); Dos Bocas, en Tabasco, y Salina Cruz, en Oaxaca.

Para maximizar su valor económico, su procesamiento requiere de refinerías con unidades de alta conversión, las cuales transforman la fracción pesada (residuo) del crudo en productos con mayor valor para el refinador. Para estos efectos se necesitan refinerías con unidades de alta conversión y obtener el mayor valor del crudo Maya. [10]

- Olmeca: Es el más ligero de los crudos mexicanos, con una gravedad de 38-39 °API y un contenido de azufre de 0.73% a 0.95% en peso, por lo que es un crudo ligero y amargo. Sus características lo hacen un buen productor de lubricantes y petroquímicos. Los cargamentos de crudo Olmeca se exportan desde la Terminal Marítima Pajaritos, en el estado de Veracruz.[11]

Otros tipos de crudos que México comercializa aunque son menos conocidos son Altamira y Talam.

- Altamira: Es un crudo pesado, con una gravedad de 15.5 a 16.5 °API y un contenido de azufre en el rango de 5.5% a 6.0% en peso. Al igual que el tipo Maya, brinda menores rendimientos de gasolina y diésel en esquemas de refinación simples en comparación con crudos más ligeros. Sus características fisicoquímicas lo hacen adecuado para la producción de asfalto. Los cargamentos de éste crudo se exportan desde la Terminal Marítima de Cd. Madero, en el estado de Tamaulipas.[12]
- Talam: Es un tipo de crudo que se ha comenzado a comercializar a partir de 2014 y que actualmente no se cuenta con sus características fisicoquímicas, debido a que no se han publicado, sin embargo es considerado en la exportación de crudo maya. De acuerdo a la Agencia Naviera Vargas, este tipo de crudo es extraído y mezclado junto el crudo Maya en Fpso Yuum Kak Naab.

La Tabla 1.4, representa de una manera más detallada las características fisicoquímicas que determinan la calidad de los crudos mexicanos.

Tabla 1.4. Calidad de los crudos mexicanos [13]

Tipo Crudo	Maya	Istmo	Olmeca	Altamira
°API (Gravedad)	21-22	32-33	38-39	15-16.5
Viscosidad (SSU 100°F)	320	60	38	1280-1750
Agua y sedimentos (% Vol)	0.5	0.5	0.5	1.0
Azufre (%peso)	3.4-3.8	1.8	0.73-0.95	5.5-6.0
PVR (lb/pulgada ²)	6	6	6.2	3
Punto de escurrimiento (°F)	-25	-35	-55	32

I.3. Las refinerías y los procesos de separación de crudos.

Actualmente México cuenta con seis refinerías pertenecientes a Petróleos Mexicanos (Pemex). A continuación se describen su ubicación, capacidad de procesamiento y el nombre de cada una de ellas. [14]

- Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa, ubicada en Cadereyta, Nuevo León. Procesa 275 mil barriles diarios de crudo.
- Refinería Francisco I. Madero, ubicada en Ciudad Madero, Tamaulipas. Procesa 190 mil barriles diarios de crudo.
- Refinería Ing. Antonio M. Amor, ubicada en Salamanca, Guanajuato. Procesa 245 mil barriles diarios de crudo.
- Refinería Miguel Hidalgo, ubicada en Tula, Hidalgo. Su capacidad de procesamiento es de 315 mil barriles diarios de crudo.
- Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, ubicada en Minatitlán, Veracruz. Procesamiento de crudo de 185 mil barriles diarios.
- Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime en Salina Cruz, Oaxaca. Capacidad de procesamiento de crudo es de 330 mil barriles diarios.

El proceso de crudo por refinería del año 2010 al 2014, de acuerdo al último Anuario Estadístico (2014) publicado por Pemex, es reflejado en la Tabla 1.5

Tabla 1.5 Proceso de crudo por refinería en miles de barriles diarios

	2010	2011	2012	2013	2014
Cadereyta	176.9	170.6	187.7	188.8	180.7
Madero	126.4	117.4	127.8	129.8	111.5
Minatitlán	158.7	151.9	170.6	182.8	167.6
Salamanca	185.9	170.7	179.2	194.5	171.0
Salina Cruz	270.0	279.4	256.7	282.4	269.6
Tula	266.2	276.6	277.3	245.8	254.7

Con los datos anteriores se muestra en la Figura 1, el porcentaje del proceso de crudo por refinería en el año 2014.

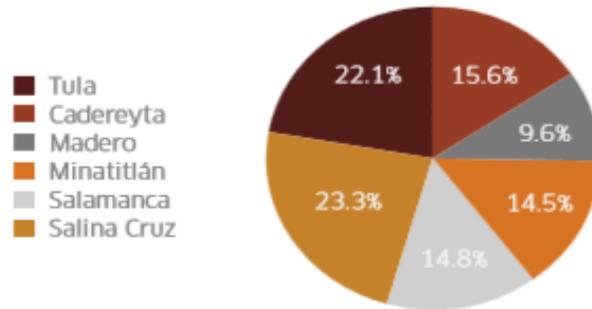


Figura 1. Proceso de crudo por refinería en 2014.

El refinado de petróleo comienza con la destilación o fraccionamiento de los crudos en grupos de hidrocarburos separados. Los productos resultantes están directamente relacionados con las características del petróleo crudo que se procesa. La mayoría de estos productos de la destilación se convierten a su vez en productos más útiles cambiando sus estructuras físicas y moleculares mediante craqueo, reforma y otros procesos de conversión. A continuación, estos productos se someten a diversos procesos de tratamiento y separación (extracción e hidrotreatment), para obtener productos terminados. Mientras que las refinerías más sencillas se limitan generalmente a la destilación atmosférica y al vacío, en las refinerías integradas se hace fraccionamiento, conversión, tratamiento y mezcla con lubricante, combustibles pesados y fabricación de asfalto, y en ocasiones, procesamiento petroquímico. [15]

El número y tipo de los diferentes procesos utilizados en las modernas refinerías dependen principalmente de la naturaleza de los crudos empleados como materia prima y de los requisitos de los productos finales. También influyen en los procesos factores económicos: costos de los crudos, valores de los productos, disponibilidad de servicios básicos y transporte.

Los procesos y operaciones de refino de petróleo se clasifican básicamente en separación y mezcla, operaciones auxiliares y operaciones fuera de proceso.

- Separación. El petróleo crudo se separa físicamente, con fraccionamiento en torres de destilación atmosféricas y de vacío, en hidrocarburos con distintos intervalos de temperaturas de ebullición, llamados comúnmente como “fracciones”.
- Conversión. Funcionan para modificar el tamaño o la estructura de las moléculas de hidrocarburos. Los procesos más utilizados para este fin son:
 - a) Descomposición (división) mediante hidrocraqueo, craqueo térmico y catalítico, coquización y ruptura de viscosidad.
 - b) Unificación (combinación) mediante alquilación y polimerización.
 - c) Alteración (rectificación) con isomerización y reforma catalítica.
 - d) Tratamiento.

También se usan procedimientos que sirven para eliminar las impurezas o componentes inorgánicos, contaminantes o del grupo no hidrocarburos, que afectan las propiedades de rendimiento de los productos acabados o reducen la eficacia de los procesos de conversión. El tratamiento implica reacciones químicas y separación física, como disolución, absorción o precipitación, mediante varios procesos y combinaciones de procesos. Algunos métodos de tratamiento son la desalinización del crudo, extracción química de mercaptanos, tratamiento con ácidos, contacto con arcilla, hidrosulfuración, refino de disolventes, lavado cáustico, hidrotreatmento, secado, extracción o el desparafinado de disolventes.

- La formulación y mezcla es el proceso que consiste en mezclar y combinar fracciones de hidrocarburos, aditivos y otros componentes para obtener productos acabados con propiedades específicas de rendimiento idóneo.
- Operaciones auxiliares de refino. Son aquellas que dan soporte al procesado de los hidrocarburos como la recuperación de residuos ligeros; la eliminación del agua amarga, el tratamiento y refrigeración de residuos sólidos, aguas residuales y aguas de proceso; recuperación de azufre, y el tratamiento de gases ácidos y gas residual. Otras

funciones del proceso son la provisión de catalizadores, reactivos, vapor, aire, nitrógeno, oxígeno, hidrógeno y gases combustibles.

- Instalaciones de las refinerías que no forman parte del proceso. Son aquellas que dan soporte a las operaciones de procesado de los hidrocarburos. Las operaciones de soporte más habituales son la generación de calor y energía; el movimiento de productos; el almacenamiento en depósitos; la expedición y manipulación; las alarmas y sensores, el muestreo, la verificación y la inspección. Dentro de las instalaciones y sistemas que no forman parte del proceso están los sistemas de lucha contra incendios, de abastecimiento de agua y de protección, controles de ruido y contaminación, laboratorios, salas de control, almacenes, e instalaciones de mantenimiento y administrativos.[16]

Las refinerías sin excepción alguna cuentan con estos procedimientos, instalaciones y operaciones, pero sin olvidar que en el mundo de las refinerías se produce una constante renovación y perfeccionamiento de los procesos químicos para aprovechar cada vez más los combustibles fósiles y obtener más productos que comercializar. [17]

CAPITULO II.

PROCESOS DE FONDO DE BARRIL

La mayoría de los crudos disponibles en la actualidad son de carácter amargo (alto contenido de azufre), y pesados (bajo contenido de destilados), que las cargas procesadas en el pasado y esta situación tiende a aumentar. De acuerdo a la base de distribución de datos de Pemex, desde 2010 se tiene una tendencia alta en la extracción de petróleo crudo, teniendo una alta producción en miles de barriles diarios de crudo pesado durante cinco años, manteniéndose constante la de crudo ligero y disminuyendo el superligero. La comparación se observa en la Figura 2.

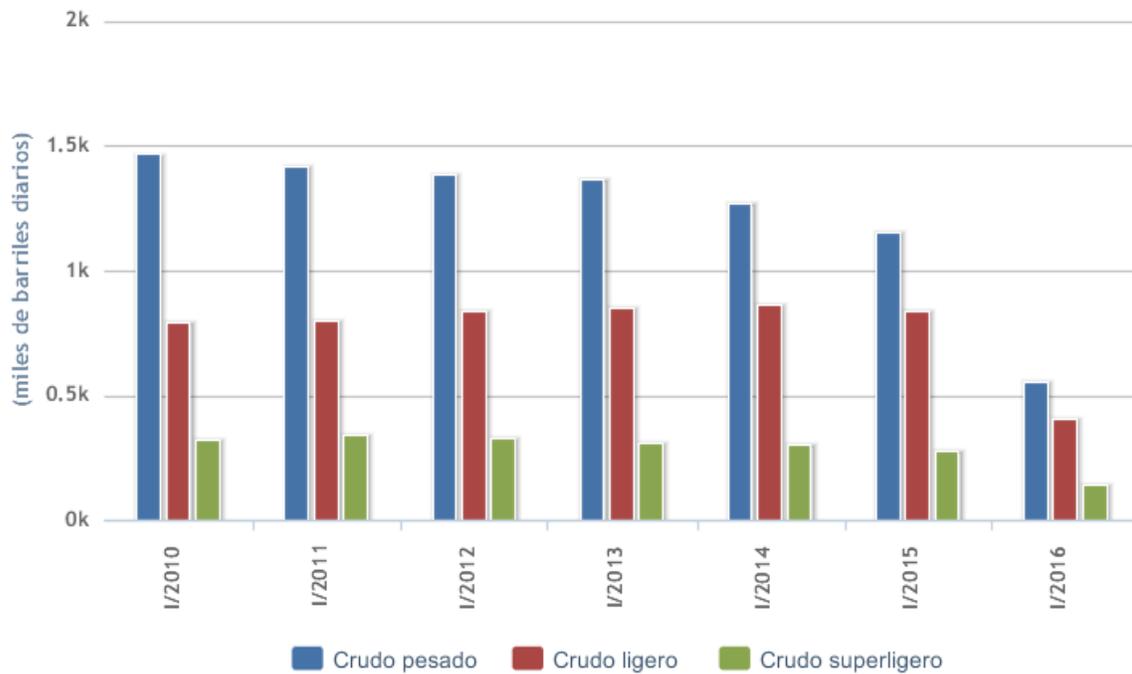


Figura 2. Producción de petróleo crudo

Para poder procesar este tipo de cargas es necesario incluir plantas de refinación con equipos cuyos materiales sean resistentes a la corrosión y a las condiciones de operación más severas. Debido a la alta inversión que representa el cambio de materiales en equipo ya instalado, se hace más atractiva la selección de un proceso que pueda mejorar las condiciones de la carga en cuanto a su contenido de contaminantes. [18, 19]

En general las primeras tecnologías comerciales para aprovechamiento de residuos fueron de rechazo de carbón, del tipo térmico como la reducción de viscosidad y coquizado retardado, o de extracción como las de desasfaltado.

Posteriormente aparecieron tecnologías denominadas de transición porque preceden a los procesos de alta conversión. Estas respondieron básicamente a los requerimientos de demanda de residuo de bajo contenido de azufre por restricciones ambientales, así como la necesidad de incrementar el rendimiento de productos refinados.

En la actualidad, los procesos de descomposición térmica más utilizados son coquizado retardado y reductora de viscosidad, ya que la mayoría de éstos han sido desplazados por los procesos de descomposición catalítica, debido a su alta flexibilidad para operar con diferentes tipos de carga y obteniendo mayores rendimientos que en un proceso térmico; sin embargo se deben tener ciertas precauciones para el manejo del catalizador que se utilice, ya que dependiendo de la severidad de las condiciones de operación y de la carga alimentada se definirá el tipo de catalizador a utilizar y el ciclo de regeneración que tendrá. [20]

II.1. Fondo de barril. Definición, procesos e importancia.

La conversión profunda o también denominada “fondo de barril” es un proceso para elaborar productos más ligeros utilizando aceite combustible pesado de las llamadas corrientes de residuo.

El fondo de barril comprende principalmente los procesos de craqueo, éstos se utilizan después de la destilación para alterar las estructuras moleculares de las fracciones con el

fin de crear más productos de valor. Uno de estos procesos, el conocido como craqueo, rompe fracciones de petróleo pesado, de alto punto de ebullición, y los convierte en productos más valiosos o con mayores ganancias: hidrocarburos gaseosos, materiales para mezclas de gasolina, gasóleo y fuel. Durante el proceso, algunas de las moléculas se combinan (polimerizan) para formar moléculas mayores. Los tipos básicos del craqueo son el craqueo térmico, el craqueo catalítico y el hidrocraqueo.

En la Tabla 2.1 se presentan los procesos de craqueo más usados en las refinerías del mundo.

El presente trabajo se enfoca en los procesos de craqueo térmico, desarrollados en 1913, éstos se basan en la destilación por calor de combustibles y aceites pesados, bajo presión en grandes tambores, hasta que se rompen (dividen) en moléculas más pequeñas con mejores cualidades antidetonantes. [21] El primer método, que producía grandes cantidades de coque sólido ha evolucionado hasta los modernos procesos de craqueo térmico, entre los que se encuentran:

- 1) Ruptura de viscosidad. Es una forma suave de craqueo térmico que relaja el punto de goteo de los residuos parafínicos y reduce bastante la viscosidad sin afectar su punto de ebullición. El residuo de la torre de destilación atmosférica se descompone suavemente en un calentador a presión atmosférica. Después se enfría con gasóleo refrigerante para controlar el exceso de craqueo y se destila por expansión instantánea en una torre de destilación. El alquitrán residual del craqueo térmico, que se acumula en el fondo de la torre de fraccionamiento, se somete a expansión instantánea al vacío en una torre rectificadora, y el destilado se recicla. [22]
- 2) Craqueo en fase vapor. El craqueo en fase vapor produce olefinas mediante craqueo térmico de materiales con moléculas de hidrocarburos grandes a presiones ligeramente superiores a la atmosférica y a muy altas temperaturas. El residuo del craqueo se mezcla para obtener combustibles pesados. Normalmente, la nafta producida por este método contiene benceno, que se extrae antes del hidrotratamiento.

- 3) Coquización. La coquización es una forma enérgica de craqueo térmico utilizada para obtener gasolina de destilación directa (nafta de coquificador) y diversas fracciones de destilación intermedia, que se utilizan como materiales para craqueo catalítico. Por este proceso el hidrógeno de las moléculas de hidrocarburos se reduce de forma tan completa, que el residuo es una forma de carbono casi puro, denominado coque. Los dos procesos de coquización más comunes son: a) coquización retardada y b) coquización continua (por contacto o líquida), que, dependiendo del mecanismo de reacción, el tiempo, la temperatura y el crudo de partida, producen tres tipos de coque: esponjoso, alveolar y cristalizado en agujas.
- a) Coquización retardada. En la coquización retardada, primero se carga el material en un fraccionador para separar los hidrocarburos más ligeros y después se combinan con el petróleo pesado reciclado. Esta mezcla pasa al horno de coquización y se calienta a altas temperaturas a bajas presiones para evitar la coquización prematura en los tubos del calentador, produciendo así una vaporización parcial y un craqueo suave. La mezcla del líquido y vapor se bombea desde el calentador a uno o más tambores de coque, donde el material caliente permanece aproximadamente 24 horas (retardo) a bajas presiones hasta que se descompone en productos más ligeros. Cuando el coque alcanza un nivel predeterminado en un tambor, el flujo se desvía a otro tambor para mantener la continuidad de la operación. El vapor procedente de los tambores se devuelve al fraccionador para separar el gas, la nafta y los gasóleos, y reciclar los hidrocarburos más pesados a través del horno. El tambor lleno se trata con vapor para eliminar los hidrocarburos no craqueados, se enfría mediante inyección de agua y se decoquiza mecánicamente por medio de un tornillo sin fin que asciende desde el fondo del tambor, o hidráulicamente, rompiendo el lecho de coque con agua a alta presión proyectada desde un cortador rotativo.
- b) Coquización continua. La coquización continua (por contacto o líquido) es un proceso de lecho móvil que opera a presiones menores y temperaturas más altas que la coquización retardada. En la coquización continua se efectúa un craqueo

térmico utilizando calor transferido de las partículas de coque calientes recicladas a la carga situada en un mezclador radial llamado reactor. Se toman los gases y vapores del reactor, se enfrían para impedir que continúe la reacción y se fraccionan. El coque de la reacción entra en un tambor de compensación y se eleva hasta un alimentador y clasificador donde se separan las partículas de coque más grandes. El coque restante cae en el precalentador para ser reciclado con la carga. El proceso es automático, dado que hay un flujo continuo de coque y carga, y la coquización tiene lugar tanto en el reactor como en el tambor de compensación.[23]

Tabla 2.1. Procesos de craqueo mayormente utilizados. [24]

Nombre del proceso	Acción	Método	Finalidad	Materia prima	Productos
Craqueo catalítico	Alteración	Catalítico	Mejorar gasolina	Gasóleo, destilado de coque	Gasolina, materia prima petroquímica
Coquización	Polimerización	Térmico	Convertir residuos de vacío	Residuo, aceite pesado, alquitrán	Nafta, gasóleo, coque
Hidrocraqueo	Hidrogenación	Catalítico	Convertir en hidrocarburos más ligeros	Gasóleo, aceite de craqueo, residuos	Productos más ligeros, de mayor calidad
Craqueo al vapor	Descomposición	Térmico	Craqueo de moléculas grandes	Combustible pesado/destilado de torre atmosférica	Nafta de craqueo, coque, residuos
Ruptura de la viscosidad	Descomposición	Térmico	Reducir la viscosidad	Residuos de torre atmosférica	Destilado, alquitrán.

II.2. Coquización retardada. Proceso principal de fondo de barril en las refinerías del mundo.

El procedimiento de coquización retardada se desarrolló para minimizar los rendimientos en combustóleo por el craqueo térmico enérgico de los productos tales como residuos de vacío y alquitranes térmicos. En las primeras refinerías, del craqueo térmico enérgico de tales productos, resultaban depósitos indeseables en los calentadores. Debido a la evolución gradual de la ciencia se encontró que los calentadores podrían diseñarse para alcanzar temperaturas de los productos residuales por encima del punto de coqueo sin formación significativa de coque en los calentadores. Mediante un tambor compensador aislado en el efluente calefactor se conseguirá un tiempo suficiente para que la coquización tuviera lugar antes del procesado subsiguiente y de ahí el término de coquización retardada.

Desde un punto de vista de reacción química la coquización puede considerarse como un proceso de craqueo térmico enérgico en el cual uno de los productos finales es carbón (es decir, coque). En realidad, el coque formado contiene alguna materia volátil o hidrocarburos de alto punto de ebullición. Para eliminar esencialmente toda la materia volátil del coque de petróleo debe calcinarse a altas temperaturas. Cantidades menores de hidrógeno permanece en el coque aún después de la calcinación lo que da credibilidad a la teoría sostenida por algunos autores de que el coque es un polímero.

Durante el período de 1940 a 1960 la coquización retardada se utilizó principalmente como un pretratamiento de los residuos de vacío para preparar corrientes de gasóleo de coque adecuadas como alimento para un craqueador catalítico. Esto reducía la formación de coque sobre el catalizador de craqueo, lo que permitirá un aumento en el rendimiento del craqueador; reducía también el rendimiento neto de la refinería en combustibles residuales de bajo precio. Por reducción del contenido en metales de las materias primas del craqueador catalítico se obtuvo un beneficio adicional.

Hace pocos años se ha utilizado también la coquización para la preparación de materias primas para el craqueador con hidrógeno, y para la producción de “coque de aguja” de alta

calidad a partir de materias tales como aceite pastoso del craqueador catalítico. Los alquitranes del carbón se procesan también en unidades de coquización retardada. [25]

Hoy en día Pemex ha comenzado la reconfiguración de sus refinerías para que estas sean capaces de realizar el proceso de coquización retardada, que permitirán aumentar cerca del 20% los destilados para la producción de gasolinas. [26]

La razón de realizar la reconfiguración de las refinerías se debe a que el país tiene mucho crudo pero está enfocado principalmente al pesado, con alto contenido de asfaltenos, hidrógeno y azufre, así como, hacer sustentable el negocio de la refinación.

Es bueno recordar y también observar un poco la historia de Pemex, ya que los procesos de refinación surgieron en 1955 y estaban sustentados principalmente en un crudo ligero, sin embargo, después de esta época el avance en el Sistema de Refinación Nacional fue demasiado rápido en las siguientes tres décadas. En el año de 1960 fue inaugurada la Refinería “Francisco I. Madero” en Tamaulipas, y aunque en ésta década fue una etapa difícil para Pemex puesto que dejaron de funcionar algunas refinerías por ser antieconómicas, la década de los setenta fue más fructífera para la paraestatal, empezando por la ampliación de la Refinería “Ing. Antonio M. Amor” en Salamanca, la inauguración de las Refinerías “Miguel Hidalgo” en Tula (1976) , “Ing. Héctor R. Lara Sosa” en Cadereyta (1979) y la de “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz (1979), aumentando las operaciones en cada una de ellas debido a las ampliaciones que se realizaron en la década de los ochenta.

Hoy en día el escenario es distinto ya que el crudo que se extrae es muy pesado y la ampliación de las refinerías, así como la puesta en marcha de una planta de coquización retardada trae muchos beneficios económicos y de rendimientos, por lo que se necesita ser más eficientes y competitivos, ya que si se instala en una refinería como Salamanca que otorga 62% de conversión hacia destilados por cada barril de petróleo, aumentaría hasta en un 80%.

De acuerdo a la FEL (Front-end-Loading), que es la compañía que implementa la metodología de gestión de proyectos de inversión en Pemex Refinación, la coquización retardada otorga grandes beneficios económicos, puesto que es una tecnología de gran importancia dentro del Sistema Nacional de Refinación, con ganancias mayores a los dos millones de dólares.

Los beneficios surgen de la reducción del manejo del combustóleo, procesos que demandan las más recientes innovaciones tecnológicas tanto para el proceso mismo como en materia de seguridad del personal y de las operaciones continuas y eficientes.

Además una planta coquizadora en refinación implica la visualización de rendimientos, análisis económicos, esquemas de transferencia de tecnología y criterios de selección para los grandes proyectos de Pemex.

Por lo que se recomienda tratar crudos pesados que son más agresivos que aquellos que se procesaban hace años, en términos de metales, nitrógeno y asfaltenos. Por ello, se requiere de un diseño que tenga flexibilidad suficiente para absorber todos estos compuestos a procesar.

Una vez solucionado lo anterior se producirá entre un 28% y 30% de residuo de fraccionamiento primario, el cual será enviado a la planta coquizadora para generar 8% de gas, 9% de nafta, 30% de coque y 53% de gasóleo, esa es la importancia del incremento de la producción de destilados. [27]

II.3. Descripción del proceso de coquización retardada.

De manera sencilla y breve puede describirse el proceso de coquización retardada como una operación que existe después de la destilación, donde los residuos, que contienen la mayor parte del azufre, nitrógeno, metales pesados y fracciones pesadas del petróleo (asfaltenos, resinas, etc) se someten a un tratamiento térmico, obteniendo un producto sólido primario, con un contenido en materia volátil entre un 6 y un 20%, que se denomina coque.

Existen dos secciones principales en este proceso: la sección de la planta coquizadora en la cual el diagrama y la explicación del proceso es representado en el Anexo 1 y la sección de la planta de gas representada y detallada en el diagrama del Anexo 2. Ambas secciones son amplias, por lo que se describen cada una de ellas de manera específica en los anexos.

En esta sección se realiza una explicación de una forma general a pesar de ser un proceso muy detallado de lo que sucede en la coquización retardada.

La coquización retardada es un proceso intermitente, en el cual la carga que se calienta es transferida a tambores de coque, que proporcionan un largo tiempo de residencia necesario para permitir todas las reacciones de craqueo.

El proceso de coquización retardada es extensamente usado para el tratamiento de fondo de barril, y es particularmente atractivo cuando el coque producido puede ser vendido para la manufactura de carbón grafito o ánodo, o bien cuando no existe un mercado para los combustibles. El proceso consta de tiempos largos de reacción en fase líquida para convertir la fracción de residuos alimentados a gases, destilados y coque. Las reacciones de condensación que dan el aumento de productos de coque demasiado aromáticos también tienden a retener azufre, nitrógenos y metales, de manera que el coque es enriquecido por estos elementos de acuerdo a la alimentación.

Entonces la materia prima es introducida en un fraccionador, donde es calentada y las fracciones ligeras son removidas en corrientes laterales. Los fondos de la fraccionadora, incluyen una corriente de producto pesado que se recicla, los cuales son calentados en hornos cuyas temperaturas de salida oscilan entre 480 y 515°C. La materia prima que ha sido calentada entra a uno de los tambores de coque (generalmente se encuentran como tambores gemelos o pares) donde las reacciones de craqueo térmico continúan. Los productos craqueados salen por el domo, y los depósitos de coque formados en el interior del tambor se retiran. Para dar continuidad a la operación, dos tambores son usados; mientras uno está trabajando durante el proceso, el otro se encuentra en decoquización.

La temperatura en el tambor de coque alcanza rangos entre 415 a 450°C a presiones de 15 a 90 psi.

Los productos que salen por el domo de los tambores de coque, se envían al fraccionador, donde la nafta y fracciones de aceite calientes son recuperadas. El material pesado recirculado se mezcla con alimentación fresca y regresa a la fraccionadora.

El proceso de coquización retardada de manera general es representado en la Figura 2 [28], la cual indica la sección de la planta coquizadora y el modelo general.

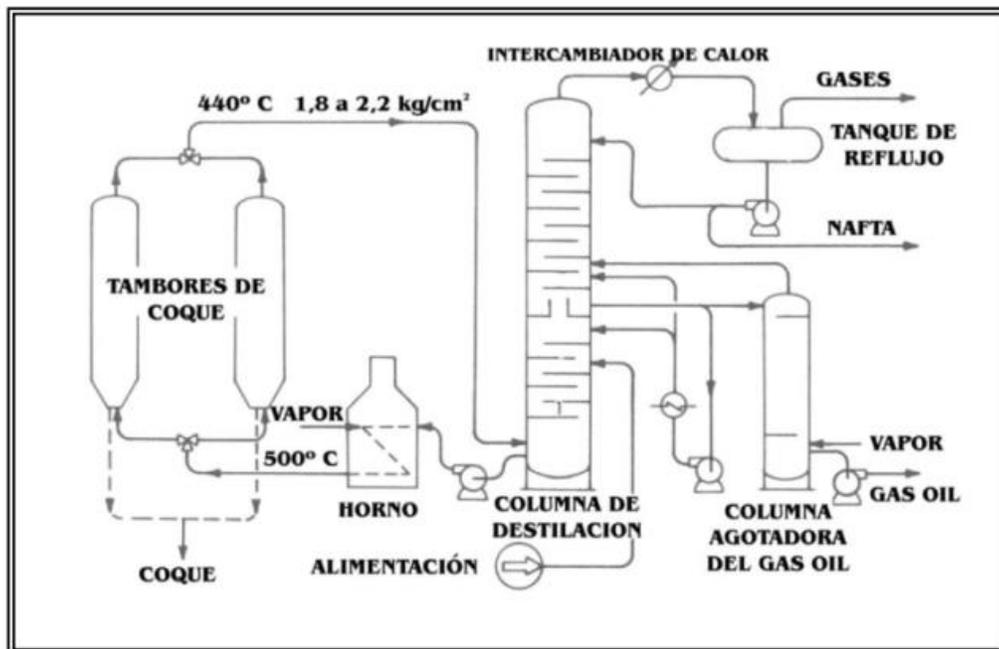


Figura 3. Proceso de coquización retardada

El tambor de coque esta normalmente en operación cerca de 24 horas antes de que se llene de coque poroso. El siguiente procedimiento es utilizado principalmente para la remoción de coque.

1. El coque que queda en el interior es enfriado con agua;

2. Una de las cabezas del tambor de coque es removida para permitir la perforación de una cavidad a través del centro del depósito.
3. Un dispositivo de corte hidráulico, el cual suele ser de múltiples inyecciones de agua a alta presión, es colocado y el coque pesado es removido del tanque.

Normalmente veinticuatro horas son requeridas para completar la operación de limpieza y preparar el tambor de coque para la siguiente operación.

II.4. Productos que se obtienen del proceso de coquización retardada.

Cuando existe una planta coquizadora en la refinería, ésta recibe residuos de vacío y mediante el proceso de coquización, se producen corrientes importantes de naftas y, en algunas ocasiones de diésel y gasóleos, lo que permite mejorar el rendimiento del crudo procesado. Por lo anterior se dice que la coquización es un proceso que lleva al “fondo de barril”.

De este proceso se obtiene un residuo sólido conocido como coque de petróleo, similar al carbón mineral, bajo en cenizas, pero con una alta concentración de azufre (entre 5% y 8% en peso, dependiendo del crudo procesado) y metales. El coque tiene un poder calorífico equivalente al 80% del de un residual líquido.

Las desventajas de este combustible es que concentra gran parte del azufre, de metales (sobre todo níquel y vanadio), así como otros compuestos indeseables en los combustibles limpios. Aunque tiene un alto poder calorífico para su empleo en la generación de energía eléctrica se requieren de tecnologías como la gasificación o el lecho fluidizado, que permitan eliminar las emisiones indeseables antes o durante el proceso de combustión. No es viable su quema en sistemas convencionales (generadores de vapor), ya que para retirar las emisiones de azufre de acuerdo a la normatividad nacional e internacional, se requerirán equipos de desulfuración de dimensiones extremadamente grandes, lo que haría incosteable el proceso.

Las propiedades del coque producidas y sus usos finales pueden variar, dependiendo de las propiedades de la alimentación a la unidad de coquización retardada y a las condiciones de operación empleadas. El coque producido por las coquizadoras es conocida como coque verde. El coque verde está compuesto principalmente de carbono pero también contiene del 10 al 15% de hidrocarburos volátiles, junto con otras impurezas, como son azufre, vanadio, níquel o nitrógeno. Si el coque verde cuenta con bajos niveles de impurezas, como son azufre y metales, puede ser adecuado para ser calcinado. El coque verde de mayor calidad es algunas veces conocido como de “calidad ánodo”. La calcinación involucra el calentamiento de coque verde para manejar la desaparición de compuestos volátiles y aumentar la conductividad eléctrica. El coque calcinado es utilizado en la fundición de aluminio, producción de dióxido de titanio, y para aumentar el contenido de carbono en la producción de metal y acero. El coque de petróleo que no es adecuado para la calcinación es utilizado como combustible en varias aplicaciones y es llamado como “grado combustible”. Su alto contenido de azufre frecuentemente limita su aplicación en la generación de energía. Su mayor consumo es en la industria del cemento.

El coque de petróleo puede ser en general clasificado dentro de dos categorías: coque tipo esponja y coque tipo aguja, dependiendo de las propiedades físicas como lo son textura, densidad, porosidad, resistencia eléctrica, y conductividad térmica.

El coque tipo esponja es de una calidad promedio del coque de petróleo producido principalmente en la alimentación de materia prima no aromática. La industria del aluminio es la que usa mayormente este tipo de coque, en la fabricación de ánodos. Aproximadamente 0.4-0.5 toneladas de ánodos son consumidos por cada tonelada de aluminio producido. Los ánodos son manufacturados por mezcla de coque de petróleo con brea. Las características del coque calcinado son las siguientes:

- Sulfuro. El coque de petróleo calcinado grado ánodo varía en el contenido de azufre entre 0.5 y 3%. Aunque los sulfuros en el coque de petróleo calcinado mejoran el rendimiento de ánodos porque inhibe las reacciones negativas de aire y dióxido de

carbono, el nivel de sulfuro admisible en el mayor de los casos es determinado por las regulaciones ambientales en las áreas donde las plantas están localizadas.

- Metales. Los metales son contaminantes con un impacto negativo sobre la pureza de aluminio y otros productos elaborados. El vanadio promueve la reacción con aire e impide la conductividad del aluminio producido. El calcio y sodio tienen un significativo impacto negativo sobre la reactividad con aire y dióxido de carbono.
- Densidad. La aparente y mayor densidad son variables que determinan la densidad del ánodo construido. Estos son parámetros importantes para la cantidad de brea usada como aglutinante de coque durante la construcción de ánodos. Altos valores en densidad son deseables.
- Reactividad de aire y dióxido de carbono. A una temperatura operativa del ánodo de aproximadamente 982 °C, el carbón reacciona y es consumido por el aire caliente generado alrededor del ánodo y el dióxido de carbono es generado como parte del proceso. Valores del 10% y 0.1% por minuto de aire y reactividad de dióxido de carbono son típicas.
- Tamaño de partícula. En general, el coque calcinado necesita tener de 30 a 35% de partículas más grandes, de ¼ de pulgada para producir un adecuado agregado requerido para la producción de ánodos.

El coque tipo aguja es utilizado en la manufactura de barras de grafito de largos diámetros para electrodos de hornos de ultra alto poder. El material utilizado debe ser de alta densidad, baja resistividad, alta fuerza y muy bajo coeficiente de expansión térmica.

Este material es producido a partir de alimentaciones aromáticas a la unidad de coque. También, la alimentación debe ser muy baja en azufre, metales, y asfaltenos. Las condiciones de operación para el coque tipo aguja requieren altas temperaturas en los tambores de coque, lo cual disminuye el coeficiente de expansión térmica del coque producido. Sin embargo, incrementa la velocidad de ensuciamiento del horno y el tiempo de corte del coque, ya que el coque producido es más duro.

Las refinerías mexicanas han ido disminuyendo su producción de combustóleo con el uso de las coquizadoras en las refinerías de Madero y Cadereyta, para así aumentar el rendimiento de crudo procesado, por lo que actualmente también se está reconfigurando la refinería de Tula. En el año 2006 se produjeron 4,473 Toneladas por día (TPD) de coque en las refinerías de Madero y Cadereyta. PEMEX estima que para el año 2016 se deberán estar produciendo en sus refinerías 29,726 TPD de coque de petróleo. Esta cantidad de coque es equivalente a la que actualmente producen las refinerías del estado de Texas en los Estados Unidos. Y aunque hay producciones semejantes de coque en instalaciones petroleras de los estados de California y Louisiana, hay que destacar que gran parte de esta producción no es consumida en la industria

Debido a la cantidad de coque que se producirá en México en el mediano plazo, así como el coque no utilizado por nuestro vecino del norte en estados cercanos a nuestras fronteras, podemos determinar que éste es una alternativa para la generación eléctrica. [29]

Los rendimientos de los productos que se obtienen de la planta coquizadora de manera bibliográfica son las siguientes:

Tabla 2.2. Rendimientos típicos del crudo procesado en plantas de coquización retardada. [30]

Productos	Rendimientos típicos (% peso)
Gas seco	10.5
Nafta	21.4
Gasóleo	33.0
Coque	35.1

CAPÍTULO III.

BASE DE DATOS PARA LA EVALUACIÓN DE COQUIZACIÓN RETARDADA.

La evaluación del proceso de coquización retardada se ha llevado a cabo para dos de las seis refinerías de la República Mexicana las cuales están ubicadas en el norte del país.

Las refinerías evaluadas son:

- Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa, ubicada en Cadereyta, Nuevo León.
- Refinería Francisco I. Madero, ubicada en Ciudad Madero, Tamaulipas.

Éstas han sido seleccionadas debido a que cuentan con plantas de coquización retardada, en las que se estudian los rendimientos a productos, los paros de limpieza y las condiciones de operación de la torre fraccionadora (presión, temperatura y composición), calentadores y tambores de coque (presión y temperatura).

Es importante saber cuáles son las variables de proceso a estudiar, es por ello que en este capítulo se explica el método que se ha aplicado, así como las condiciones de la temperatura, presión y relación de producción teóricos que debe tener la planta.

Los datos de las condiciones que se obtienen de la torre fraccionadora, tambores de coque, hornos de coquizadora, intercambiadores de calor y equipos auxiliares son los que permiten llegar a tener el rendimiento de los productos que se obtienen, así como graficar los datos para saber el comportamiento que han tenido a lo largo de cuatro años. El estudio se lleva a cabo para los años 2011 a 2014 y posteriormente se comparan los resultados entre las dos refinerías con los datos de diseño proporcionados, con el fin de observar los factores que afectan el funcionamiento para la obtención de rendimientos sugeridos en ambas plantas, lo que permitirá hacer las probables mejoras para las dos refinerías con respecto a los resultados obtenidos.

III.1 Parámetros a evaluar en el proceso de coquización retardada.

Para evaluar el proceso de coquización retardada deben de obtenerse las condiciones de temperatura, presión y flujos que existen a lo largo de la planta por medio de Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI) que con ayuda de un software interno adquirido por PEMEX para dicho fin, otorga un historial de datos de los distintos controladores y/o indicadores instalados en los equipos y tuberías, y así calcular los rendimientos de los productos que se obtienen directamente del proceso de la planta y algunos subproductos que se utilizan en otras plantas o secciones de las refinerías.

Si bien los parámetros a evaluar durante el proceso son tres condiciones, es importante saber cuál es la forma correcta de operar las plantas para lograr un mejor rendimiento en los productos obtenidos de la misma y que ésta sea justificable para expandirse como la mejor alternativa de refinación o fraccionamiento de crudos pesados para futuras construcciones y operaciones en otras refinerías en las que no existe este tipo de tecnología.

- **Temperatura**

La temperatura se utiliza para controlar el material combustible volátil (MCV) contenido en el producto de coque. La tendencia normal es producir coque con un rango de MCV entre 6.0 y 8.0% peso. Esto resulta en un coque más duro y, si la estructura y los niveles de impureza son aceptables, en un coque de grado aluminio más deseable. A presión y relación de recirculación constante el rendimiento de coque disminuye mientras que la temperatura del tambor aumenta. Debido a que la coquización retardada es una reacción endotérmica, el calentador suministra todo el calor necesario para propiciar la reacción en la coquizadora. Si la temperatura es muy baja, la reacción en la coquizadora no procede muy lejos y ocurrirá la formación de coque suave o alquitrán. Cuando la temperatura es muy alta, el coque formado es generalmente muy duro y es difícil de remover del tambor de coque con equipo de decoquización hidráulico. También a altas temperaturas aumenta el potencial de coquización en los tubos del calentador y/o la línea de transferencia.

Entonces, la temperatura de salida del calentador debe mantenerse dentro de los límites. Aunque existe un incentivo para aumentar la temperatura del tambor de coque para compensar la pérdida en rendimiento líquido asociado con la tendencia de las alimentaciones más pesadas, a veces hay muy poca libertad disponible para realizarlo.

- **Presión**

A la temperatura y relación de recirculación constante, el efecto del aumento de presión es retener más hidrocarburos pesados en el tambor de coque. Esto aumenta el rendimiento de coque e incrementa un poco el rendimiento de gas mientras que disminuye el pentano y el rendimiento de productos líquidos pesados.

La tendencia en el diseño de las coquizadoras retardadas, que maximizan el rendimiento de productos líquidos limpios, es diseñar para presiones de operaciones marginalmente más bajas. Esta tendencia es el resultado de un estudio detallado de las condiciones que afectan los márgenes de ganancia en refinación. El uso de una alimentación más pesada que produce coque de grado combustible tiene un valor de mercado de 15 a 30 del correspondiente al coque grado aluminio orienta la economía del diseño a un rendimiento de coque mínimo absoluto, aun cuando ello resulta en un incremento de gastos para la capacidad de manejo de vapores. Como resultado, las unidades están diseñadas actualmente a presión de tambor de coque tan bajas como 15 psig.

Estas tendencias para operar a baja presión aplican a la mayor parte de las operaciones normales pero no aplica al caso especial de producción de coque tipo aguja. Para la producción de coque tipo aguja se requerirá una presión tan alta como 150 psig.

- **Relación de producción.**

La relación de recirculación tiene el mismo efecto general que la presión en la distribución de producto, por ejemplo, mientras la relación de recirculación se incrementa, los rendimientos de gas y de coque aumentan mientras que el pentano y el rendimiento del líquido pesado disminuyen. La relación de recirculación se usa principalmente para

controlar el punto final del gasóleo de coquización. Los mismos principios económicos que obligan a la operación de coquización a disminuir las presiones de operación también se presentan en el trabajo en las relaciones de recirculación. Se han reportado operaciones de la unidad con relaciones de recirculación de menos de tres por ciento. En general, una refinería opera a tan baja relación de recirculación como la calidad de producto y la operación de la unidad lo permita.

III.2 Control de los equipos durante el proceso

La importancia de tomar las condiciones de temperatura, presión y flujos en el proceso es fundamental para calcular los rendimientos de los productos que se obtienen. Sin embargo esto no puede cumplirse satisfactoriamente si es que en las dos secciones en las que se divide la planta de coquización retardada, no se lleva un buen control del proceso en cada uno de los equipos involucrados.

El control de los equipos durante el proceso se analiza por dos secciones:

- 1) Sección de la planta coquizadora.
- 2) Sección de la planta de gas.

Sección de la planta coquizadora.

- **Calentadores de coquizadora.**

El calentador de coquizadora 1 y el calentador de coquizadora 2 suministran el calor necesario de reacción para el proceso endotérmico de coquización. Cada calentador tiene cuatro pasos de proceso, que de manera individual están controlados por flujo a la entrada. Estos pasos deben tener velocidades de flujo iguales.

Vapor de alta presión puede inyectarse en cada paso a la entrada del calentador, en la sección de cruce, y en la sección de radiación para ajustar la velocidad de la carga del calentador, controlando así el tiempo de residencia. Se debe apagar a las cantidades de inyección recomendadas, debido a que el vapor excesivo puede resultar en una caída de

presión intolerable en el calentador. Una inyección excesiva en la entrada del calentador resultaría en una caída de presión mayor en los serpentines que una inyección excesiva en la sección de radiación o en el cruce. Sin embargo, las cantidades aumentadas deben utilizarse durante el arranque, operación a baja capacidad y paro para evitar la coquización en los tubos del calentador.

Un incremento en la caída de presión del calentador sin un aumento correspondiente en la temperatura de salida es una indicación del incremento de coque en los tubos. En este punto, los tubos del calentador deben ser descostrados en línea utilizando vapor de alta presión, o decoquizados con vapor-aire.

A mayor temperatura de salida del calentador, menor será el rendimiento de coque y mayor el rendimiento de líquido. A menor temperatura de salida del calentador, el rendimiento de coque será mayor y menor el rendimiento de líquido. Cuando el depósito de coque en los tubos del calentador reduce la temperatura de salida, los tubos deben ser descostrados en línea o decoquizados con vapor-aire para lograr rendimientos óptimos. La temperatura de salida del calentador se controla por medio del ajuste del flujo de gas combustible al calentador.

- **Tambores de coque.**

La coquización retardada es un proceso térmico por el cual las moléculas grandes de aceite se desintegran a través del calor y se convierten en moléculas más pequeñas y en coque a temperatura de ebullición. La velocidad a la que la coquización térmica ocurre se regula por medio del tiempo de residencia, la temperatura, y las características de la alimentación.

Se proporciona una corriente de apagado de rebombeo de Gasóleo Pesado de Coquizadora (GOPC) en cada salida del domo de los tambores de coque para proporcionar un efecto de lavado y para retardar la deposición de coque.

La temperatura del tambor de coque se controla indirectamente ajustando la temperatura de salida del calentador. A mayor temperatura, menor material combustible volátil (MCV) y menor índice de Triturabilidad Hardgrove (ITH), haciendo más duro el coque y más difícil de quitarlo del tambor de coque con el equipo de corte. A muy baja temperatura, la reacción de coquización no llega lo suficientemente lejos y se produce coque blando o alquitrán con alta MCV e ITH.

Hay una inyección de apagado de aceite en la salida de vapor de cada tambor de coque a temperatura controlada. Debido a la pérdida de presión por el flujo en la línea del domo del tambor de coque a la fraccionadora, se vaporiza algo del líquido presente. Si se permitiera a la línea operar seca, la deposición de coque se aceleraría y la línea podría quedar parcialmente tapada. La línea de aceite de apagado está prevista para mantener la corriente húmeda y lavar las partículas de coque formadas.

Los tambores de coque se contra presionan desde el compresor de gas de coquizadora, localizado en la Sección de Gas de Coquizadora. La presión del sistema se mantiene a través de la velocidad del compresor. Un incremento en la presión, aumenta el rendimiento de coque y disminuye el rendimiento de líquido. Una disminución en la presión causará el efecto opuesto.

Antes de cambiar los tambores de coque, el GOPC debe acumularse en la tina de extracción total de la Fraccionadora de la Coquizadora. Esta acumulación compensa por un flujo reducido al domo de la Fraccionadora de Coquizadora del tambor de coque frío recientemente cambiado. El nivel de GOPC en la tina de extracción debe ajustarse conforme se calienta el tambor de coque y produce vapores al domo.

Hay cuatro detectores de nivel nucleares que se utilizan para calcular la velocidad de deposición de coque, permitiendo que el tambor de coque se cambie al nivel máximo de coque. Tres de los detectores están calibrados para avisar cuando hay agua, coque o espuma presentes a ese nivel. El nivel máximo de coque debe estar a la tercera sonda del fondo. Un cambio de tambor de coque en este punto no causa una sobre espuma. Sin

embargo, si el tambor de coque está lleno arriba de la sonda superior hay la posibilidad de sobre espumación.

Un sistema antiespumante permite lecturas de nivel de coque más exactas en los tambores de coque durante su llenado. Una línea de inyección de antiespumante se suministra en la parte superior del tambor de coque. La inyección antiespumante debe comenzar cuando el nivel de espuma alcance el indicador de nivel de fondo. El sistema antiespumante se usa como se necesite.

- **Fraccionadora de la Coquizadora.**

Una vez que se establece un flujo de carga constante y una temperatura del domo del tambor de coque constantes, los parámetros de la corriente de la Fraccionadora de la Coquizadora pueden ajustarse. Cuando se cambia una condición de operación, se debe tener en cuenta que afectará todas las corrientes extraídas bajas en la torre. Si las características de estas corrientes bajas permanecen sin cambio, se deben realizar ajustes de compensación.

Por ejemplo, para incrementar los puntos finales de ebullición de la nafta de coquizadora, Gasóleo Ligero de Coquizadora (GOLC) y Gasóleo Pesado de Coquizadora (GOPC), debe aumentarse la temperatura del domo, incrementar la extracción de GOLC y disminuir el flujo de aceite de lavado (por consiguiente se debe incrementar la temperatura del vapor a la tina de extracción total). Pero para disminuir el punto final de ebullición de los mismos productos descritos es necesario reducir la temperatura del domo, disminuir la extracción de GOLC e incrementar el flujo de aceite de lavado (por lo tanto debe disminuirse la temperatura del vapor a la línea de extracción total).

Una vez que todas las corrientes cumplan con las especificaciones y la Fraccionadora de la Coquizadora está en equilibrio, las características de corriente se pueden cambiar a través de los procedimientos anteriormente citados.

Un cambio inverso en los procedimientos mencionados causa un cambio contrario en las características de la corriente. Al aumentar la recirculación a temperatura y presión constantes aumentará la producción de coque y gas a expensas del rendimiento de hidrocarburos líquidos. La recirculación se utiliza en primer lugar para controlar el punto final del gasóleo pesado de la coquizadora.

El vapor de agotamiento se genera en el Calentador de coque después de tomarse del cabezal de media presión y pasarse a través de un serpentín de sobrecalentamiento dedicado.

La carga del rebombeo de GOPC se controla manteniendo la temperatura, el flujo y retorno. Al variar la carga de rebombeo la cantidad de reflujo interno puede ajustarse y por lo tanto cambiar el fraccionamiento entre los productos inmediatamente arriba de la zona de rebombeo.

La carga del rebombeo de GOPC debe establecerse para maximizar el calor recuperable pero cumplir aun con las especificaciones de producto. En la coquizadora, parte de la carga de diseño del rebombeo de GOPC está asignada al Generador de Vapor de Rebombeo de GOPC. Esto permite el ajuste de carga sin afectar la recuperación de calor contra las otras corrientes de proceso. Lo anterior es importante debido a que los requerimientos de carga de rebombeo usualmente se reducen de manera temporal durante el precalentamiento de tambor de coque y después de su cambio.

El flujo de generación de vapor y la carga del Generador de Vapor de Rebombeo de GOPC puede controlarse al desviar (bypasear) una porción del rebombeo. Para este propósito se proporciona una válvula de tres vías.

- **Sistema de Purga de la Coquizadora.**

La variable principal en el sistema de purga es la temperatura. Cuando la temperatura de las colas de parafina y del vapor de apagado de los tambores de coque es de 191°C y en disminución, el flujo se dirige al condensador de domos de purga. El tambor de la

coquizadora se desvía (bypasea) para reducir la acumulación de agua en la torre. Cuando la temperatura de las colas de parafina y el vapor es de 177°C y en aumento, el flujo se dirige al tambor de purga de la coquizadora. Estas acciones se realizan de manera automática a través de las válvulas de mariposa activadas por temperatura.

- **Sistema de Condensado de Coque**

La única variable en el sistema de condensado de coque es el tiempo de calentamiento para el tambor de coque. A calentamiento más rápido, el tanque de condensado se vacía más rápido. El tiempo de calentamiento es aproximadamente de 4 horas con base en el ciclo del tambor de coque.

El sistema de condensado de coque está diseñado para enviar condensado de coque al tambor de purga de la coquizadora al comienzo del período de calentamiento del tambor de coque cuando el condensado contiene algo de agua. Cuando la temperatura del condensado alcanza los 243°C, el condensado debe enviarse a la fraccionadora de la coquizadora.

El cambio se realiza con válvulas manuales en la descarga de la bomba de condensado de coque. También es necesario volver a enviar los flujos de retorno de vapor al tanque de condensado de coque a través de las líneas de balance correctas.

Sección de la Planta del Gas.

- **Depropanizadora del Absorbedor.**

Se requiere la compresión del vapor de domos de la coquizadora para operar la Planta de Gas a alta presión para que se puedan separar los hidrocarburos ligeros. Un absorbedor trabaja poniendo en contacto una corriente de vapor ascendente con aceite pobre pesado de nafta de recirculación para absorber los componentes de butano y los más pesados. Los propanos y componentes más ligeros son agotados de la corriente líquida por calor suministrado por un rehervidor.

Las funciones de esta columna se pueden establecer como:

- Recuperación de butanos como producto líquido.
- Remoción de propanos a un nivel tal en el que el producto final de butano cumple con la especificación.

La configuración de esta columna es poco usual para una aplicación de destilación. Normalmente, el líquido que fluye hacia abajo por la sección de rectificación de la columna (reflujo) se forma por la condensación de algo de vapor que sale por la parte superior de la columna.

En esta aplicación, en donde el vapor del producto es gas de la coquizadora (propanos y más ligeros), es poco práctico. Alguna combinación de baja temperatura y alta presión se requeriría para enfriar el gas de producto de la coquizadora a su punto de rocío. La baja temperatura requeriría secado de la alimentación para evitar la congelación, y una unidad de refrigeración grande. La alta presión resultaría en fondos de alta temperatura y, por lo tanto, ensuciamiento del rehervidor intolerable. La operación también se acercaría a condiciones críticas en los fondos del agotador.

La solución que por lo general se ha adoptado para este problema es utilizar un aceite de absorción externo en lugar de un arreglo de reflujo convencional. El aceite de absorción que normalmente se usa es la corriente neta de nafta no estabilizada del tanque de domos de la fraccionadora de la coquizadora, complementada por nafta estabilizada de recirculación de la debutanizadora.

La sección baja de la torre es una sección convencional de agotamiento, con una corriente de vapor generado por un rehervidor.

En operación normal, la recuperación de butanos se varia al cambiar la cantidad de los fondos de la debutanizadora que se recircula como aceite absorbedor. Un incremento en la recuperación de butano requiere un incremento en el aceite pobre de recirculación. Se debe reconocer que un incremento en el flujo de aceite pobre de recirculación resulta en

un incremento en los requerimientos de calor para el rehervidor del absorbedor y para el rehervidor de la debutanizadora.

Este requerimiento de calor incrementado se convierte directamente en un incremento en el costo de operación, que puede compararse con el valor correspondiente del producto butano incrementado. Por lo tanto, se puede determinar una recuperación óptima de butano.

Cambios drásticos a cualquiera de las variables de proceso listadas a continuación afectarán directamente la recuperación de butanos.

Presión de Operación de la Depropanizadora del Absorbedor.

La selección del nivel de presión en la sección del absorbedor se escoge después de una evaluación económica, considerando tales factores como requerimientos de flujo de aceite pobre y tamaño del compresor, para lograr una absorción óptima del butano y material más pesado en el aceite pobre. Al incrementar la presión de operación del absorbedor aumentará la recuperación de butano y más pesados, pero sólo debe considerarse después de que un incremento en el flujo de aceite pobre falta en recuperar el butano y producto más pesado esperados. Las variaciones normales de presión en la unidad causarán grandes cambios.

Flujo y Temperatura de Aceite Pobre.

El flujo de aceite pobre que va al plato superior del absorbedor está formado por nafta no estabilizada del Tanque de Domos de la Fraccionadora y de nafta estabilizada de recirculación de la Debutanizadora.

La forma tradicional de lograr las especificaciones del butano recuperado de la depropanizadora del absorbedor de las plantas de gas es ajustar la cantidad de recirculación de la nafta estabilizada o “el aceite pobre de recirculación”. La nafta absorbe los butanos en el Agotador de Absorbedor y los lleva a la Debutanizadora. Al incrementar

el flujo de aceite pobre a la Depropanizadora del Absorbedor directamente aumentará la recuperación de butanos.

Se puede requerir un ajuste al flujo de aceite pobre cada vez que cambia la cantidad de butanos en la alimentación. La temperatura del aceite pobre también afecta la absorción en el Agotador del Absorbedor y debe enfriarse a la temperatura más baja posible como lo permita el medio de enfriamiento utilizado. La temperatura del aceite pobre debe ser de 43°C para una operación efectiva.

Carga Térmica del Rehervidor de la Depropanizadora del Absorbedor.

En el Agotador del Absorbedor, los propanos y los componentes más ligeros se agotan de la alimentación líquida por el suministro de calor del Rehervidor de la Depropanizadora. Por lo tanto, la composición de los fondos del agotador puede controlarse por variación de la carga térmica suministrada por el rehervidor. Si la carga total del rehervidor es muy alta, también se extraerán los butanos del líquido y se reducirá la recuperación. Si la carga del rehervidor es muy baja, no se agotará suficiente propano para cumplir con las especificaciones de propanos y más ligeros para el producto butano.

- **Absorbedor de esponja.**

El absorbedor de esponja reduce las pérdidas de naftas al sistema de gas combustible y proporciona un incremento en la recuperación de butanos.

El vapor de la Depropanizadora del Absorbedor contiene la mayor parte de propano y componentes más ligeros en la alimentación más una cola de butano y material más pesado. Se proporciona el absorbedor de esponja para recuperar la mayor parte de las colas pesadas y en menor grado, los butanos que permanecen en el vapor. El absorbedor de esponja opera bajo los mismos principios que la Depropanizadora del Absorbedor usando GOLC no agotado como “aceite esponja” para absorber el material pesado contenido en el vapor al igual que los butanos. La velocidad de absorción está relacionada directamente al flujo de aceite esponja y a la temperatura.

Al incrementar el flujo de aceite esponja aumentará la absorción y la temperatura debe estar lo más fría posible ya que las bajas temperaturas también favorecen la absorción. La temperatura de aceite esponja debe ser de 41.7°C para una operación adecuada.

- **Debutanizadora**

Esta fraccionadora es una aplicación de destilación relativamente estándar, en la que una sola alimentación (fondos de la depropanizadora del absorbedor) se separa en una corriente de butano y nafta de rango completo.

Cada uno de estos productos necesita cumplir con una especificación de pureza. El contenido de pentanos del producto de domos se debe reducir a tal nivel que el producto final de butano cumpla con la especificación de pureza. El contenido de butano de nafta de rango total se reduce a cierto nivel para que el producto de nafta cumpla con la especificación de pureza.

Estas dos partes se controlan de manera simultánea mediante dos controladores independientes, un controlador de flujo que opera sobre el reflujo y un controlador de flujo reposicionado por temperatura en la entrada de calor al rehervidor.

Si el contenido de butanos del producto de Nafta de coquizadora es más alto que la especificación, la carga térmica del rehervidor de la Debutanizadora debe incrementarse para reducir la cantidad de estos componentes en los fondos.

Si el contenido de pentano del producto de domos de butanos es muy alto, el reflujo de regreso a la torre debe aumentarse. El incrementar el flujo del reflujo disminuirá la cantidad de pentano y, material más pesado en el domo.

Mientras se hacen estos ajustes, se debe tener cuidado para evitar “inundación” en la torre. La inundación ocurre cuando el tráfico de vapor y/o líquido dentro de la torre aumenta hasta el punto en el que excede la capacidad de la torre. Esto usualmente resultará en un incremento en la caída de presión en la torre y una disminución en la eficiencia de separación.

- **Contactador de amina de butano.**

La función del contactador de amina de butano es eliminar el ácido sulfhídrico del producto butano.

La corriente de amina pobre a la torre es a flujo controlado. El contenido de ácido sulfhídrico del producto de butano que sale del contactador es una función de la concentración de amina pobre, flujo, contenido de gas ácido residual, temperatura, y en menor grado, el nivel de interfase.

El incrementar el flujo de circulación de amina pobre reducirá el contenido de ácido sulfhídrico del producto de butano a tratamiento.

- **Lavadora de amina de gas de producto de la coquizadora.**

La función de esta unidad es quitar el ácido sulfhídrico del gas combustible amargo al ponerlo en contacto con una solución acuosa de amina. Las observaciones sobre la operación de contactador de amina de butano son válidas también para esta unidad. Es importante que la amina pobre que entra por la parte superior de la lavadora esté por lo menos a -12.2°C (y de preferencia a -9.4°C) más caliente que el gas que entra en la columna ya que la condensación de los hidrocarburos pesados en la solución de amina resulta en espumación y un desempeño pobre.

La absorción de ácido sulfhídrico y dióxido de carbono en amina es exotérmica y el calor de reacción se elimina en la corriente de amina rica que deja el fondo de la columna.

Si el flujo de amina se reduce, la temperatura en la parte superior de la columna aumenta y la presión parcial de equilibrio de los componentes del gas ácido sobre la amina pobre se incrementa. En consecuencia, las especificaciones para estos componentes del domo se excederán.

Por otro lado, si el flujo de amina se incrementa de manera excesiva, la columna puede sobrecargarse hasta una condición conocida como “inundación”. Esto provocaría un

menor desempeño y llevaría a niveles excesivos de componentes de gas ácidos en el gas de domo.

III.3 Comportamiento en el ciclo de operación del proceso en las Refinerías Francisco I. Madero y Héctor R. Lara Sosa.

Anteriormente se han observado y estudiado todos los aspectos que deben evaluarse para conocer si el proceso presenta las condiciones óptimas que permitan la obtención de los productos y/o subproductos deseados: temperatura, presión y la relación de producción. Así mismo se han descrito los diferentes aspectos en el cual pueden encontrarse cada uno de los equipos involucrados en el proceso.

A continuación se realiza el estudio o evaluación del proceso de las plantas de coquización retardada en las refinerías Francisco I. Madero y Héctor R. Lara Sosa, cuyos datos se han adquirido de un sistema computacional propiedad de PEMEX, con el fin de obtener los historiales de las condiciones evaluadas en cuatro años (2011-2014) en las dos secciones de la planta de coquización: Sección de la Planta Coquizadora y la Sección de la Planta de Gas.

Los datos que se obtienen de cada una de las refinerías para la evaluación del proceso de coquización retardada son los siguientes:

- Flujo de alimentación fresca a la Torre Fraccionadora.
- En la Torre Fraccionadora: Presión y temperatura de domo, temperatura del gasóleo pesado y ligero que salen de la Torre, flujo y temperatura de Pump Around (PA), temperatura de los vapores de hidrocarburos que entran a la Torre, temperatura y presión del fondo de la Torre, temperatura y flujo del reflujo.
- De la Torre Debutanizadora se obtienen: Temperaturas del domo y fondo, presión del domo y reflujo de la Torre.
- Los flujos de salida de: Gas seco combustible, butano, nafta, mezcla de gasóleos, gasóleo ligero, gasóleo pesado y desfogue.

- El flujo hacia la Fraccionadora Coquizadora.
- De cada uno de los pasos del calentador se obtienen: Flujo de carga, flujo de vapor, presión de entrada y temperatura de salida.
- De los tambores de coque se obtienen: Presión y temperatura del domo y fondo de cada uno de los tambores.

Con la información obtenida se realizan los gráficos que permiten ver el comportamiento y así evaluar el proceso.

Los rendimientos para las operaciones convencionales de coquización retardada, pueden calcularse a partir de las ecuaciones propuestas por Gary y Handwerk. [31]

1. Un conjunto generalizado en el que los rendimientos de coque y de gas se calculan sobre la base del contenido real de carbón Conradson del alimento al coquizador.

$$\text{Rendimiento coque (\% peso)} = 1.6 \times CCR$$

$$\text{Rendimiento gas (\% peso)} = 7.8 + 0.144 \times CCR$$

$$\text{Rendimiento nafta (\% peso)} = 11.29 + 0.343 \times CCR$$

$$\text{Rendimiento gasóleo (\% peso)} = 100 - \% \text{ peso coque} - \% \text{ peso gas} - \% \text{ peso nafta}$$

Estas correlaciones de rendimiento son correctas para las siguientes condiciones:

- a) Presión del tambor de coque de 35 o 45 psig
 - b) El alimento es el residuo directo
 - c) Punto final del gasóleo de 468 a 496°C
 - d) Punto final de la gasolina 204°C
 - e) Utilizar el carbón Conradson real cuando esté disponible.
2. Rendimientos para la coquización retardada de residuos de crudos característicos del Este de Texas

$$\text{Rendimiento coque (\% peso)} = 45.76 - 1.78(^{\circ}API)$$

$$\text{Rendimiento gas (\% peso)} = 11.92 - 0.16(^{\circ}API)$$

$$\text{Rendimiento nafta (\% peso)} = 20.5 - 0.36(^{\circ}API)$$

$$\text{Rendimiento gasóleo (\% peso)} = 21.82 + 2.30(^{\circ}\text{API})$$

3. Rendimientos para la coquización de residuos de crudo de Wilmington, California.

$$\text{Rendimiento coque (\% peso)} = 39.68 - 1.60(^{\circ}\text{API})$$

$$\text{Rendimiento gas (\% peso)} = 11.27 - 0.14(^{\circ}\text{API})$$

$$\text{Rendimiento nafta (\% peso)} = 20.5 - 0.36(^{\circ}\text{API})$$

$$\text{Rendimiento gasóleo (\% peso)} = 28.55 + 2.10(^{\circ}\text{API})$$

Estos datos sobre rendimientos se han desarrollado a partir de datos de plantas de operación reales y de datos de planta piloto. Los valores calculados a partir de estas ecuaciones son lo suficientemente precisos para estudios preliminares de evaluación económica; sin embargo, para el diseño de una unidad específica de coquización los rendimientos deben determinarse mediante operación en planta piloto. En todos los casos, los porcentajes en peso dados, se basan en el alimento nuevo neto a la unidad de coquización y se limitan a materias primas que poseen densidades inferiores a 18° API. Los rendimientos mostrados variarán significativamente si el alimento del coquizador deriva de otras materias que no sean las de los residuos del primer destilado de crudo.

Los valores numéricos en las ecuaciones no poseen un alto grado de precisión, pero se incluyen con el propósito de establecer un balance en pesos completo. [32]

Los rendimientos de coquización retardada reales, se obtienen a partir de las toneladas por día (TPD) de cada uno de los productos y de la carga del residuo de vacío que entra en la planta coquizadora. Los valores de diseño con los que se realiza un comparativo y una conclusión con base a lo obtenido durante la operación de este proceso en ambas refinerías, se representan en la Tabla 3.1

Tabla 3.1 Rendimientos de diseño de los productos de coquización retardada

Rendimientos de productos de coquización retardada	Bases de diseño*
Rendimientos de coque (% peso)	30
Rendimientos de nafta (% peso)	9.06
Rendimientos de gasóleo ligero (% peso)	21.94
Rendimientos de gasóleo pesado (% peso)	30.40
Rendimiento de gas (% peso)	8.02
Rendimiento de butanos (% peso)	0.58

***Datos proporcionados por Pemex-Refinación**

III.3.1 Evaluación del proceso en la Refinería Francisco I. Madero

1. Predicción de rendimientos de productos de coquizadora

La predicción de los rendimientos de la Refinería Francisco I. Madero se obtiene a partir del Carbón Conradson (CCR) de los residuos de vacío que se tienen en la entrada de la sección de la planta de coquización retardada. En la Tabla 3.2 se enlistan los resultados obtenidos con las ecuaciones propuestas por Gary y Handwerk.

Tabla 3.2 Predicción de rendimientos de productos de coquizadora en RFIM.

Producto	Resultados (% peso)	Observaciones
Coque	34-42	El valor promedio de este rango es mayor al referido en las bases de diseño
Gas	11-11.8	El resultado es mayor a comparación del valor de 8.02% peso de diseño.
Nafta	19-20.5	El valor de nafta de coquizadora de diseño es menor a lo marcado por las ecuaciones de Gary y Handwerk.
Gasóleos	26-34	El valor de gasóleos obtenido por medio de las ecuaciones de predicción de rendimientos es mucho menor a lo marcado por el diseño, tomando en cuenta que la mezcla de gasóleos real debe ser aproximadamente del 50% peso.

2. Rendimientos obtenidos con los datos reales del proceso de la planta

Los rendimientos obtenidos con los datos reales del proceso de la planta, se deben al historial de datos registrados del programa computacional de PEMEX (PI), que exporta los valores de las etiquetas o “tags” identificadas en los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI) del proceso. Estos rendimientos se obtienen con los flujos de los productos del proceso y el flujo de la carga total que entra a la planta, estos dos valores son obtenidos en barriles por día (BPD) y deben ser transformados a toneladas por día (TPD).

$$\text{Rendimiento coque (\% peso)} = \frac{\text{Producción de coque (TPD)}}{\text{Carga total alimentada (TPD)}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento naftas (\% peso)} = \frac{\text{Producción de nafta (TPD)}}{\text{Carga total alimentada (TPD)}} \times 100$$

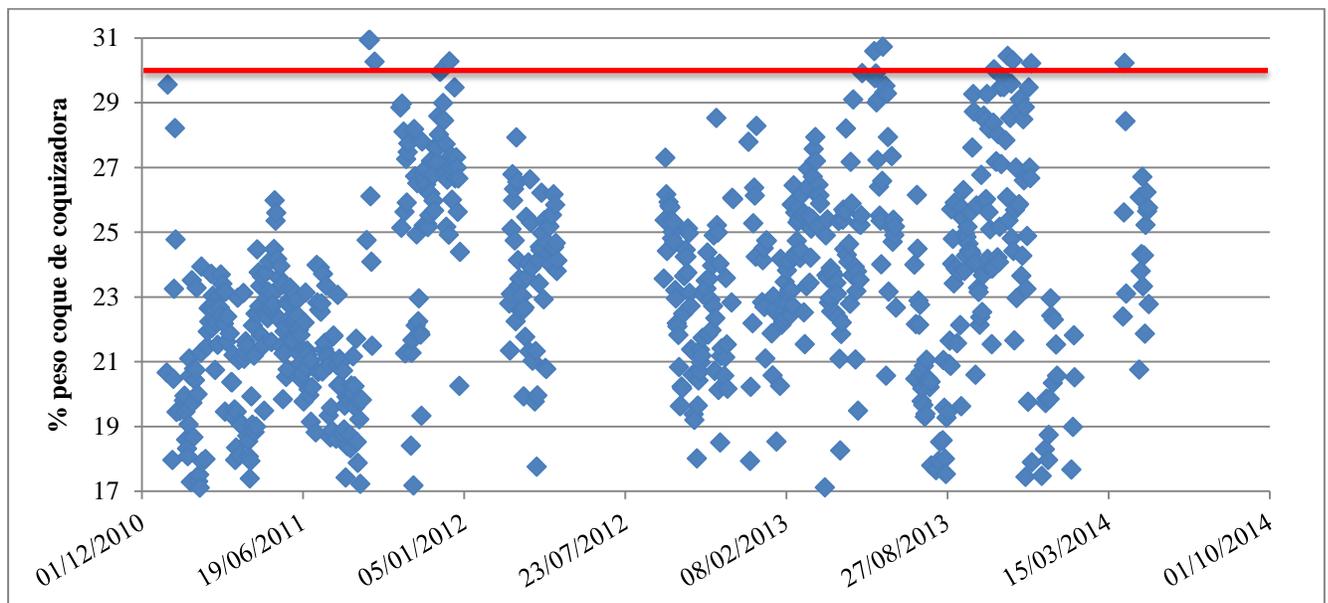
Evaluación del proceso en plantas de coquización retardada en las refinerías del norte del país.

$$\text{Rendimiento gas seco (\% peso)} = \frac{\text{Producción de gas seco (TPD)}}{\text{Carga total alimentada (TPD)}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento butanos (\% peso)} = \frac{\text{Producción de butanos (TPD)}}{\text{Carga total alimentada (TPD)}} \times 100$$

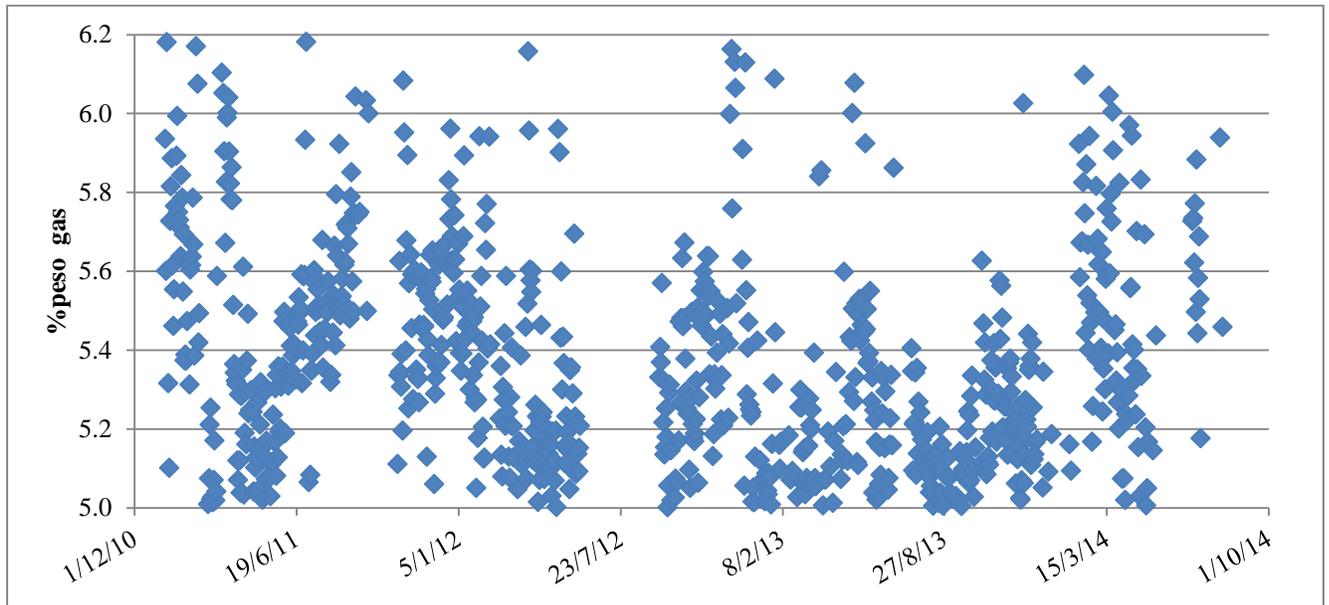
$$\text{Rendimiento gasóleos ligeros (\% peso)} = \frac{\text{Producción gasóleos ligeros (TPD)}}{\text{Carga total alimentada (TPD)}} \times 100$$

$$\text{Rendimiento gasóleos pesados (\% peso)} = \frac{\text{Producción gasóleos pesados (TPD)}}{\text{Carga total alimentada (TPD)}} \times 100$$



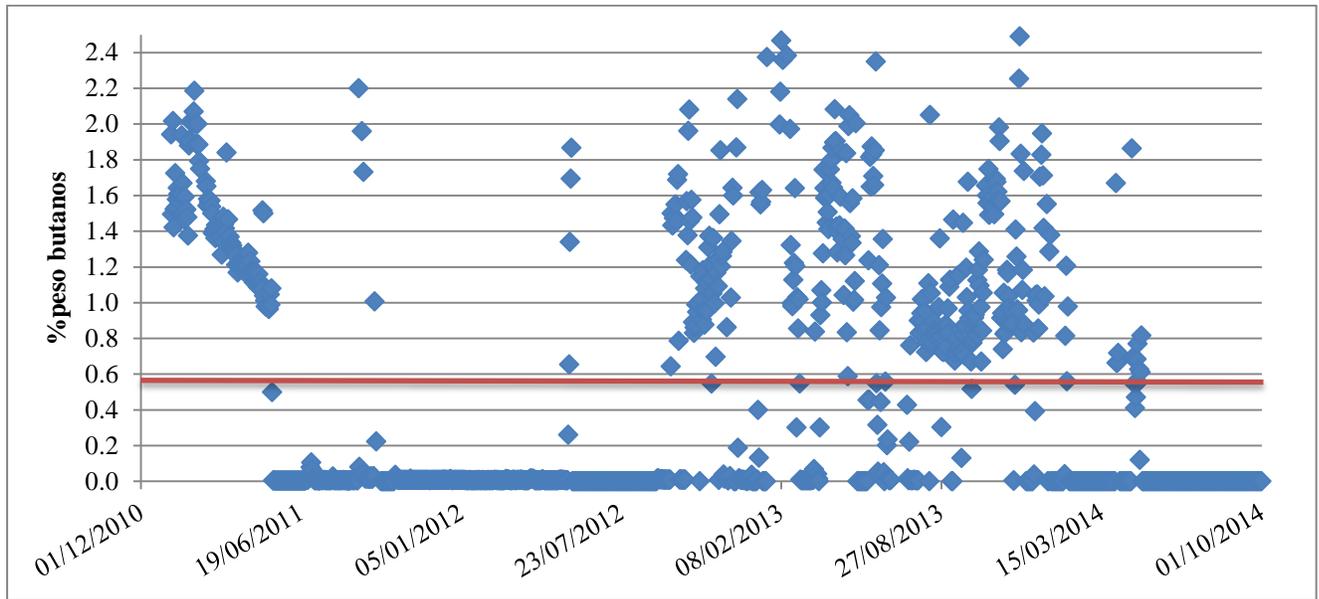
Gráfica 3.1 Rendimiento de coque de coquizadora Refinería Francisco I. Madero (RFIM)

Los rendimientos de coque obtenidos en la coquizadora son valores que están entre el 19 y 29 por ciento en peso (Gráfica 3.1). La línea roja indica el rendimiento que se debe obtener de acuerdo a las bases de diseño presentadas por Pemex, por lo que es visiblemente claro que el rendimiento de este producto se encuentra por debajo de los valores de diseño para esta planta. Las causas pueden deberse a las condiciones de operación manejadas durante el proceso.



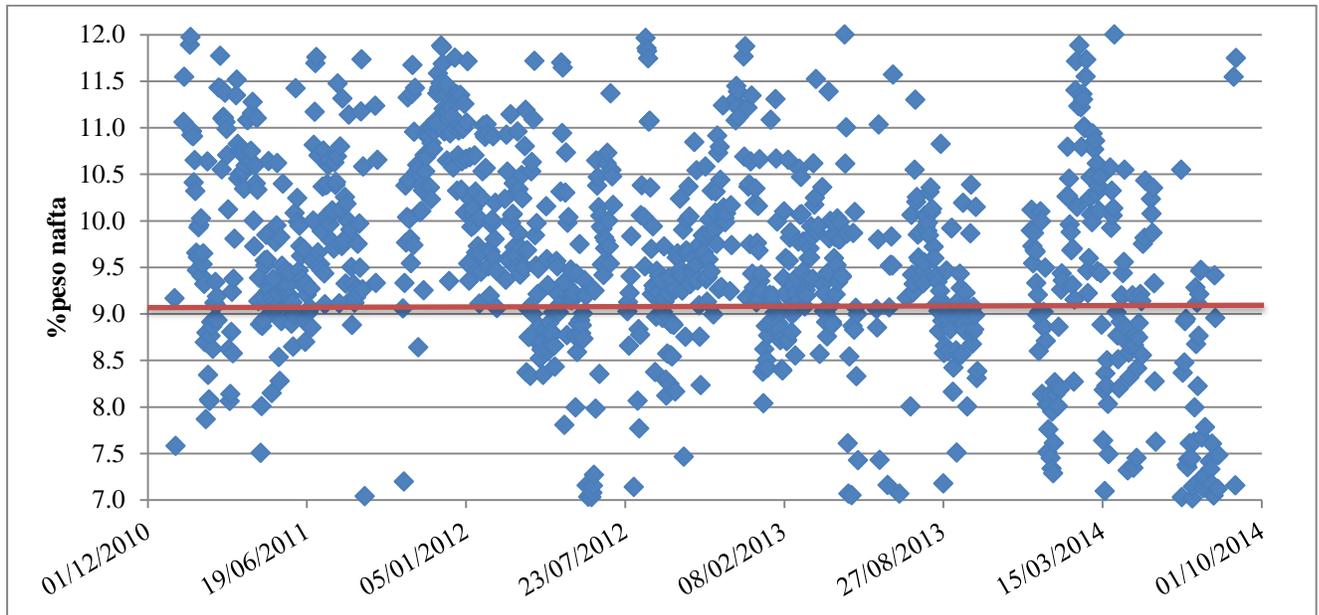
Gráfica 3.2 Rendimiento de gas de coquizadora RFIM

Los rendimientos de gas de coquizadora que se obtiene realmente oscilan entre el 5 y 6 por ciento en peso. En este caso las bases de diseño mencionadas en la tabla 3.1 dictan que el rendimiento de este producto, en porcentaje peso, deberá ser de 8.02; en este caso los valores presentados son menores, es por ello que no se marca alguna línea de referencia en la Gráfica 3.2. Probablemente la disminución en el rendimiento real de operación se debe a una cantidad de gas seco saliente en el desfogue, en la que se incluyen otros tipos de gases como los butanos o a fallas en los instrumentos que se encuentran midiendo éste producto.



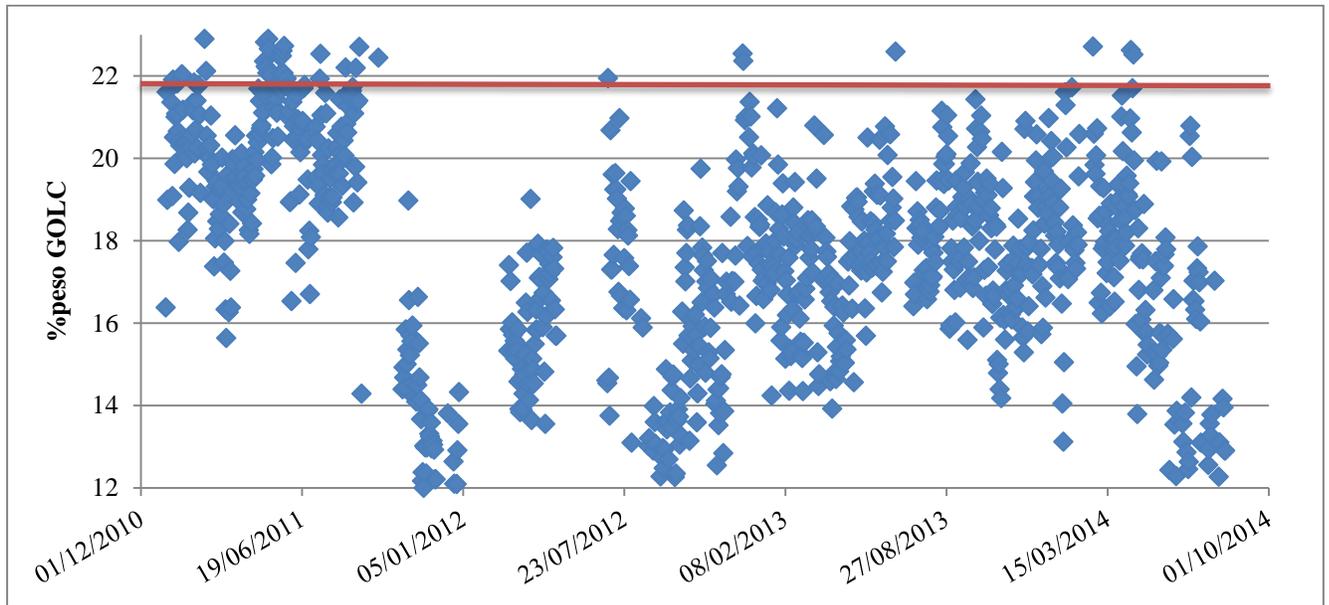
Gráfica 3.3 Rendimiento de butanos de coquizadora RFIM

El rendimiento de butanos de coquizadora está enmarcado entre los valores de 1 y 3 en porcentaje peso en algunas partes, pero en la mayoría del ciclo de los cuatro años se mantiene cercano al 0% peso (Gráfica 3.3). De acuerdo a la línea de referencia marcada en la gráfica, las bases de diseño indican que debería de existir un valor en butanos de 0.58% en peso. Para éste producto en especial el aumento en su rendimiento se debe al aumento de la presión en los domos de los tambores que hacen que se incrementen los rendimientos de los gases y de coque aunado a una baja en la temperatura en la salida de los calentadores.



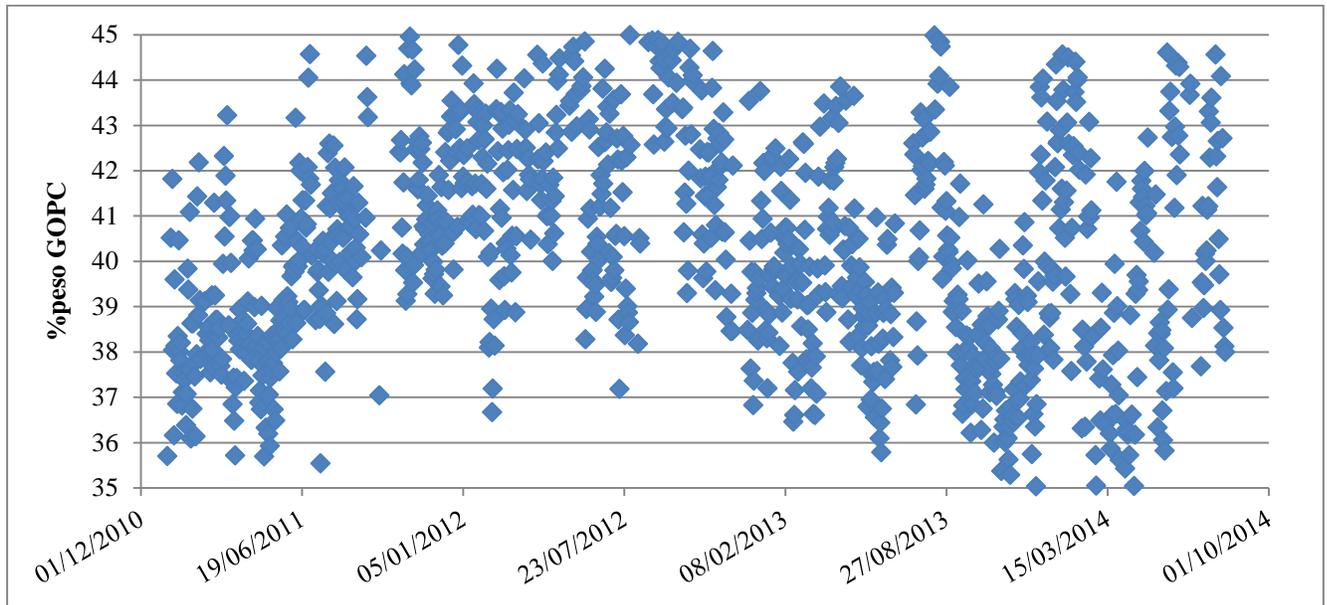
Gráfica 3.4 Rendimiento de nafta de coquizadora RFIM

La nafta de coquizadora que se obtiene en el proceso tiene un rendimiento en porcentaje peso entre 8 y 12 (Gráfica 3.4), un valor relativamente cercano a las bases de diseño, puesto que éstas indican que debe tener un valor de 9.06% en peso. Sin embargo la mayor parte de lo registrado en el proceso se encuentra por encima de éste valor. De acuerdo a lo descrito dentro de este capítulo acerca de las condiciones de operación en los equipos, el rendimiento de los productos se ve principalmente afectado por lo que suceda con la temperatura de los calentadores y la presión de los tambores de coque.



Gráfica 3.5 Rendimiento de gasóleo ligero de coquizadora RFIM

Para el gasóleo ligero de coquizadora se obtiene un valor del proceso entre 14 y 22 % peso (Gráfica 3.5). Sin embargo los puntos más cercanos a los datos de las bases de diseño (21.94% en peso) y que se encuentra marcado como línea de referencia están al principio de la corrida. Lo anterior puede indicar que al principio de la evaluación del proceso, las condiciones de operación eran las idóneas para alcanzar los rendimientos marcados en las bases de diseño, y posteriormente no se logró recuperar más que en ciertos momentos del tiempo estudiado.



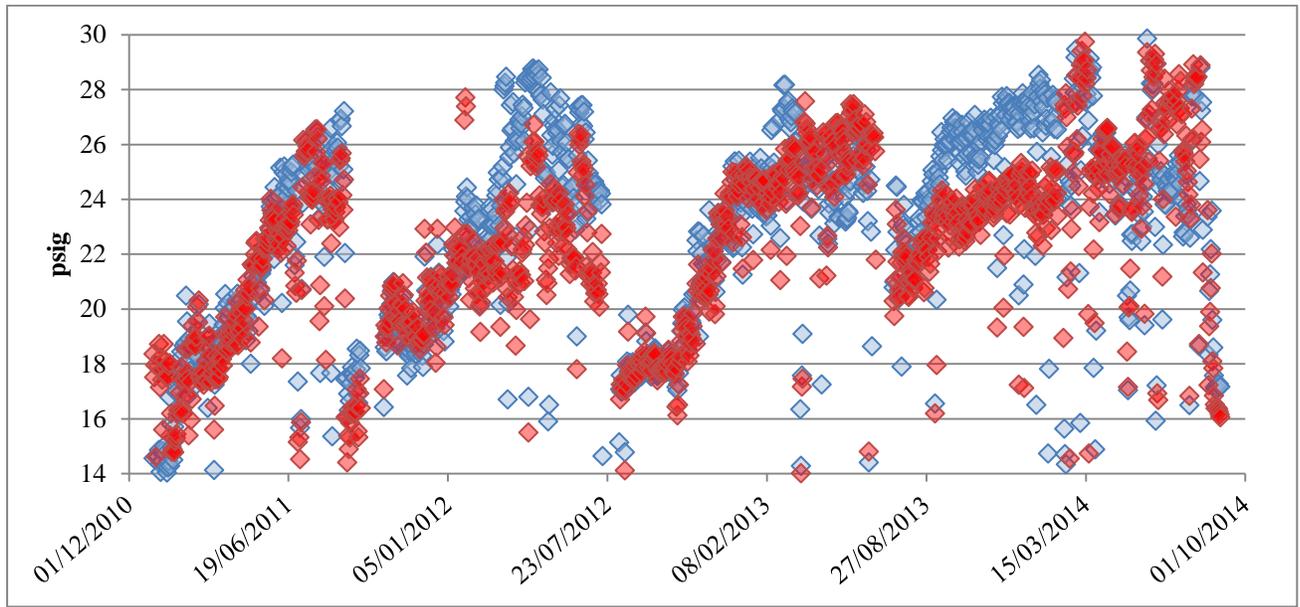
Gráfica 3.6 Rendimiento de gasóleo pesado de coquizadora RFIM

Los rendimientos de gasóleo pesado de coquizadora, de acuerdo con la Gráfica 3.6, oscilan entre el 36 y 45% peso. En este caso no hay una línea de referencia para el valor en rendimiento de las bases de diseño de GOPC, puesto que es menor a lo que realmente se obtiene, ya que tiene un valor en 30.40% peso. El valor tan alto en la cantidad de gasóleos totales sin duda afecta al rendimiento de los demás productos, principalmente el de coque.

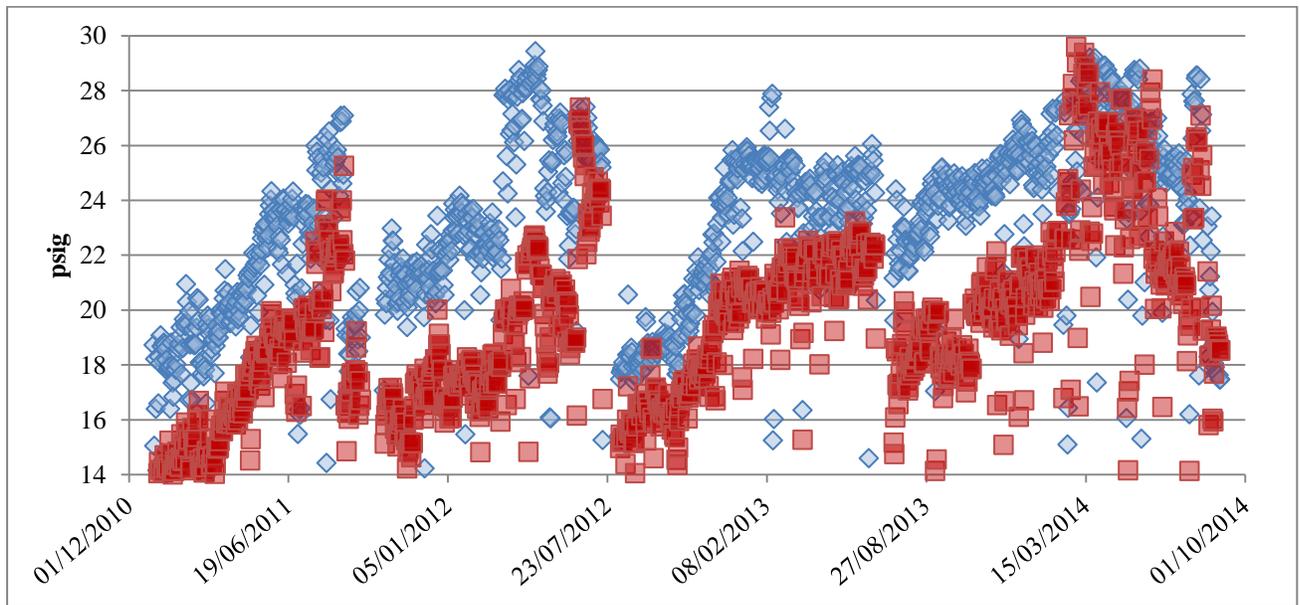
Los factores que afectan los rendimientos de coque de coquizadora, gas, butanos, nafta, GOLC y GOPC son analizados en el Capítulo IV.

3. Condiciones de operación de los equipos clave del proceso

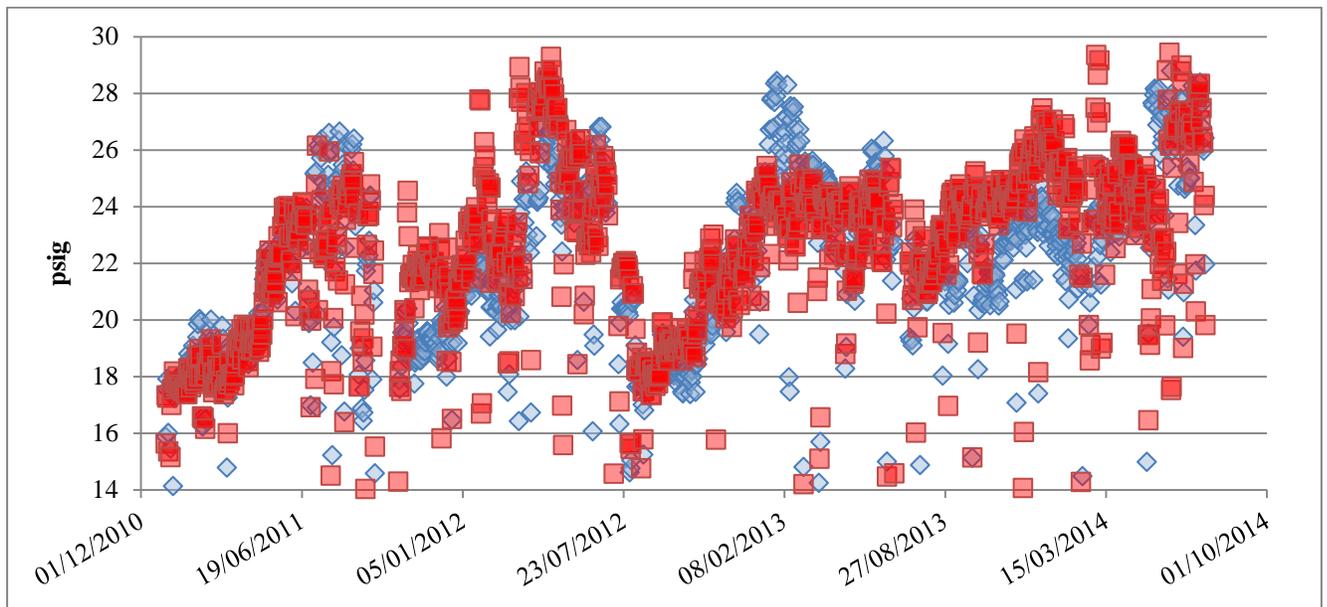
En esta sección se analizan la presión de entrada y la temperatura de salida de los calentadores, así como la presión en los tambores de coque y finalmente las condiciones de operación existentes en la torre fraccionadora, lo que permite hacer un análisis acerca de cómo pueden cambiar los rendimientos de los productos de la planta de acuerdo al manejo de las condiciones en los equipos.



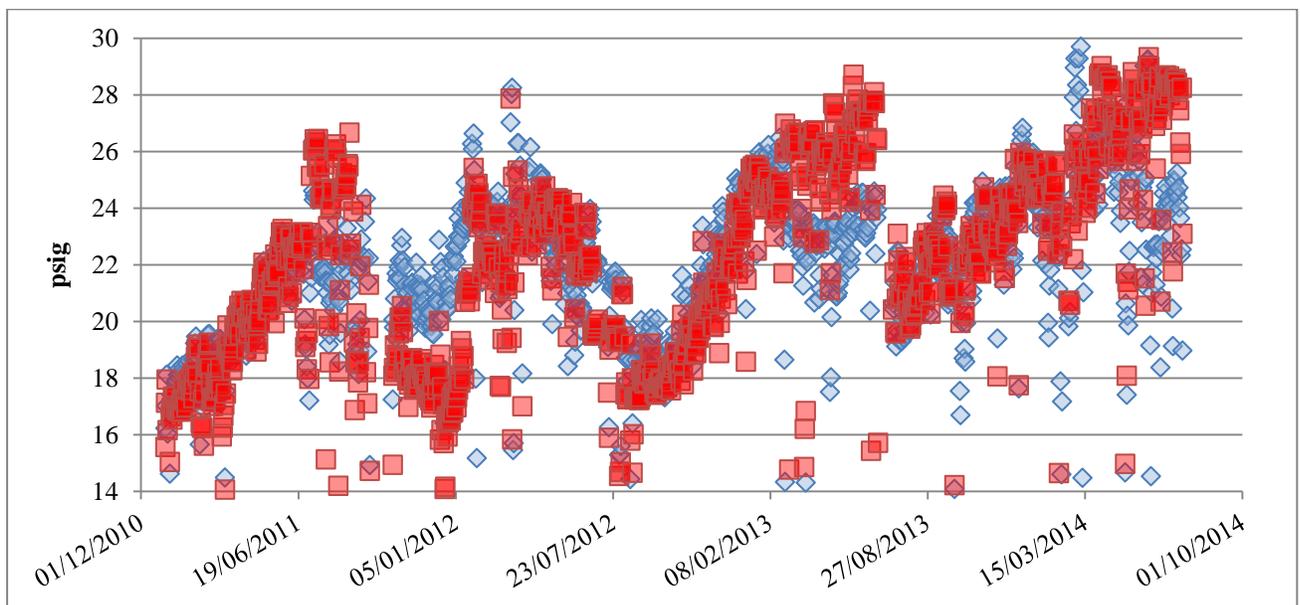
Gráfica 3.7 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RFIM



Gráfica 3.8 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RFIM

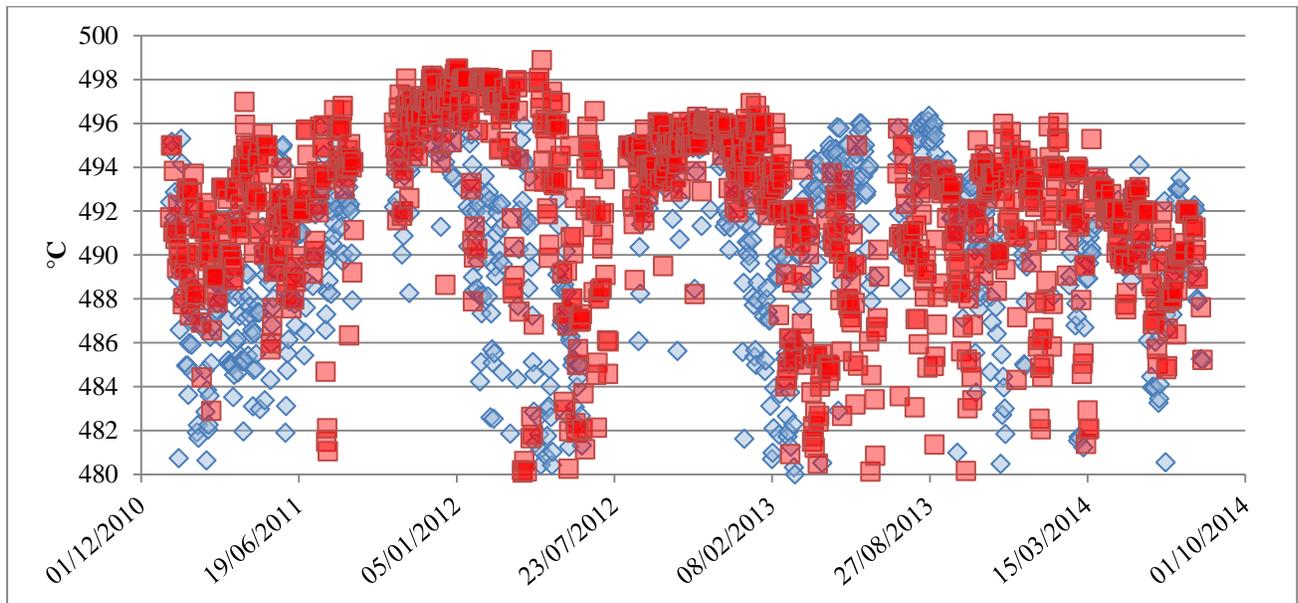


Gráfica 3.9 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RFIM

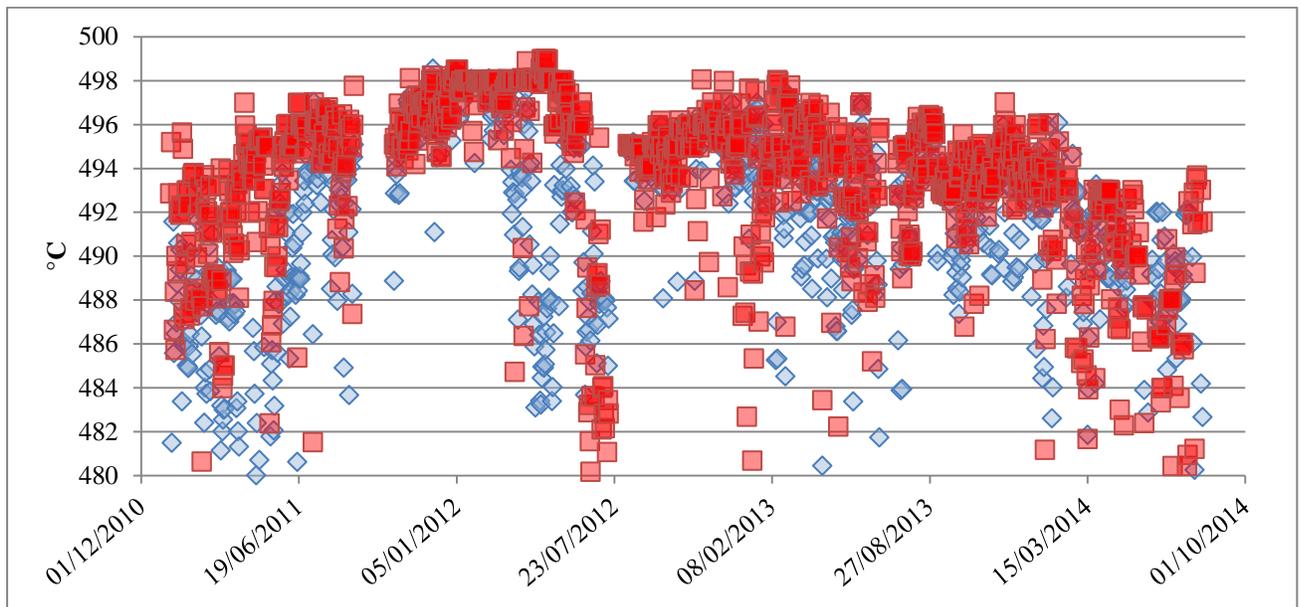


Gráfica 3.10 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RFIM

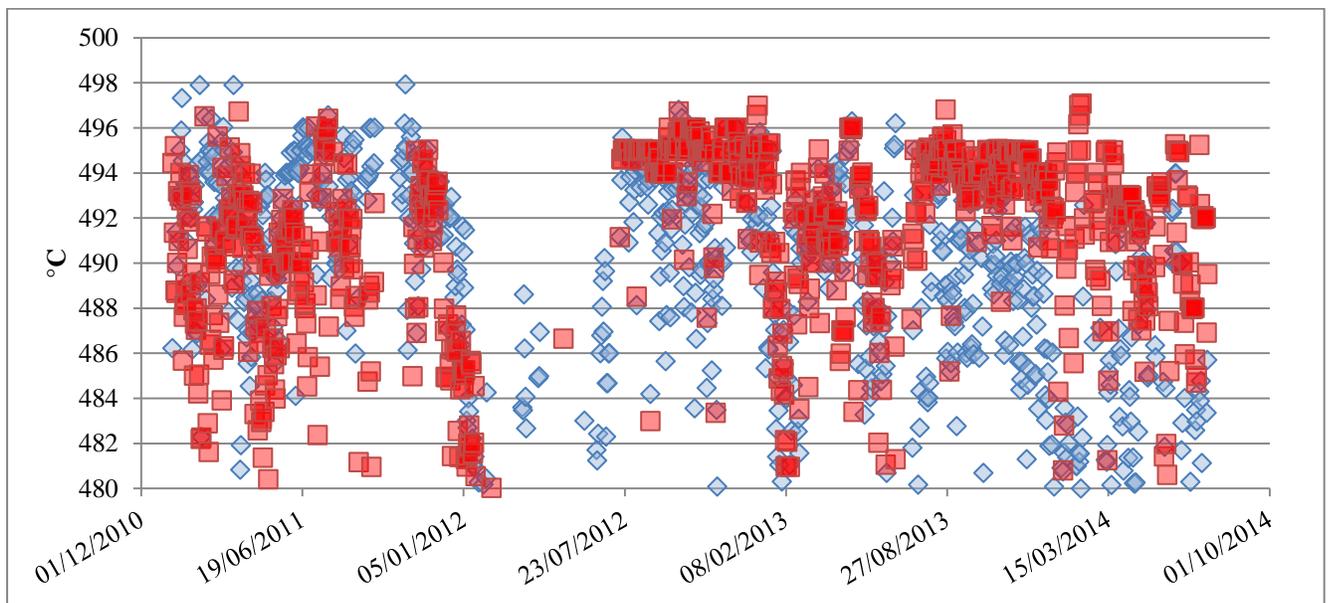
En los gráficos 3.7, 3.8, 3.9 y 3.10 se observa el comportamiento de la presión de entrada en cada uno de los cuatro pasos existentes en cada calentador, uno de color azul y el otro de color rojo, que tienen valores similares los cuales oscilan entre los 14 y 30 psig, lo que indica como los pasos del calentador se van ensuciando a lo largo de la operación. Como se ha detallado al inicio del tercer capítulo, en las condiciones de control de proceso en los equipos clave de la planta y de acuerdo al segundo, en la descripción del proceso, en los calentadores se alimenta vapor de alta presión que ajusta la velocidad del flujo a la entrada de cada uno de los pasos en los calentadores, lo que indica que se debe controlar la inyección del vapor en la entrada de los calentadores, puesto que si no es controlado puede llegar a observarse una caída de presión en el calentador que no es tolerable. Las caídas de presión mayor son utilizadas en el arranque, operación a baja capacidad y paro para evitar la coquización en los tubos del calentador. Mientras aumenta la presión indica que hay un mayor ensuciamiento de coque en los tubos, por lo que se debe descostrar el coque formado en ellos hasta bajar la presión en el calentador.



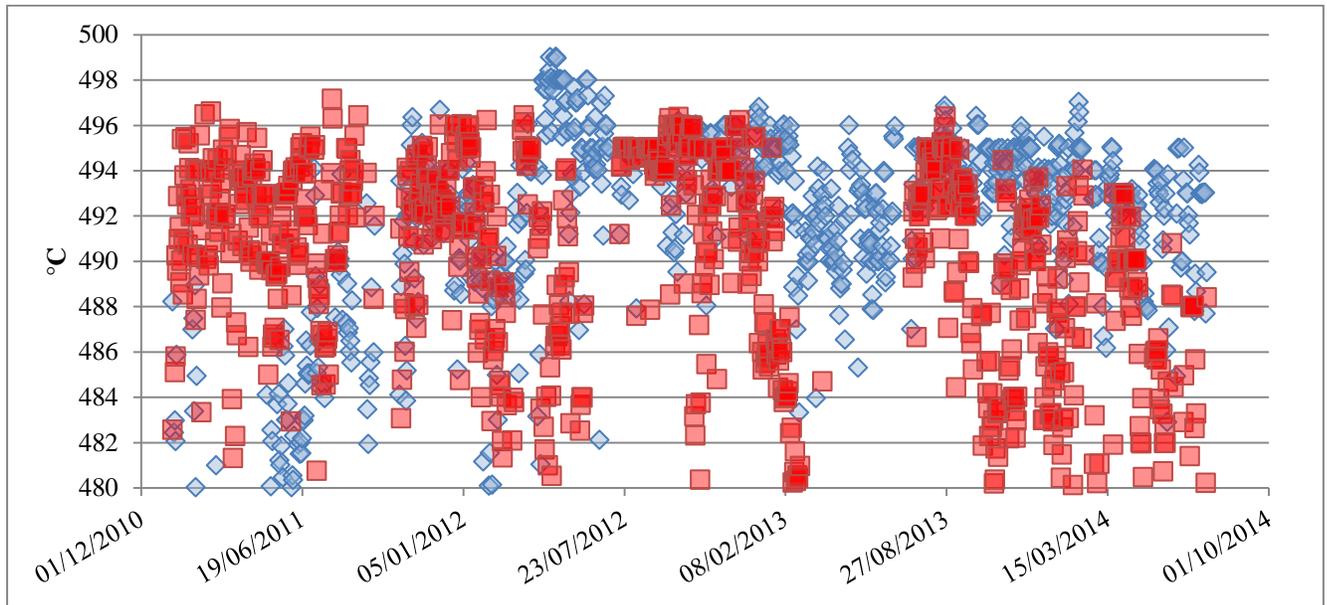
Gráfica 3.11 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RFIM



Gráfica 3.12 Temperatura de salida pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RFIM

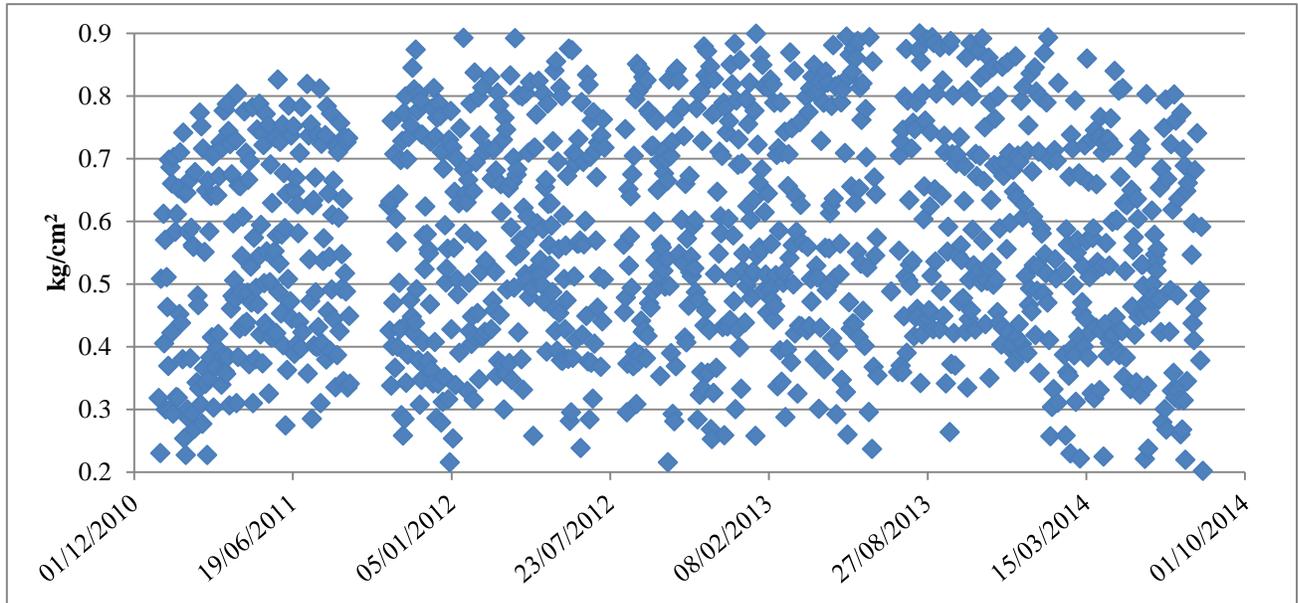


Gráfica 3.13 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RFIM

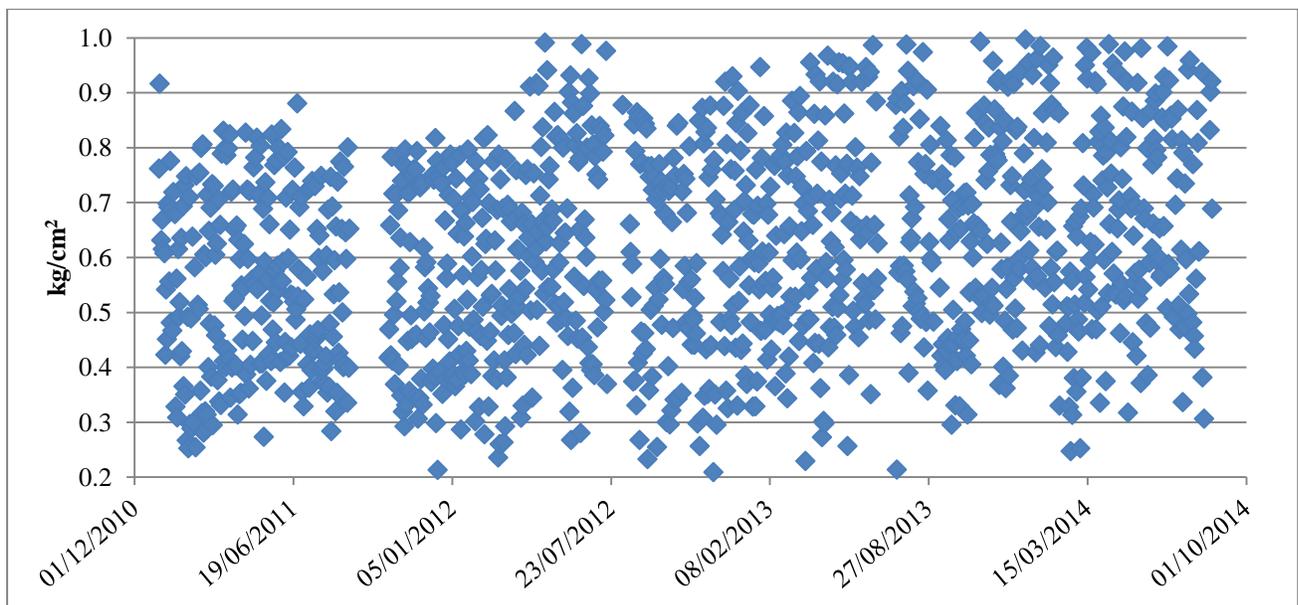


Gráfica 3.14 Temperaturas de salida pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RFIM

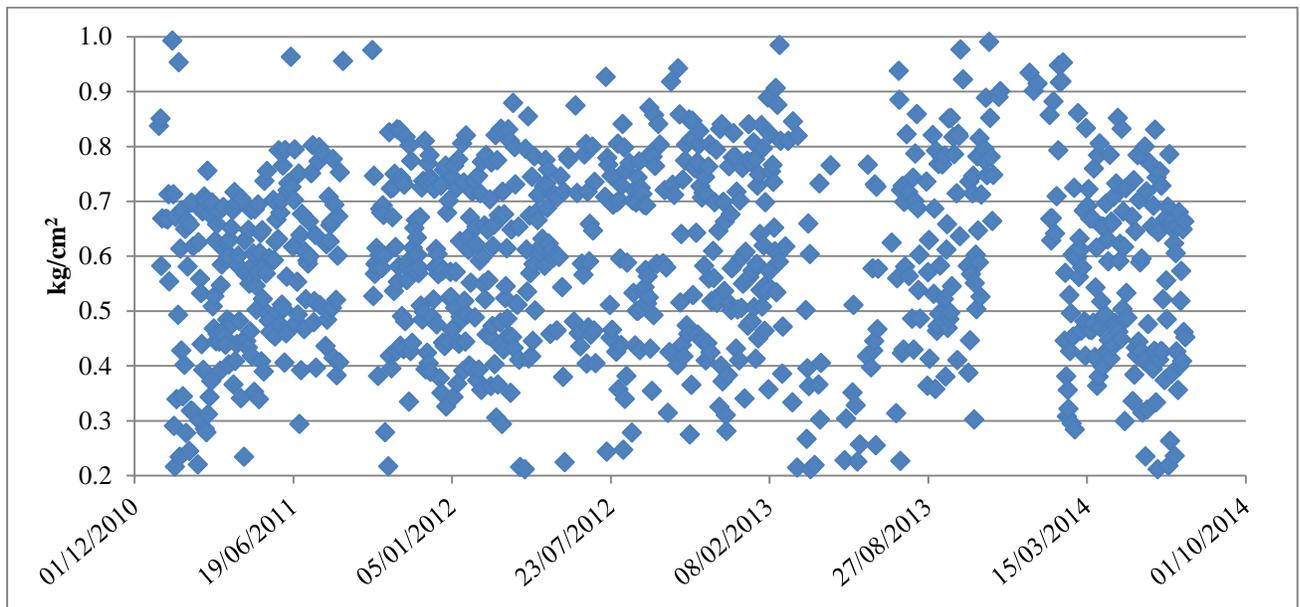
Las temperaturas en la salida de los calentadores son muy similares, encontrándose mayormente entre los 480°C y 500°C. Recordando que en los calentadores a mayor temperatura de salida del calentador, menor será el rendimiento de coque y mayor el rendimiento de líquido. A menor temperatura de salida del calentador, el rendimiento de coque será mayor y menor el rendimiento de hidrocarburos líquidos. La temperatura de salida del calentador se controla con el flujo de gas combustible al calentador. Además es importante destacar que la caída de presión en el calentador y la temperatura de salida tienen un vínculo que determinan la cantidad de coque que se encuentra en los tubos y por ende debe retirarse; el vínculo es que un aumento en la caída de presión sin un aumento en la temperatura de salida indica que hay un incremento de coque en los tubos.



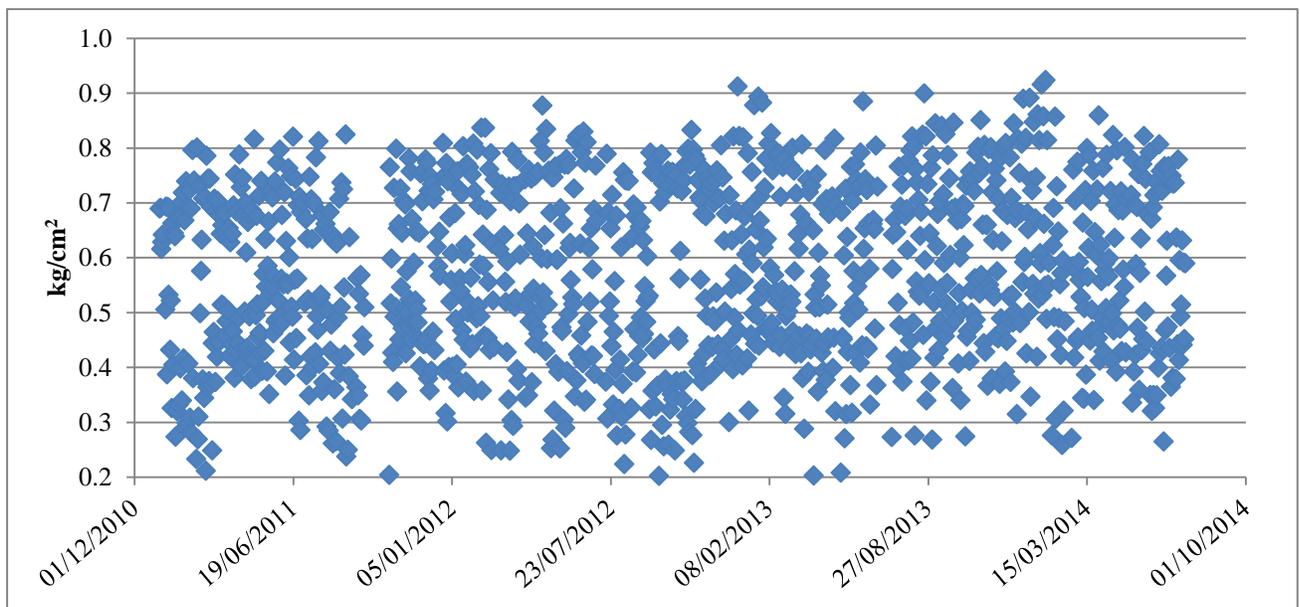
Gráfica 3.15 Presión domo tambor 1 RFIM



Gráfica 3.16 Presión domo tambor 2 RFIM

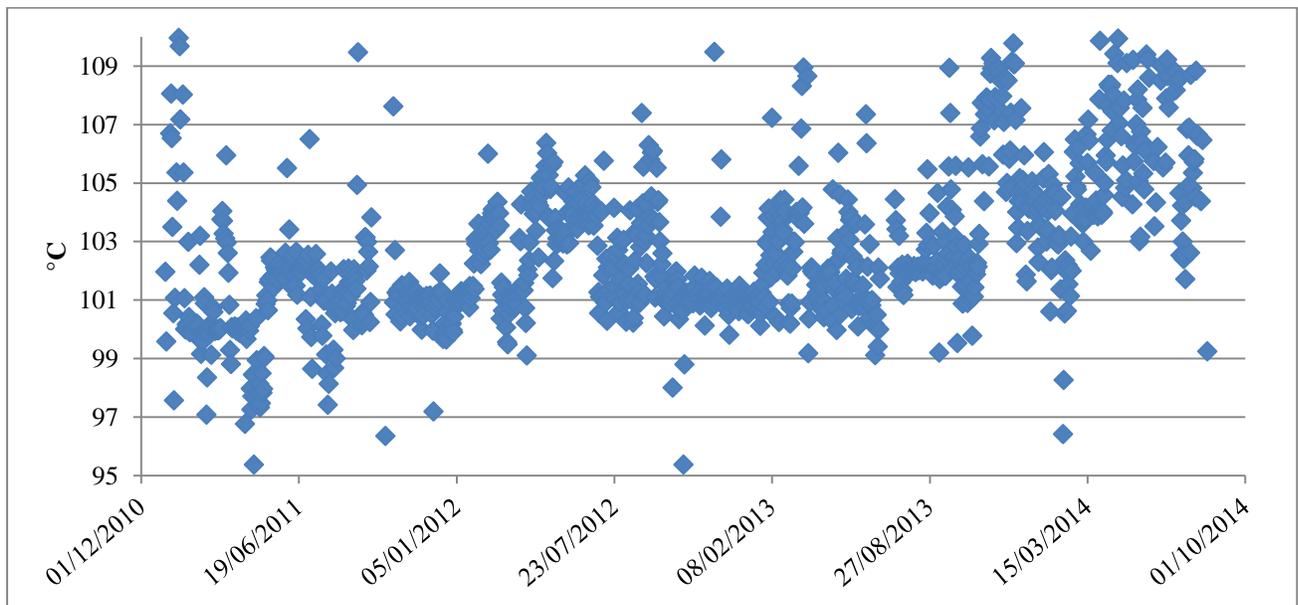


Gráfica 3.17 Presión domo tambor 3 RFIM

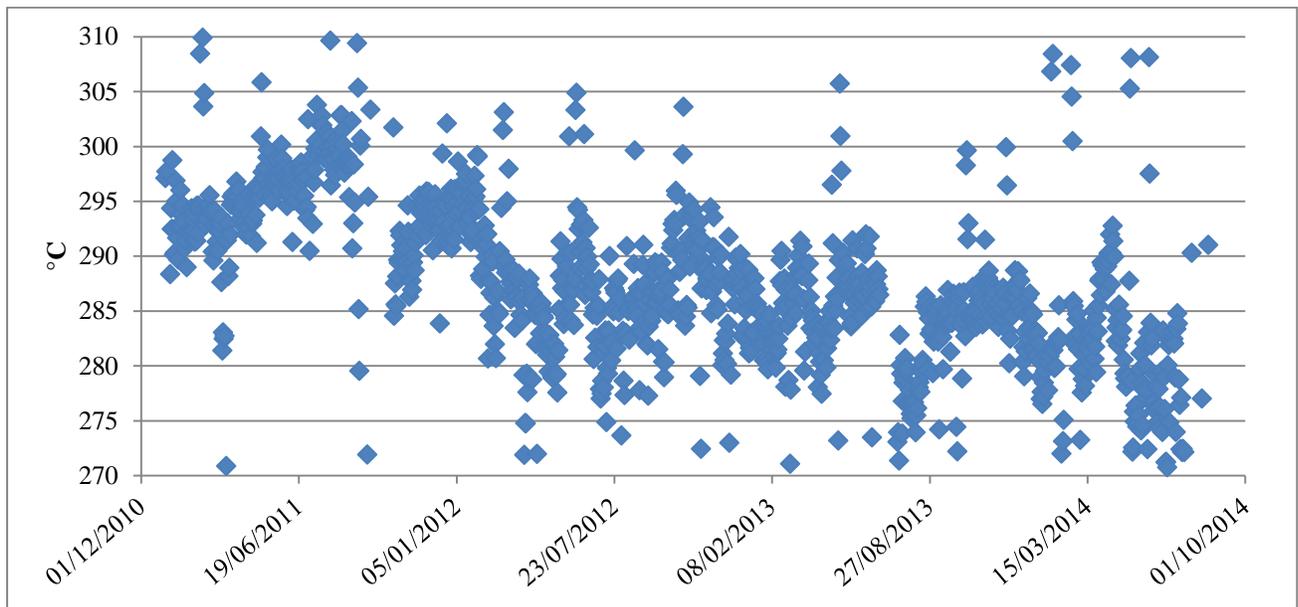


Gráfica 3.18 Presión domo tambor 4 RFIM

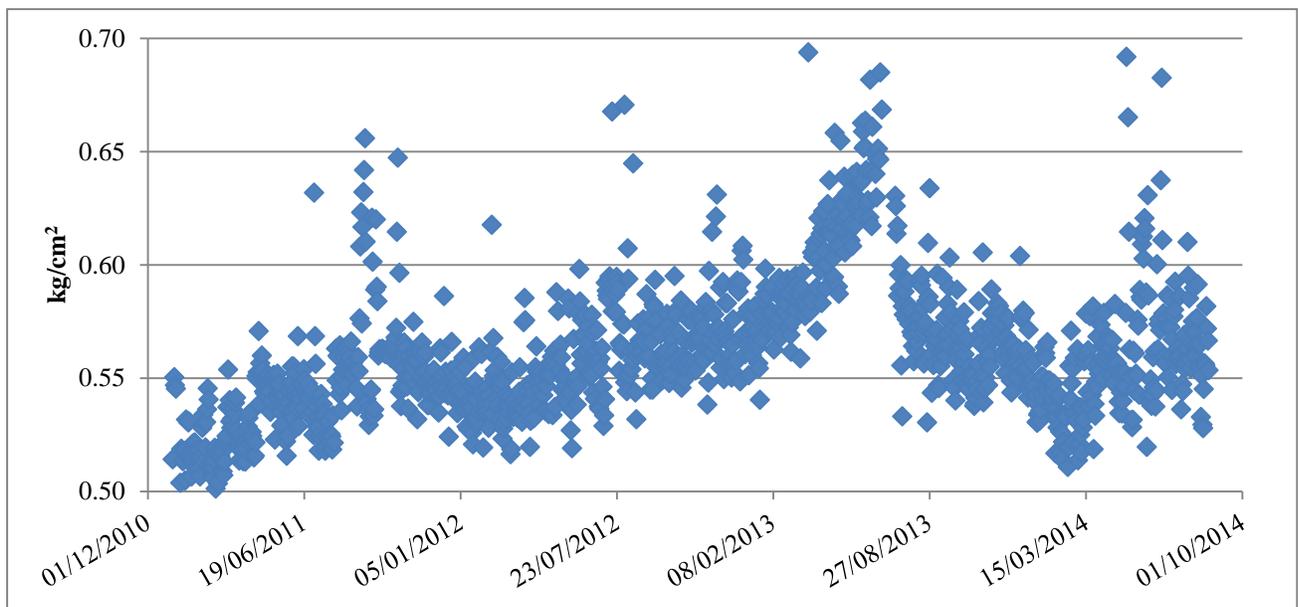
La presión del domo de los cuatro tambores de coque es similar, encontrándose entre los valores de 0 y 1 kg/cm². Un incremento en la presión del sistema, aumenta el rendimiento de coque y disminuye el rendimiento de líquido, sin embargo si existe lo opuesto, es decir, una disminución en la presión aumentará el rendimiento de líquidos y disminuirá el rendimiento de coque. Es importante mencionar que debido a la pérdida de presión por el flujo en la línea del domo del tambor de coque a la fraccionadora, se vaporiza algo del líquido presente. Si se permitiera a la línea operar seca, la deposición de coque se puede acelerar y la línea puede quedar parcialmente tapada, es por eso, que la línea está prevista para mantener la corriente húmeda y lavar las partículas de coque formadas. Es por ello que la caída de presión en el domo de los tambores es muy pequeña, ya que de ser mayor la evaporación de los líquidos presentes formaría demasiado coque.



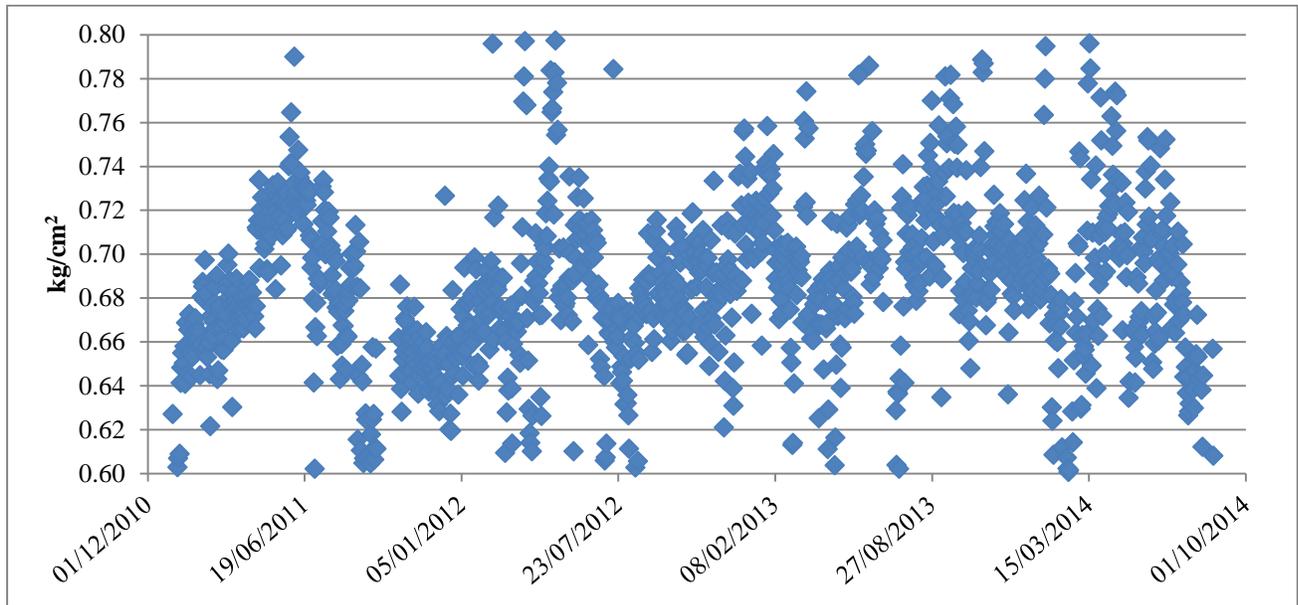
Gráfica 3.19 Temperatura domo fraccionadora RFIM



Gráfica 3.20 Temperatura fondo fraccionadora RFIM



Gráfica 3.21 Presión domo fraccionadora RFIM



Gráfica 3.22 Presión fondo fraccionadora RFIM

En lo que se refiere a la fraccionadora se observa que tanto la presión y la temperatura del fondo de la fraccionadora son un tanto mayores que las condiciones encontradas en el domo de la fraccionadora, en particular se ve esta diferencia en las temperaturas del domo y del fondo. Este comportamiento es normal, puesto que en el fondo de la fraccionadora de coque, se encuentra la alimentación, por lo tanto en este punto se necesita una mayor temperatura para que los compuestos con menos átomos de carbono en sus moléculas (y que son gaseosos) se desprendan fácilmente; después los compuestos líquidos se vaporizan y también se separan, y así, sucesivamente, se obtienen las diferentes fracciones. Este comportamiento tiene que ver con las temperaturas de ebullición que se deseen obtener en los productos finales fijándose principalmente en los gasóleos ligeros, gasóleos pesados y naftas.

III.3.2 Evaluación del proceso en la refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa

Al igual que se ha realizado con la refinería Francisco I. Madero, se continua con la predicción de rendimientos, las condiciones de operación de los equipos clave y los rendimientos del proceso en la planta de coquización retardada de la refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa.

1. Predicción de rendimientos de productos de coquizadora.

Para la predicción de los rendimientos de los productos de coquización no es correcto hacer uso de la correlación generalizada de Gary y Handwerk que ocupa el valor de carbón Conradson (CCR), debido a que los resultados de esta propiedad física no están registrados, sin embargo, se ha optado por usar la correlación de los rendimientos de coquización retardada con la correlación de los crudos de Wilmington, ya que el crudo que se procesa en esta refinería es cercana a los 25°API, un poco mayor al crudo maya que se procesa en México de 22°API.

La Tabla 3.3 muestra los resultados obtenidos con el residuo de vacío alimentado que tiene un valor entre 4 y 7 grados API.

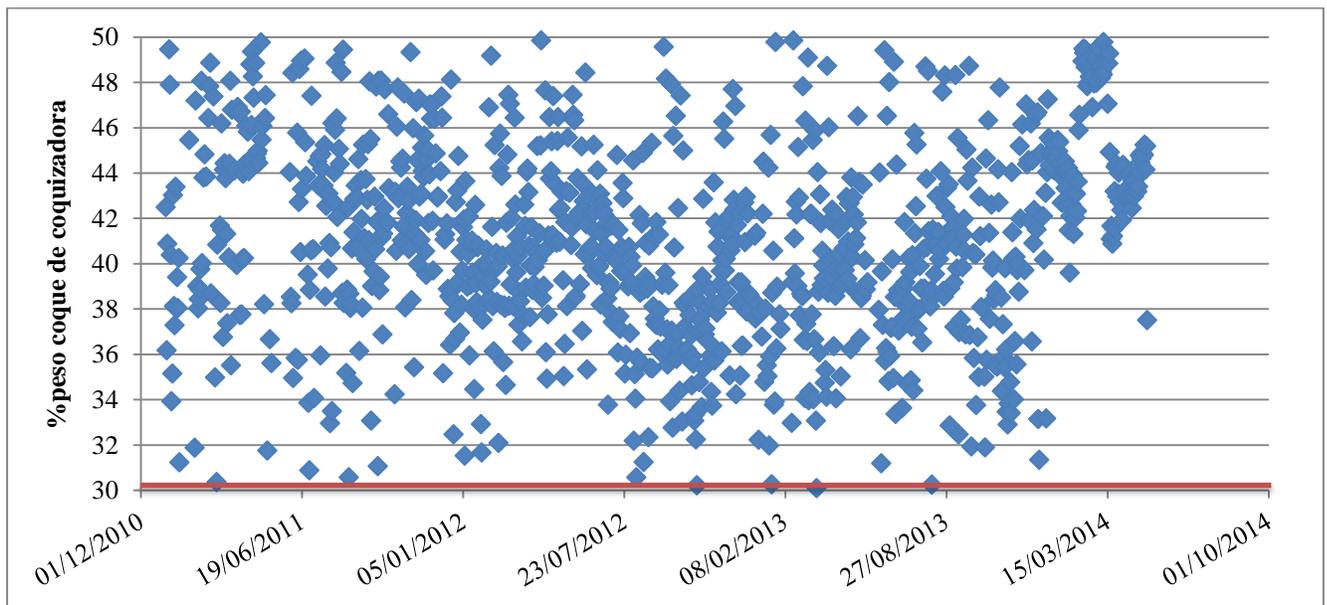
Tabla 3.3 Predicción de rendimientos de productos de coquizadora en RHRLS

Producto	Rendimiento (% peso)	Observaciones
Coque	28-35	Es un valor cercano a lo mencionado en las bases de diseño para éste producto que es de 30% peso.
Gas	10-11	Es un valor un poco superior al que dictamina el diseño del proceso.
Naftas	18-19	El valor de diseño es de 9.06 % peso, observando que la predicción de rendimientos es alta.
Gasóleos	36-42	Siendo una mezcla de gasóleos, el total presentado de rendimientos es bajo a comparación del diseño.

2. Rendimientos obtenidos con los datos reales del proceso de la planta

Los rendimientos obtenidos con los datos reales del proceso de la planta, son datos recopilados por el programa computacional de PEMEX (PI), que exporta los datos de las etiquetas que se identifican en los Diagramas de Tubería e Instrumentación (DTI) del proceso. Estos rendimientos se obtienen con los flujos de cada uno de los procesos y el flujo de la carga total que entra a la planta, estos dos valores son obtenidos en barriles por día (BPD) y deben ser transformados a toneladas por día (TPD).

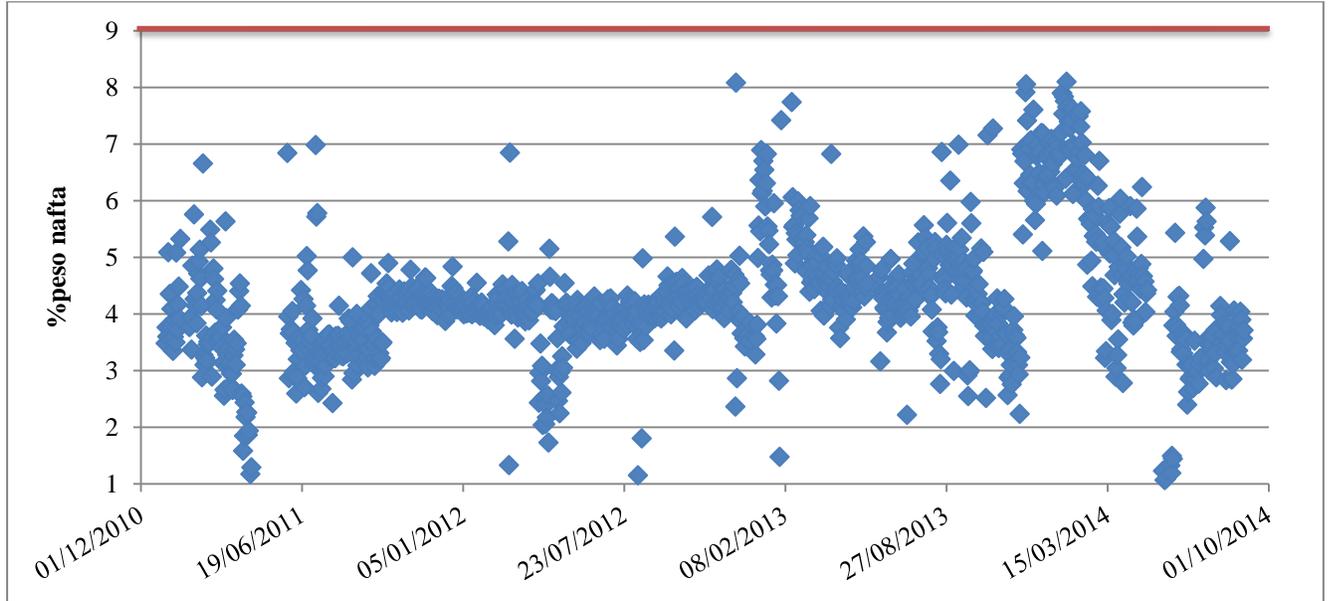
Para tales efectos se continúan utilizando las ecuaciones de rendimientos de los productos como fue realizado para la refinería Francisco I. Madero.



Gráfica 3.23 Rendimiento de coque de coquizadora Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa (RHRLS)

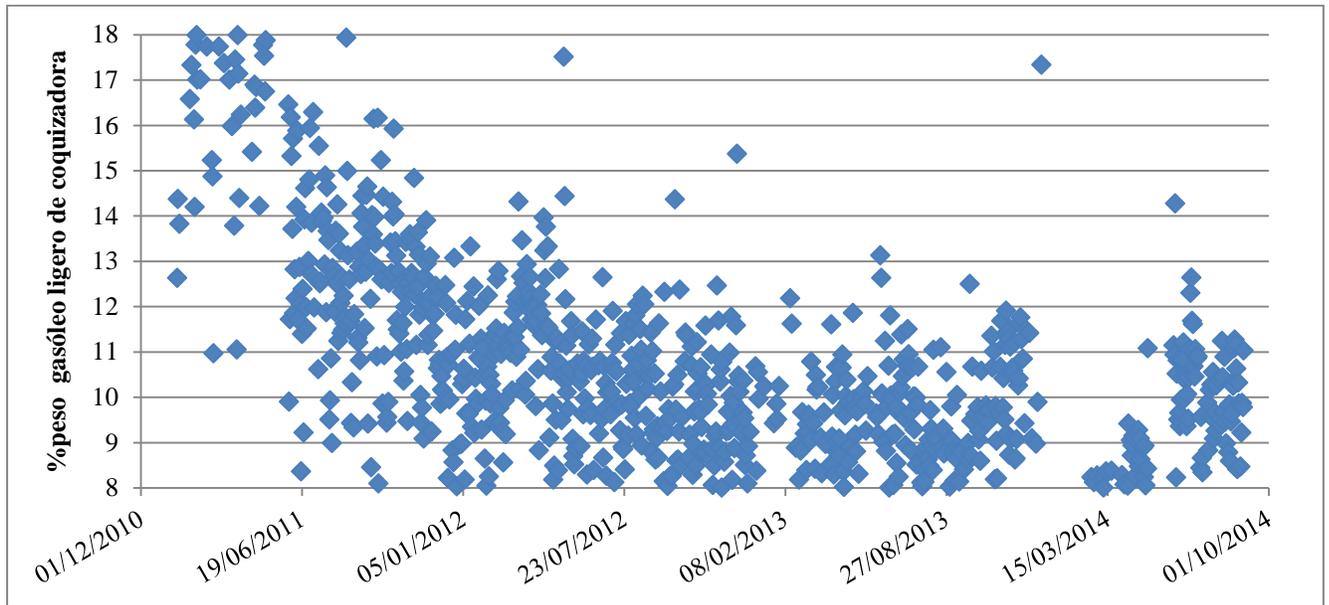
El rendimiento de coque generado en la planta de coquización retardada Ing. Héctor R. Lara Sosa, en Cadereyta, es mucho mayor al que se marca como referencia con las bases de diseño. Como puede observarse en el gráfico 3.23, el rendimiento de coque aproximado en la planta oscila entre 35 y 50% peso, lo cual puede indicar que la planta no funciona bien en cuanto a las condiciones de operación, puesto que puede presentar

temperaturas pequeñas que no permiten que la reacción llegue lo más lejos o la presión que se maneja en los tambores es muy alta con respecto a las condiciones marcadas en las bases de diseño para un buen rendimiento de éste producto, afectando de manera considerable los productos líquidos que son los que tienen mayor interés económico.



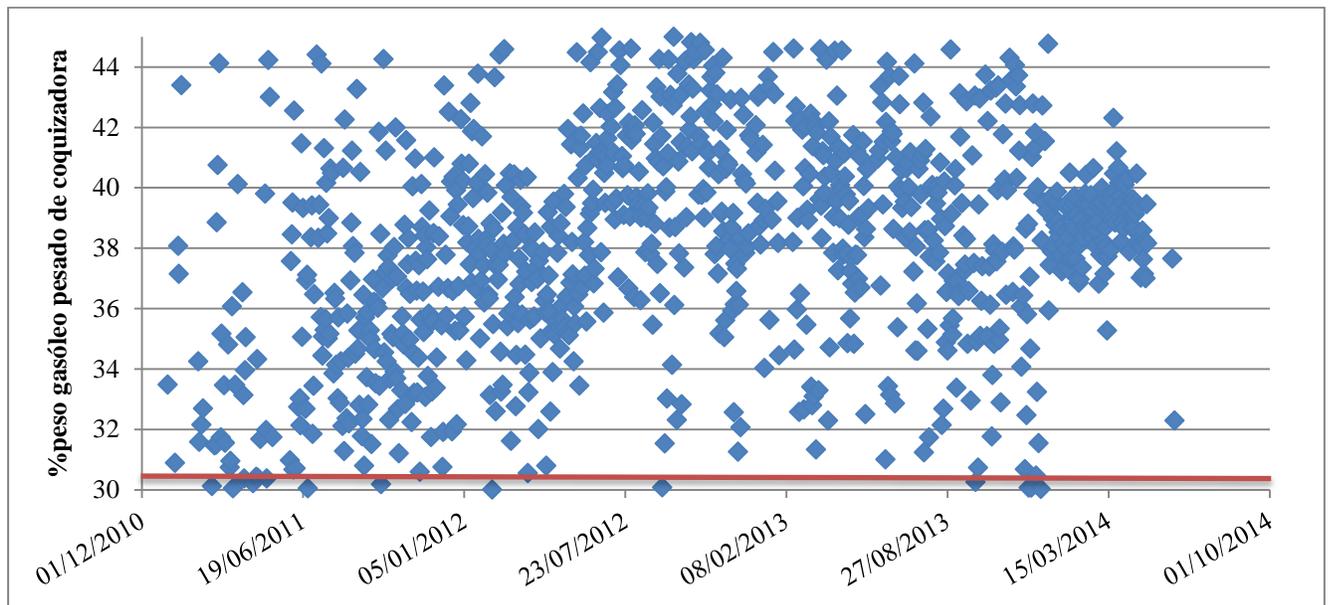
Gráfica 3.24 Rendimiento de nafta de coquizadora RHRLS

En este caso el rendimiento de nafta de coquizadora es variable, pero puede observarse en el gráfico que la mayoría de los puntos se encuentran entre los valores de 3 y 7% en peso. La línea de referencia de las bases de diseño se encuentra por encima de todos los registros durante la operación de la planta. El rendimiento de nafta se ve afectado por los altos rendimientos de coque, provocado por las posibles fallas en las condiciones de operación o bien puede deberse también a la falta de mantenimiento de los instrumentos que detectan los flujos de nafta y de otros productos, así como el del flujo de alimentación.



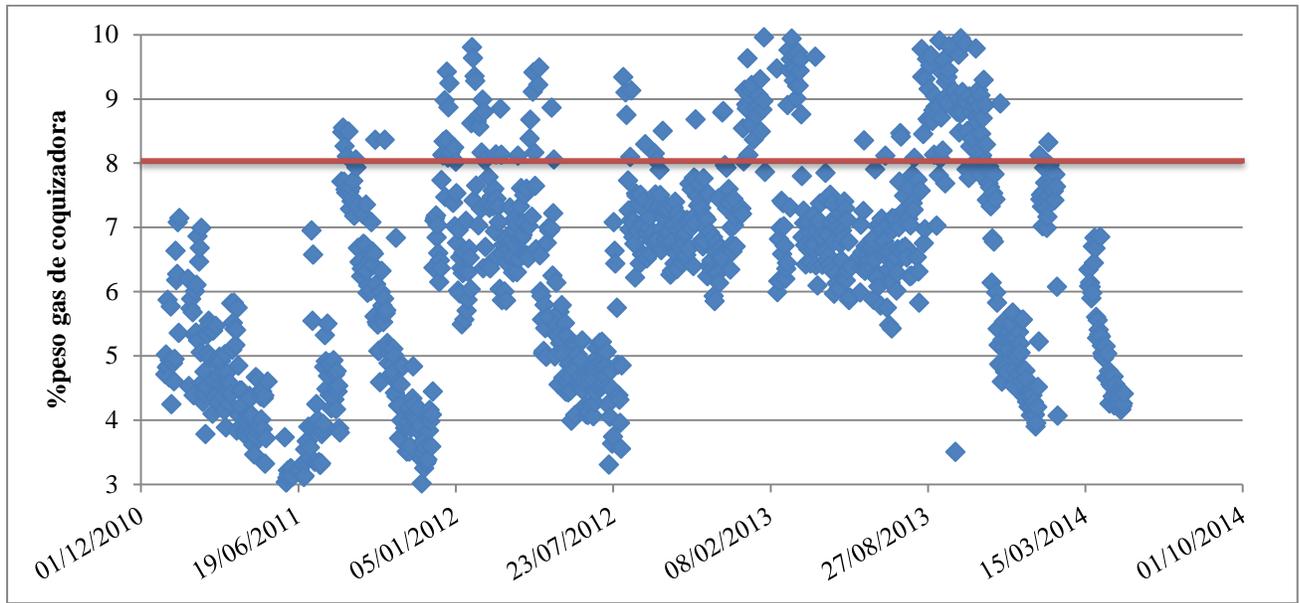
Gráfica 3.25 Rendimiento de gasóleo ligero de coquizadora RHRLS

Al igual que ha sucedido con los gráficos anteriores, el rendimiento de gasóleo ligero de coquizadora varía, sin embargo se tiene la mayor concentración de puntos en el gráfico entre 8 y 13% peso, comenzando el proceso con los puntos más cercanos a lo mostrado por las bases de diseño que es de 21.94% en peso.



Gráfica 3.26 Rendimiento de gasóleo pesado de coquizadora RHRLS

El rendimiento de gasóleo pesado de coquizadora oscila entre 32 y 44% peso. El rendimiento marcado para la operación de la planta de coquización retardada de acuerdo a las bases de diseño es de 30.40% peso, una cantidad mucho menor a lo que realmente se reporta. Estos rendimientos proporcionados para GOPC, puede deberse a la baja que se tiene en cuanto a la producción de GOLC, recuperándose el rendimiento general de los hidrocarburos líquidos.

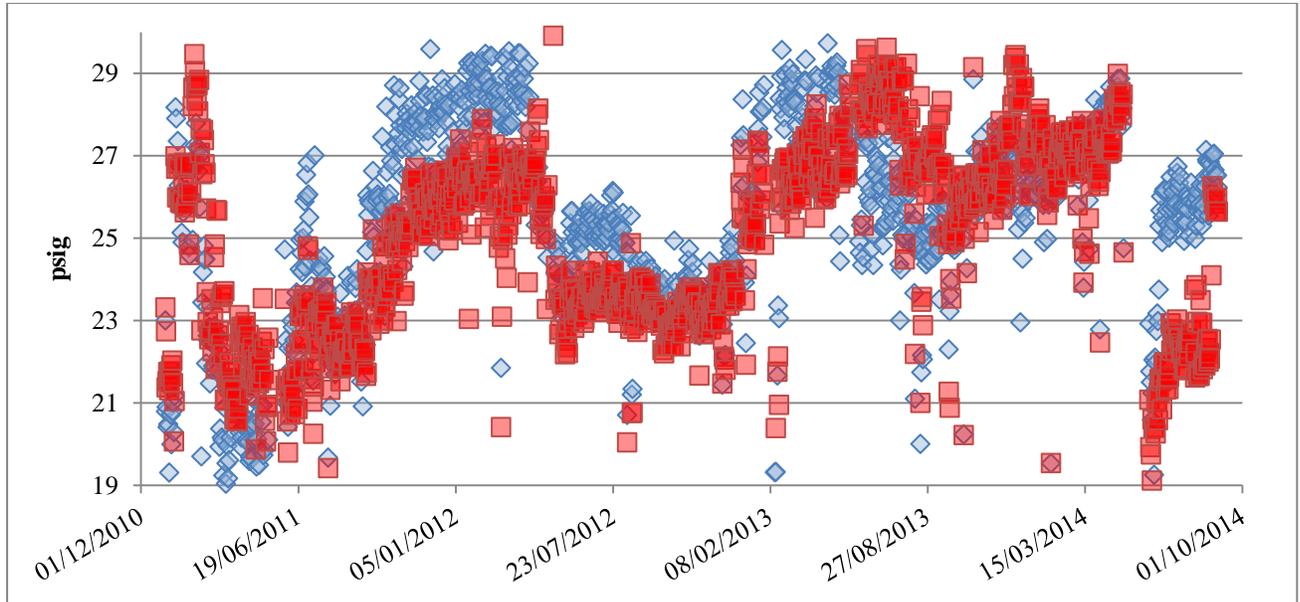


Gráfica 3.27 Rendimiento de gas de coquizadora RHRLS

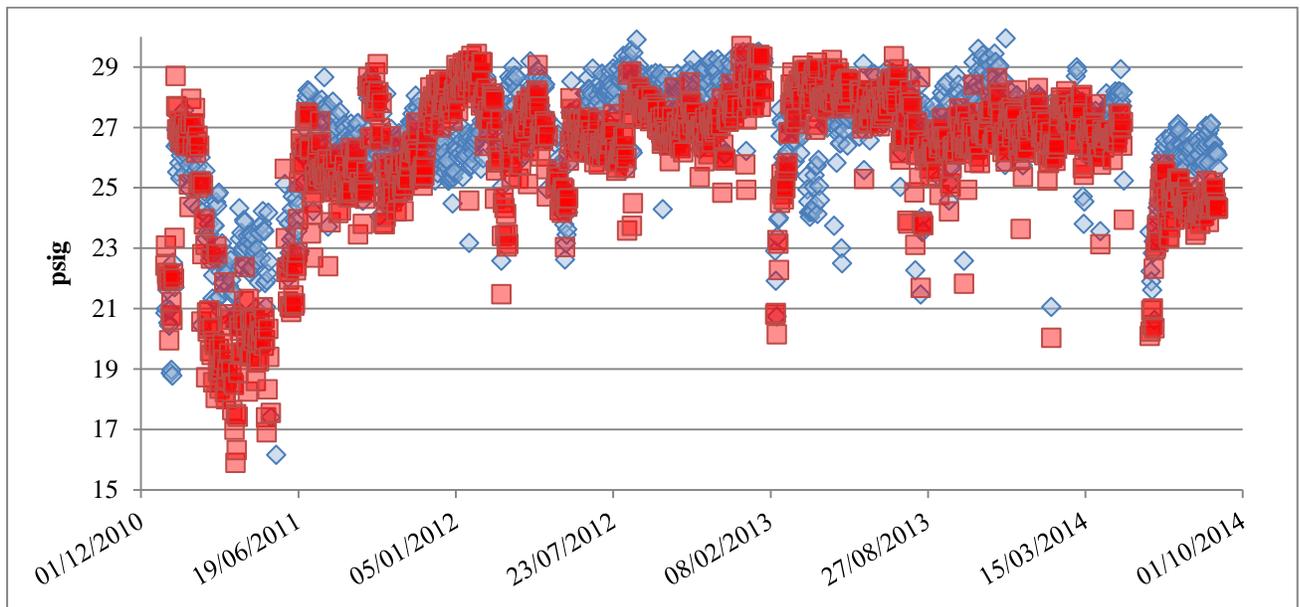
El rendimiento que se desea obtener de acuerdo a las bases de diseño y marcado en la línea de referencia es de 8.02 en porcentaje peso. El gráfico muestra que el rendimiento de gas de coquizadora oscila entre los 4 y 9% en peso, teniéndose la mayoría de los puntos por debajo del valor deseado. Lo anterior puede indicar que existe una temperatura muy alta en el proceso y presiones oscilantes en los tambores que no permite un comportamiento constante durante la corrida. Los rendimientos de los diferentes productos de la planta coquizadora son analizados en el Capítulo IV.

3. Condiciones de operación de los equipos clave del proceso

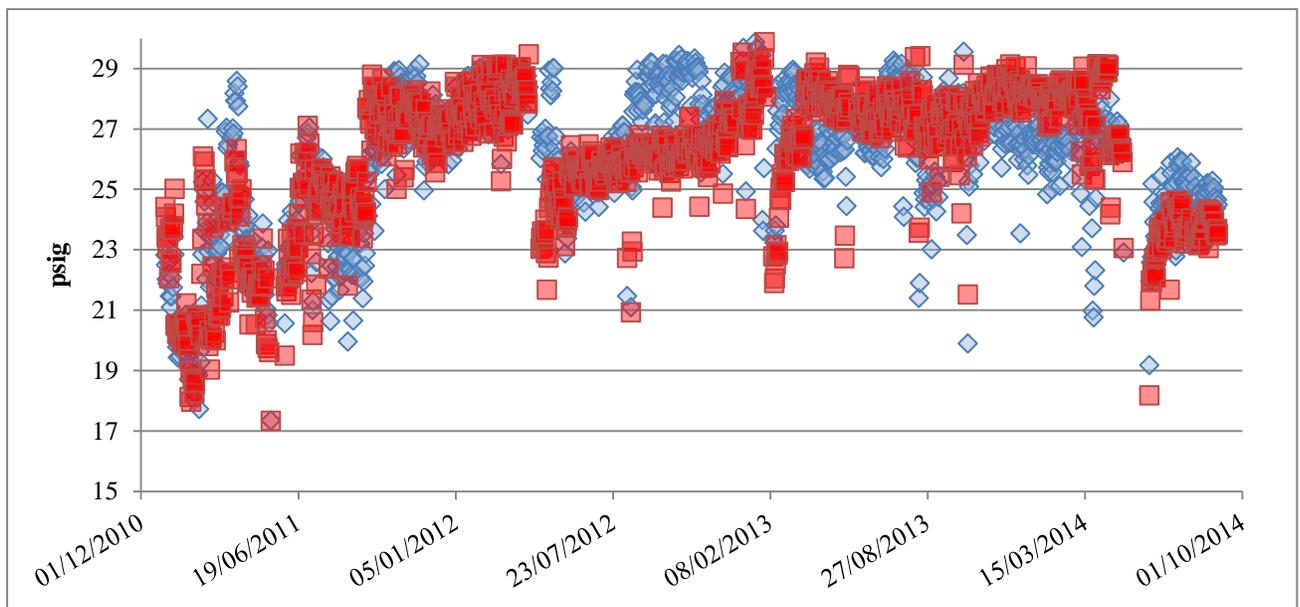
En esta sección se presentan los gráficos que permiten ver el comportamiento de los tambores de coque, calentadores y la torre fraccionadora de la planta, permitiendo observar las condiciones de operación que serán claves para la obtención de rendimientos óptimos y cercanos a los de las bases de diseño.



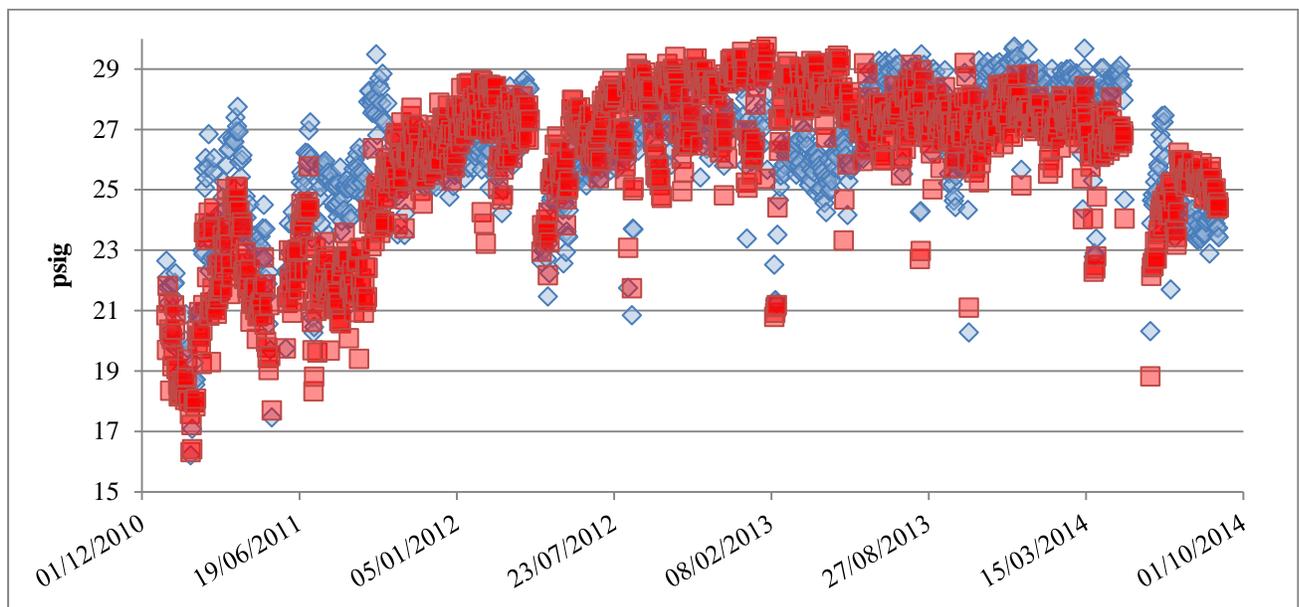
Gráfica 3.28 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RHRLS



Gráfica 3.29 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RHRLS



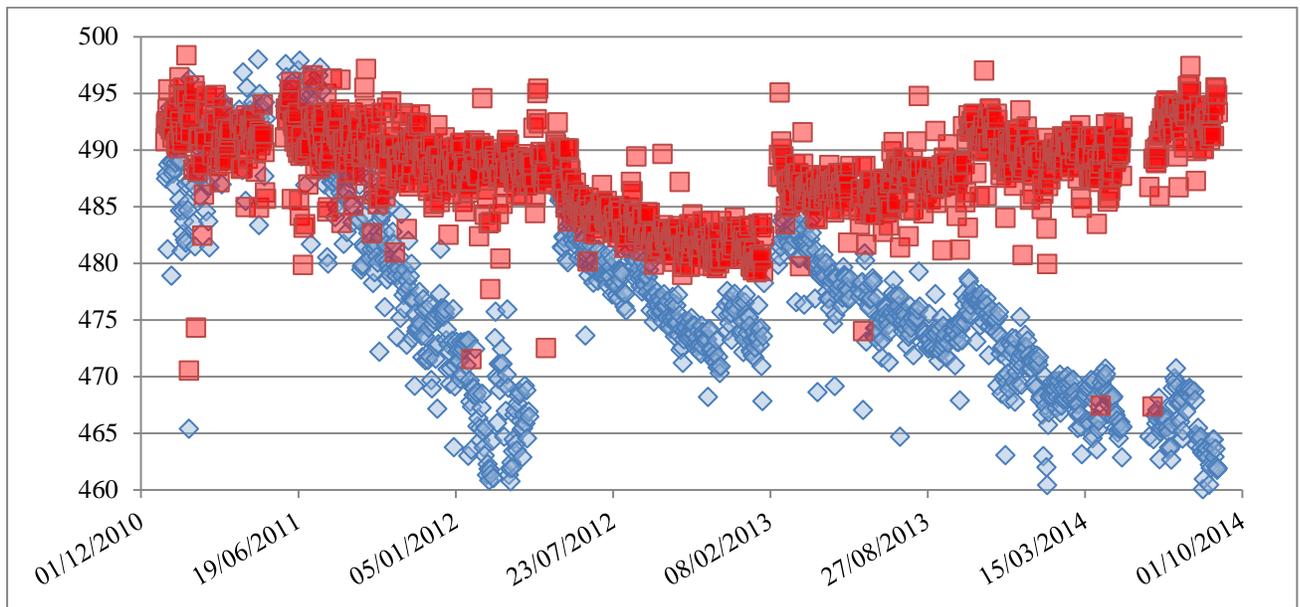
Gráfica 3.30 Presión de entrada pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RHRLS



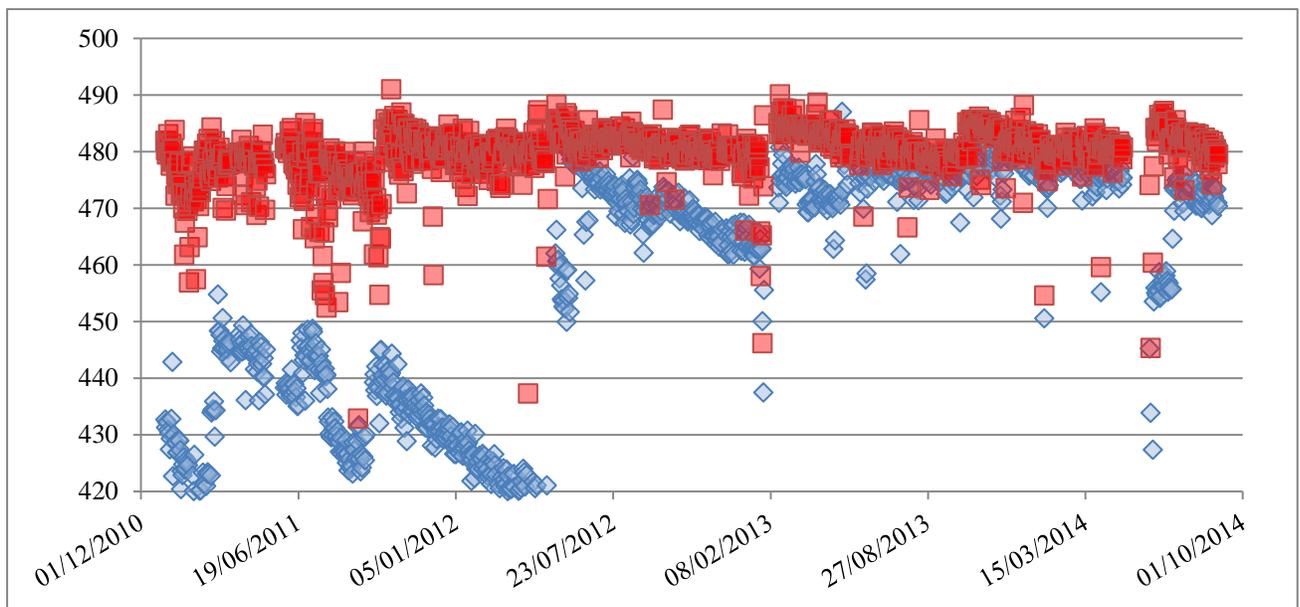
Gráfica 3.31 Presión de entrada pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RHLS

Al igual que como ha sucedido en la refinería Francisco I. Madero, el comportamiento de la presión de entrada en los pasos de los calentadores se comporta de una forma equivalente en la Refinería Héctor R. Lara Sosa en Cadereyta.

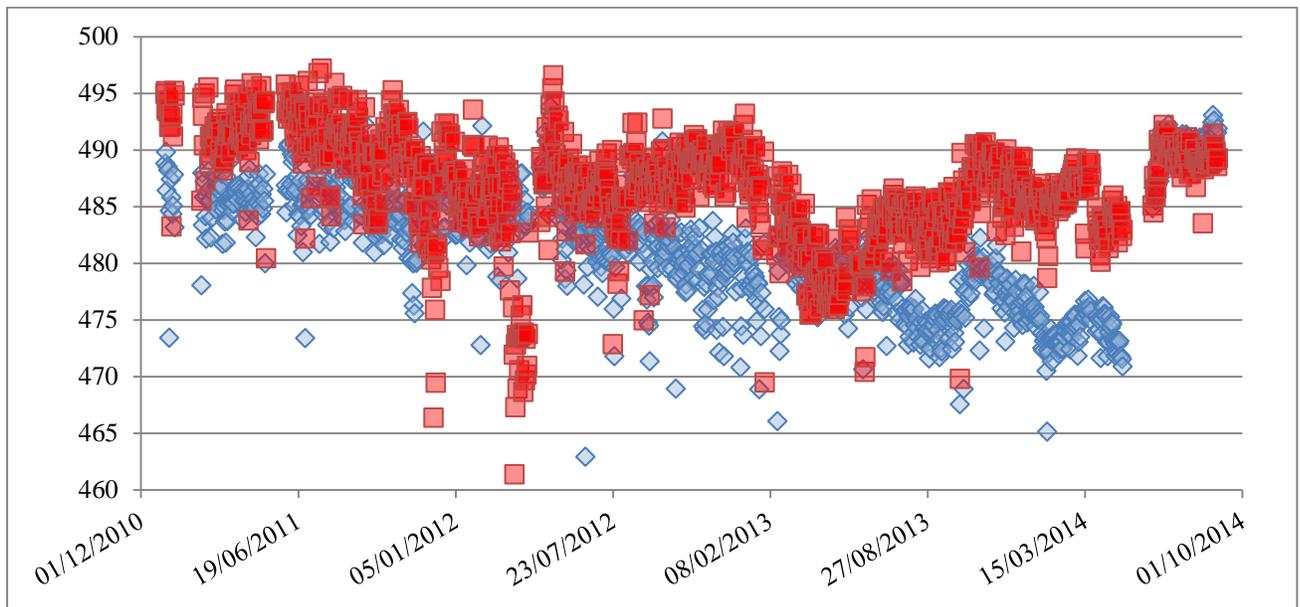
En los gráficos 3.28, 3.29, 3.30 y 3.31 se observa el comportamiento de la presión que tienen valores entre 17 y 30 psig, lo que indica cómo se ensucian los tubos del calentador. En los calentadores se alimenta vapor de alta presión que ajusta la velocidad del flujo a la entrada de cada uno de los pasos en los calentadores, lo que indica que se debe controlar la inyección del vapor en la entrada de los calentadores, puesto que si no es controlado puede llegar a observarse una caída de presión en el calentador que no es tolerable. Las caídas de presión mayor son utilizadas en el arranque, operación a baja capacidad y paro para evitar la coquización en los tubos del calentador. En este caso la presión de entrada en la RHLR no tiene caídas, lo cual presenta un mayor ensuciamiento en los tubos de coque, lo que podría resultar en un aumento en su rendimiento.



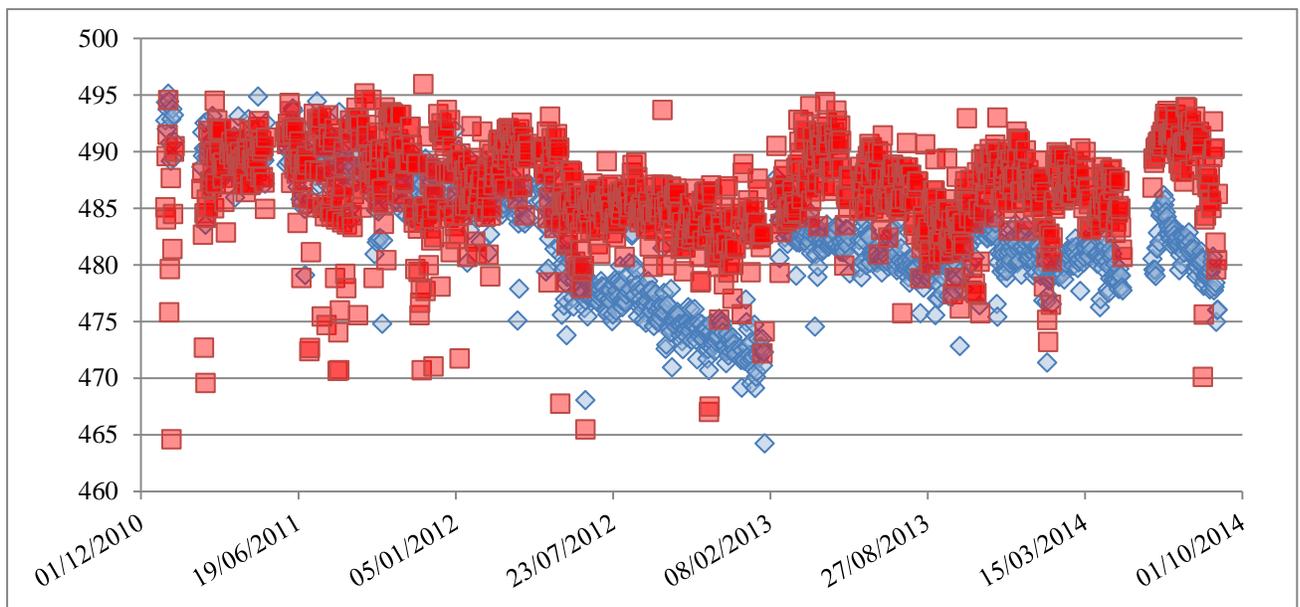
Gráfica 3.32 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31001 RHRLS



Gráfica 3.33 Temperatura de salida pasos 2 y 4 del calentador H-31001 RHRLS



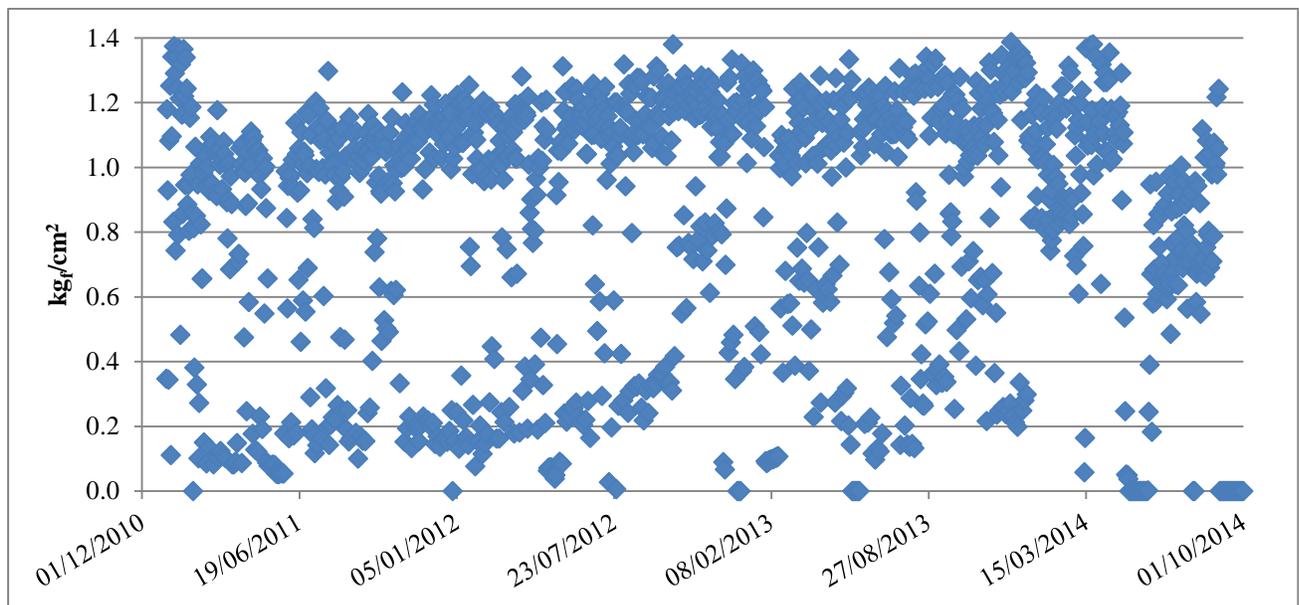
Gráfica 3.34 Temperatura de salida pasos 1 y 3 del calentador H-31002 RHRLS



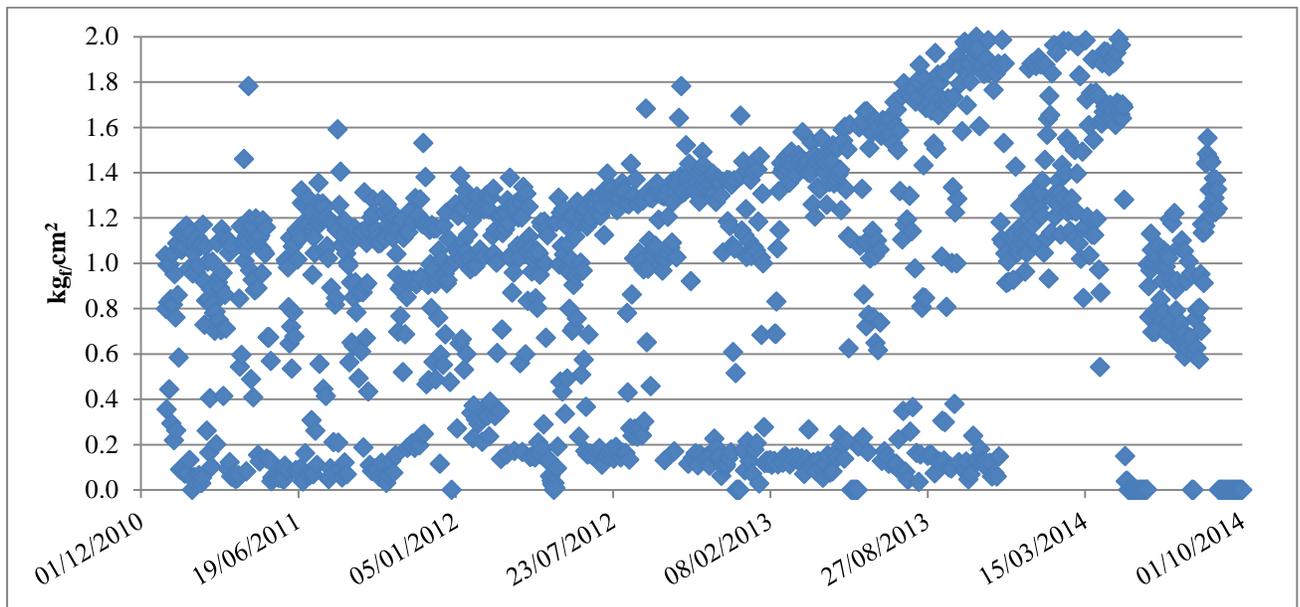
Gráfica 3.35 Temperatura salida pasos 2 y 4 del calentador H-31002 RHRLS

Como puede observarse en los gráficos la temperatura de salida de los calentadores oscila entre los 460 y 500 °C. A mayor temperatura en la salida del calentador menor será el rendimiento de coque y mayor el rendimiento de líquidos, ocurrirá lo contrario si la temperatura es menor en la salida del calentador.

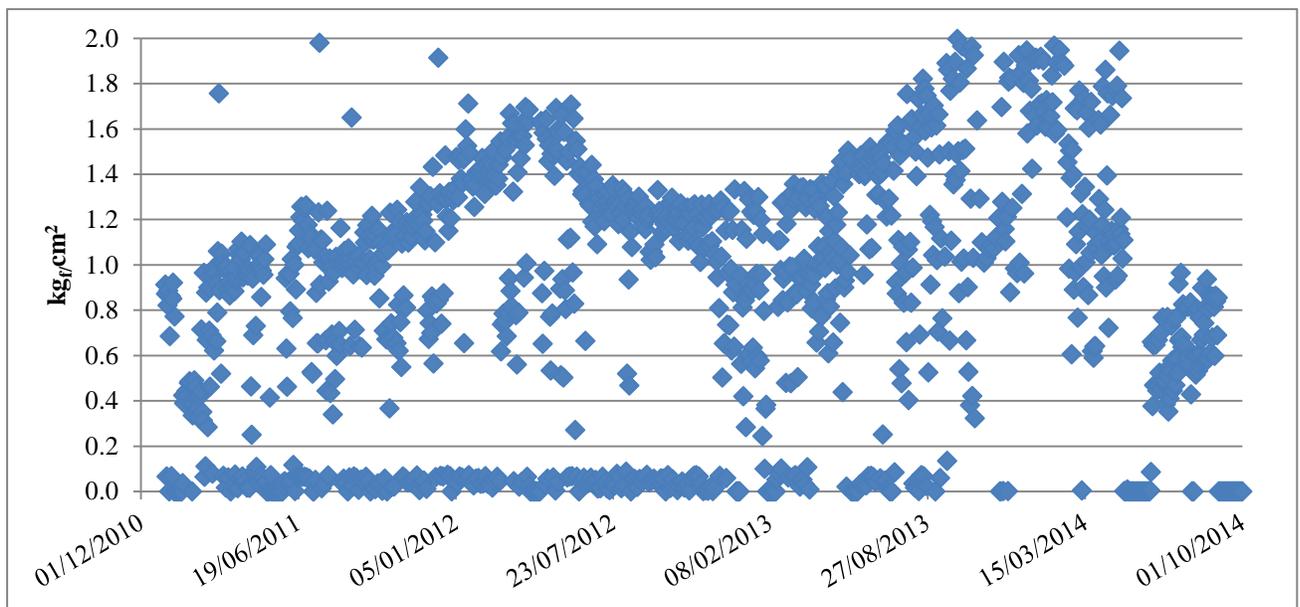
La temperatura de salida del calentador se controla con el flujo de gas combustible al calentador. Además es importante destacar que la caída de presión en el calentador y la temperatura de salida tienen un vínculo que determinan la cantidad de coque que se encuentra en los tubos y por ende debe retirarse de ellos; el vínculo es que un aumento en la caída de presión sin un aumento en la temperatura de salida indica que hay un incremento de coque en los tubos.



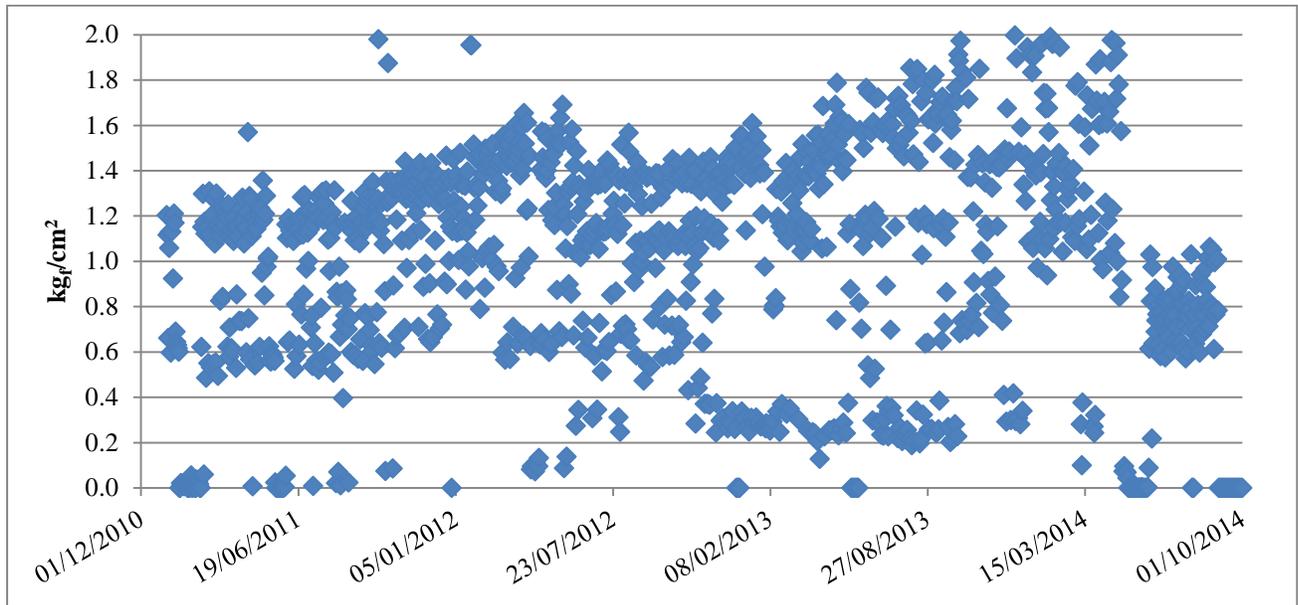
Gráfica 3.36 Presión domo de tambor 1 RHRLS



Gráfica 3.37 Presión domo de tambor 2 RHRLS

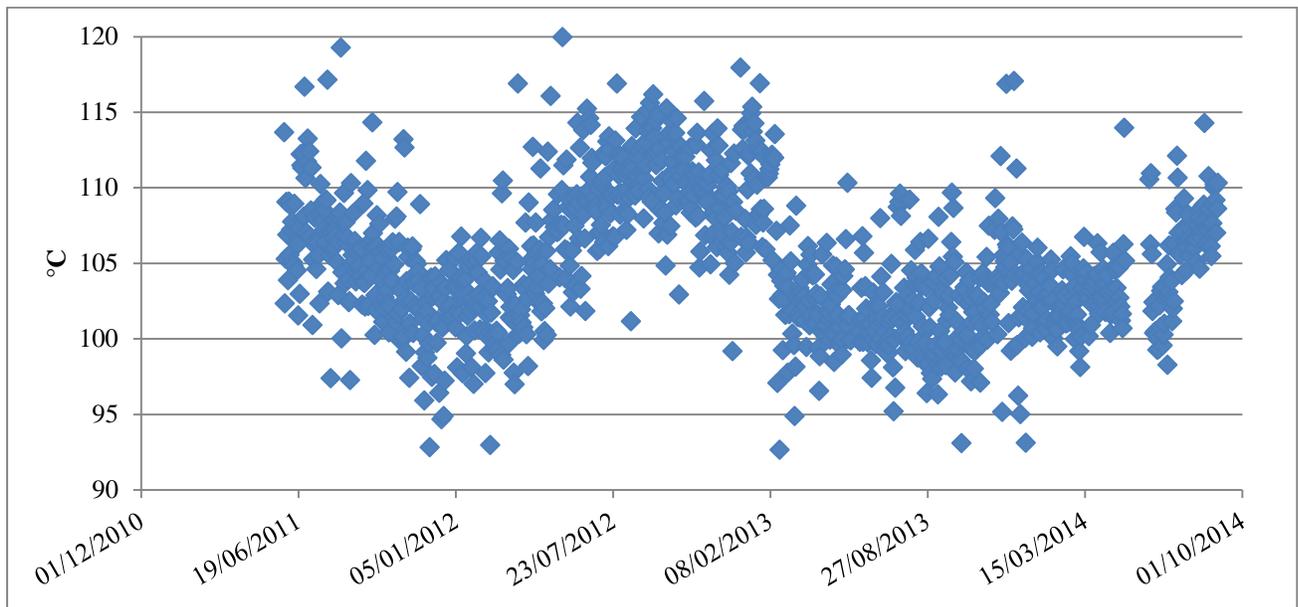


Gráfica 3.38 Presión domo de tambor 3 RHRLS

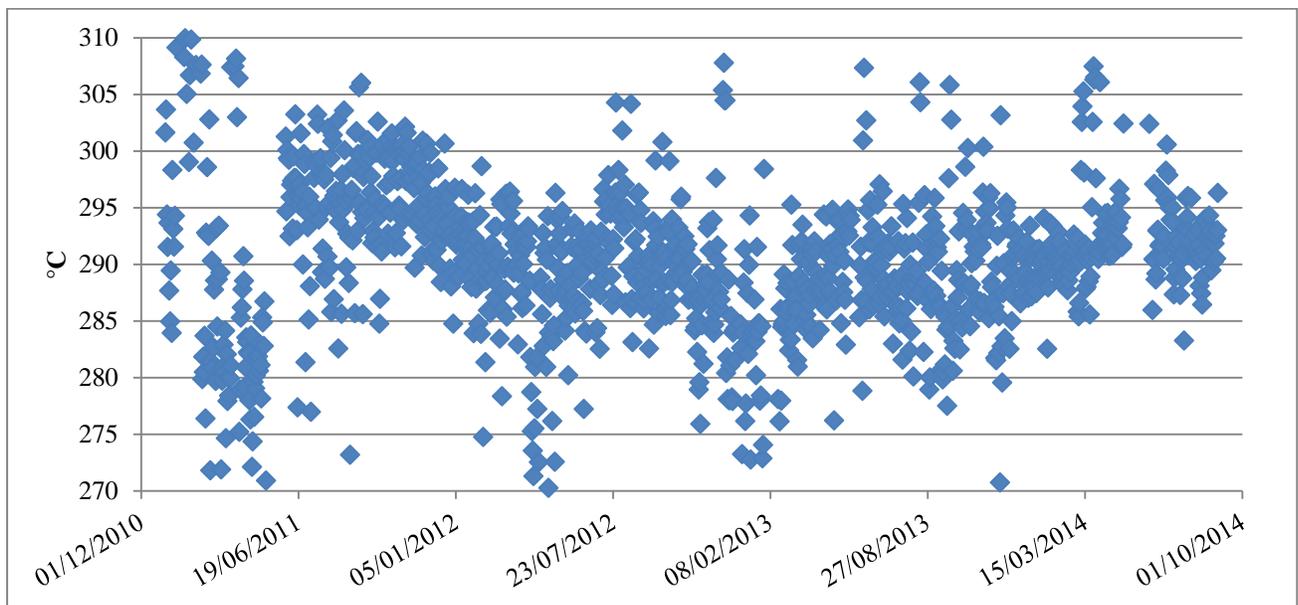


Gráfica 3.39 Presión domo de tambor 4 RHRLS

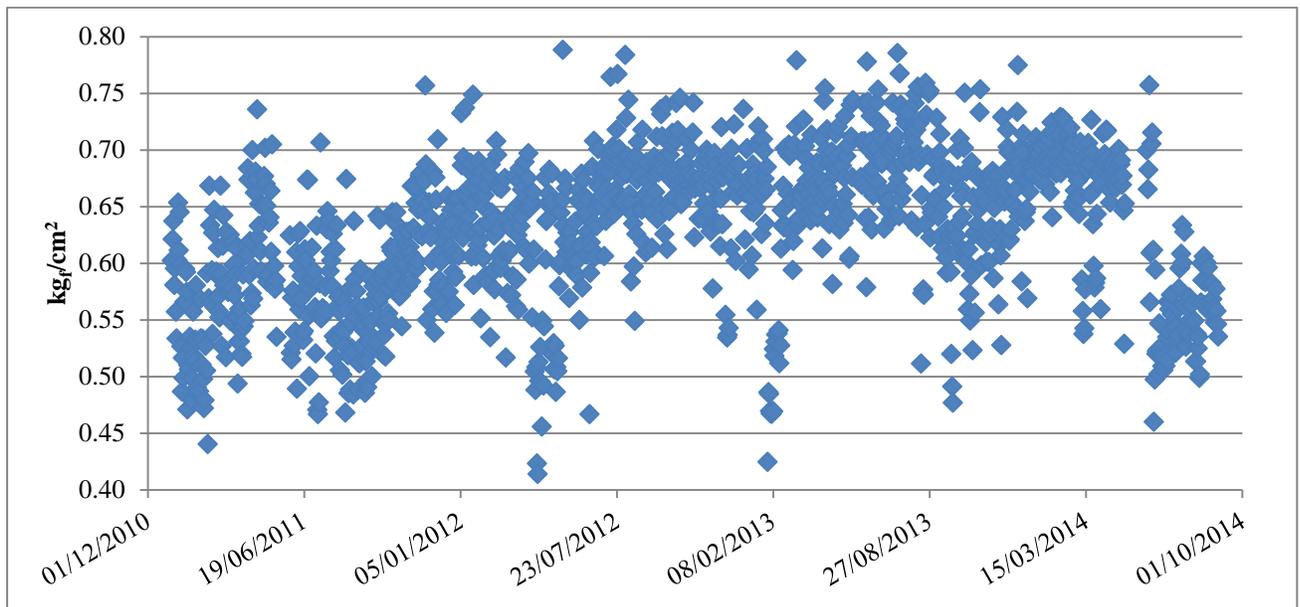
La presión del domo en los cuatro tambores se comportan de similar manera, observando una presión oscilante entre los 0 y 2 kg/cm^2 . De acuerdo a lo mencionado en los capítulos anteriores un incremento en la presión del sistema, aumenta el rendimiento de coque y disminuye el rendimiento de líquido. Una disminución en la presión causa el efecto inverso. Es importante decir también que debido a la pérdida de presión por el flujo en la línea del domo del tambor de coque a la fraccionadora, se vaporiza algo del líquido presente. Si se permitiera a la línea operar seca, la deposición de coque se puede acelerar y la línea puede quedar parcialmente tapada, es por eso, que la línea está prevista para mantener la corriente húmeda y lavar las partículas de coque formadas. En este caso ha sucedido lo contrario a la refinería Francisco I. Madero, ya que al haber una mayor caída de presión en el domo del tambor, hace que se forme mayor cantidad de coque.



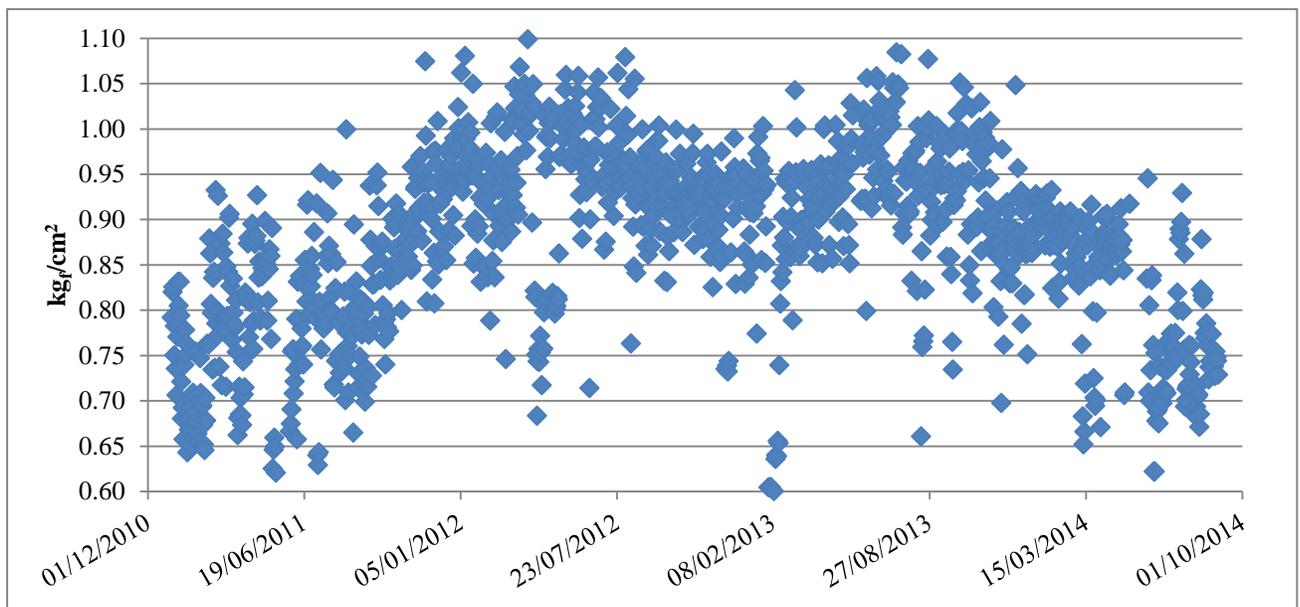
Gráfica 3.40 Temperatura domo de fraccionadora RHRLS



Gráfica 3.41 Temperatura fondo de fraccionadora RHRLS



Gráfica 3.42 Presión domo de fraccionadora RHRLS



Gráfica 3.43 Presión fondo de fraccionadora RHRLS

De acuerdo a los gráficos obtenidos del proceso de coquización retardada en la fraccionadora de coque la presión del fondo y del domo de la misma tienen un comportamiento muy similar. Mientras que las temperaturas del fondo y del domo son muy diferentes, el primero oscila entre 270°C y 300°C; el segundo oscila entre los 100°C y 120°C. Como se ha mencionado en el caso de la refinería Francisco I. Madero, esto es algo normal, puesto que la alimentación se lleva en el fondo de la fraccionadora y a mayor temperatura los elementos con menor número de átomos de carbono en sus moléculas se desprenden fácilmente, simultáneamente los líquidos se vaporizan y de esa manera se obtienen las diferentes fracciones. En particular la temperatura del domo es la condición más importante en la fraccionadora, puesto que de esta depende el punto final de ebullición de las naftas y con base a este requerimiento se evalúa como se debe tratar a los demás productos que salen de la misma.

Con los gráficos anteriores se han comparado los rendimientos y condiciones de operación reales, con los datos de las bases de diseño, en la cual se puede determinar qué tan lejanos se encuentran sus valores entre sí. Además con lo anterior pueden compararse los rendimientos entre las dos refinerías, observando el comportamiento que tienen sus procesos y la diferencia que existe entre ellos.

A partir de lo anterior puede hacerse un análisis de los factores que afectan los rendimientos de los productos de la planta conforme a las bases de diseño de ambas refinerías.

CAPÍTULO IV.

ANÁLISIS DE LA EVALUACIÓN DE COQUIZACIÓN RETARDADA

Con los datos presentados en el capítulo anterior se puede realizar un análisis del comportamiento en las unidades o equipos críticos del proceso que pueden afectar de cierta manera los rendimientos de los productos al aumentar o disminuir las condiciones de operación.

El Capítulo III trata sobre la obtención de las condiciones del proceso en las plantas de ambas refinerías durante la corrida de cuatro años, que permiten saber el desempeño en su operación.

Dentro de este desarrollo se informa sobre algunos factores que afectan los rendimientos de los productos líquidos y gaseosos, así como la recomendación que se puede hacer para los casos donde se presentan resultados muy distintos a lo que se muestra en las bases de diseño, y se supongan las opciones mayormente viables.

Para este caso se deben considerar los rendimientos reales y los datos proporcionados por las bases de diseño de la planta. Al comparar todos los datos anteriormente descritos, se puede llegar a un análisis específico y también a recomendaciones que ayuden al mejoramiento del proceso en la planta.

IV.1 Factores que afectan los rendimientos de los productos

En todo proceso lo que se planea es controlar en gran medida las variables de operación en equipos críticos de la planta para poder obtener los mejores resultados en sus productos. Este no es un caso ajeno, puesto que se deben observar principalmente tres condiciones: presión, temperatura y la relación de producción.

De acuerdo con lo anterior, se observan los rendimientos de los productos que pueden ser afectados por estas condiciones de manera general en la Tabla 4.1.

Tabla 4.1. Rendimientos de productos de coquización retardada

Rendimientos de productos de coquización retardada	Refinería Francisco I. Madero	Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa	Bases de diseño*
Rendimientos de coque (% peso)	19-29	35-48	30
Rendimientos de nafta (% peso)	8-12	3-7	9.06
Rendimientos de gasóleo ligero (% peso)	14-22	8-18	21.94
Rendimientos de gasóleo pesado (% peso)	36-45	32-44	30.40
Rendimiento de gas (% peso)	5-6	4-9	8.02
Rendimiento de butanos (% peso)	0-3	-	0.58

*Datos proporcionados por PEMEX-Refinación

Así mismo deben compararse los valores de las condiciones de operación de los equipos clave presentados en la Tabla 4.2.

Tabla 4.2. Condiciones de operación para coquización retardada

Condiciones de operación en equipos clave	Refinería Francisco I. Madero	Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa	Bases de diseño*
Presión entrada de calentadores (psig)	14-30	17-29	15-30
Temperatura salida de calentador (°C)	480-500	470-495	No debe exceder los 505°C
Presión domo de tambor (kg _f /cm ²)	0.2-1	0-2	1
Temperatura fondo fraccionadora (°C)	275-305	275-305	314
Presión fondo fraccionadora (kg _f /cm ²)	0.6-0.8	0.7-1.05	0.7
Temperatura domo fraccionadora (°C)	97-110	95-115	
Presión domo fraccionadora (kg _f /cm ²)	0.5-0.65	0.5-0.75	0.5

***Datos proporcionados por PEMEX-Refinación**

Finalmente también debe agregarse la calidad de la carga que entra a la Torre Fraccionadora, esto es, las propiedades físicas características de la alimentación del residuo de vacío, los cuales son enlistados en la Tabla 4.3.

Tabla 4.3 Propiedades físicas del residuo de vacío a la Torre Fraccionadora.

Propiedad física	Refinería Francisco I. Madero	Refinería Héctor R. Lara Sosa	Bases de diseño*
Gravedad API a 15.5 °C (°API)	4.91	4.91	5.79
Azufre (%peso)	5.19	-	4.5
Carbón Conradson (%peso)	24.18	-	22.4
Viscosidad a 100°C (cks)	905.64	-	12177
Viscosidad a 135°C (cks)	2343.93	946.6	935
Punto de corte (°C)	538	538	568.3

***Datos proporcionados por PEMEX-Refinación.**

Los datos presentados en la tabla anterior son un promedio de lo que se alimenta en la Torre Fraccionadora. Los datos presentados en las bases de diseño consisten en una alimentación de una mezcla de crudo Istmo/Maya en un 70/30 de concentración. En los casos que se presenta un mayor valor numérico con respecto al dato teórico de diseño, es porque se alimenta un poco más de concentración de crudo Maya que de Istmo. Las bases de diseño están fundamentadas en una carga de diseño del 100% Maya, aunque en la práctica lo que se alimenta es la mezcla anteriormente mencionada llamada caso alterno.

Una vez tabulados los datos del proceso se pueden determinar aquellos factores que afectan los rendimientos en los productos en la planta. Se comienza el análisis de la refinería Francisco I. Madero.

ANÁLISIS DEL PROCESO DE COQUIZACIÓN RETARDADA EN LA REFINERÍA FRANCISCO I. MADERO

1. ANÁLISIS DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE PRODUCTOS LÍQUIDOS (NAFTAS, GASÓLEOS LIGEROS Y GASÓLEOS PESADOS).

El análisis que se lleva a cabo es de acuerdo a los resultados de los rendimientos de hidrocarburos líquidos comparados con aquellos mencionados en las bases de diseño proporcionados por PEMEX-Refinación. En este sentido se analizan aquellos factores en las condiciones de operación fijándose principalmente en la temperatura y presión de los equipos clave mencionados en capítulos anteriores.

Se inicia el análisis del rendimiento de naftas en RFIM, en donde la relación que existe entre la producción obtenida y las temperaturas de salida de ambos calentadores es directamente proporcional. De acuerdo a las bases de diseño y a la descripción del proceso, en la coquización retardada la temperatura de salida de los hornos es la que determina que tan lejos llegará la reacción. Si la temperatura es alta, de manera general provoca que se aumenten los rendimientos de hidrocarburos líquidos, reduciendo la producción de coque y gas, y viceversa.

Al observar las temperaturas de salida de los distintos pasos de los hornos H-31001 y H-31002 (Gráficas 3.11, 3.12, 3.13 y 3.14) y el rendimiento de nafta de coquizadora RFIM (Gráfica 3.4), se visualiza de manera general un comportamiento similar a lo descrito en el párrafo anterior, pues al incrementar la temperatura de salida de los hornos, el rendimiento de nafta también aumenta. Es más claro este comportamiento justo en el período de 2012, en donde al haber una caída en la temperatura de salida, existe una pérdida en el rendimiento de naftas, sucediendo algo similar al final del período de estudio.

De acuerdo a las presiones del domo de los cuatro tambores (Gráficas 3.15, 3.16, 3.17 y 3.18) se observa que al mantener ésta condición por debajo de $1 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$, el rendimiento de nafta es mayor. Lo anteriormente descrito es visible a pesar de que existe un desorden

en los puntos graficados de los tambores utilizados para este proceso, presentando al inicio de las corridas presiones menores o iguales a 0.8 kg/cm^2 , provocando en esta etapa un mayor rendimiento de naftas desde 8.5% a 12% peso; en el momento en que comienza el aumento de la presión en los tambores 1 y 2 el rendimiento de naftas desciende. Al final de la corrida se ve una disminución en la presión, obteniendo un aumento en la producción de naftas (inicios del año 2014).

En la Fraccionadora de coque, la presión en el domo (Gráfica 3.21) va en ascenso hasta un punto en el que desciende de nuevo (Agosto 2013), existiendo una disminución en el rendimiento de naftas, recuperándose poco a poco cuando disminuye la presión, lo cual sigue la tendencia de que al incrementar de manera general la presión, aumenta el rendimiento de coque y gas, disminuyendo el rendimiento de hidrocarburos líquidos. En cuanto a la temperatura del domo (Gráfica 3.19), tiende a aumentar su tendencia, aunque es constante entre 100°C y 105°C durante la etapa estudiada, al final existe un aumento en la condición de operación, que puede indicar en cierta parte que se necesita obtener nafta de alto punto de ebullición, entonces, también al final del tiempo estudiado, el rendimiento de gasóleo ligero de coquizadora se vería disminuido puesto que hay una extracción total de éste producto.

En cuanto al producto de GOLC se tiene un muy buen rendimiento al inicio de la evaluación (Gráfica 3.5), puesto que es cercano a los rendimientos presentados en las bases de diseño, a pesar de que las temperaturas de salida de los hornos aumentan de manera lenta, sin embargo, poco después sufre una caída en su rendimiento a pesar de mantener constante la temperatura de salida de los hornos. De manera general se observa el comportamiento descrito, pues mientras aumenta la temperatura de salida de los hornos, existe un incremento en el rendimiento de GOLC.

Al analizar las presiones del domo de los tambores existentes en el proceso con el rendimiento de GOLC, cuando existe una presión por debajo de 0.8 kg/cm^2 generalmente existe una mayor producción de gasóleo ligero. Con esta condición de operación es más

visible el comportamiento de los rendimientos, pues mientras la presión disminuye en el proceso, se obtiene mayor cantidad en porcentaje peso de GOLC y viceversa.

La presión del domo de la Fraccionadora de coque es importante también, puesto que mientras se mantiene en un punto cercano a lo mencionado en las bases de diseño, se obtienen altos rendimientos de GOLC que se encuentran dentro de los límites de 19 a 21 por ciento peso, sin embargo, cuando comienza a aumentar la presión en el domo los rendimientos de este producto descienden, y cuando la presión disminuye se obtienen rendimientos cercanos a los de diseño proporcionados por PEMEX-Refinación.

Para finalizar con los productos de hidrocarburos líquidos obtenidos del proceso de coquización retardada en RFIM, el rendimiento de gasóleo pesado es mucho mayor en comparación con la nafta y el GOLC. Al observar el comportamiento de GOPC se visualiza un incremento, manteniéndose constante en una buena parte durante el período estudiado con valores entre 40 y 45 en porcentaje peso, un rendimiento alto con respecto a las bases de diseño y que sin duda es la causa principal de que los rendimientos de coque sean bajos y estén alejados de las bases de diseño, aunque esto supondría una ventaja en la obtención de productos líquidos que es el objetivo principal de una planta de este tipo.

El análisis del comportamiento del rendimiento de GOPC (Gráfica 3.6) se inicia con la condición de la Temperatura de salida del horno que tiene un similar desarrollo observado en los anteriores productos líquidos, ya que si aumenta la temperatura el rendimiento se incrementa y viceversa.

Así mismo cuando se analiza la producción de GOPC respecto a la presión del domo de los tambores del proceso, ésta condición aumenta lentamente durante el proceso y cuando llega a una presión más alta que $0.8\text{kg}_f/\text{cm}^2$ el rendimiento de GOPC aumenta, pero si la presión es menor a $0.8\text{kg}_f/\text{cm}^2$ los rendimientos se mantienen cercanos a las bases de diseño. Lo anterior demuestra que existe una falla, puesto que de acuerdo a la descripción del proceso al aumentar la presión se incrementa el rendimiento de coque y

gas disminuyendo así el de los hidrocarburos líquidos como el GOPC. Lo anterior puede deberse a que la sección de gas de coquizadora no es capaz de contrapresionar de buena manera los tambores de coque, ya que la temperatura de salida de los hornos es la correcta para el objetivo deseado de obtener mayor cantidad de productos líquidos, o bien la alta cantidad en porcentaje peso de GOPC puede deberse a las características de la alimentación del residuo de vacío.

La presión en el domo de la Fraccionadora puede determinar la condición de los rendimientos obtenidos, puesto que al permanecer cercano a los que se tiene en las bases de diseño, el rendimiento real de los productos líquidos es similar. Sin embargo mientras existe un incremento en la presión hay una disminución del rendimiento de GOPC y viceversa.

2. ANÁLISIS DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE LOS GASES DE COQUIZADORA (BUTANOS Y GASES COMBUSTIBLES)

Además de los hidrocarburos líquidos, en la planta de coquización retardada se obtienen algunos gases que sirven para el funcionamiento de otras plantas dentro de la refinería.

El gas seco combustible es uno de los productos de la coquización retardada que presenta una cantidad alta en su rendimiento al principio de la evaluación, después decrece manteniéndose la mayor parte del tiempo de estudio entre 5.0 y 5.8% peso, en donde el comportamiento inicial puede deberse a que la Temperatura de salida de los hornos es baja, produciendo un mayor rendimiento en el gas, sin embargo, cuando la temperatura permanece muy alta entre 490 y 498°C estos rendimientos se ven disminuidos.

Al observar el rendimiento de coque y gas de coquizadora (Gráficas 3.1 y 3.2 respectivamente) presentan comportamientos similares, en los cuales existe un decrecimiento en la Temperatura de salida en ambos hornos y es, en estos puntos, que no es visible el rendimiento del gas por lo que es posible que los puntos en estas etapas presentan un rendimiento mucho mayor, o bien, puede presentarse el caso de paro de la

planta para limpiar los hornos de coque debido a que se encuentra una coquización temprana en los pasos de los tubos y es necesario decoquizarlos.

Lo mismo sucede con la presión en los tambores, ya que al mantener una presión por encima de $0.8 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ los puntos de gas seco son mayores, mientras que si se mantienen los domos de los tambores por debajo de la presión mencionada, los rendimientos que se presentan son bajos.

Otro componente de la producción de una planta de coquización retardada es el gas butano, éste producto tiene un comportamiento más constante que el gas seco combustible y es más notorio el hecho cuando sube o baja la temperatura de salida de los hornos. Mientras la temperatura de salida del horno no es constante y además es bajo, el rendimiento de butanos aumenta, sin embargo cuando la temperatura de salida de los hornos tiende a un máximo de $496 \text{ }^\circ\text{C}$, permaneciendo constante en un período de tiempo prolongado, los rendimientos de gas butano se ven disminuidos. Lo anterior sigue la descripción del proceso, pues mientras se tengan temperaturas altas en el proceso los rendimientos de gas y coque se verán reducidos.

Observando la presión de los tambores, cuando éstos se encuentran por debajo de $0.8 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$, la mayoría de los puntos de los rendimientos de gas butano (Gráfica 3.3) permanecen cercanos a cero, sin embargo cuando la presión en los domos de los tambores es mayor a $0.8 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$, el rendimiento de este gas es más alto, incluso que lo mencionado en las bases de diseño. Otro factor a considerar es que en el desfogue puede existir una pérdida de gas butano que no permite saber con certeza la cantidad de gas butano producido.

3. ANÁLISIS DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE COQUE.

El rendimiento de coque que se obtiene en esta planta está en un rango de 19 a 29 en porcentaje peso, mientras las bases de diseño muestran que debe estar en un 30% peso. Lo que indica que todos los rendimientos se encuentran en rangos cercanos, sin embargo

el rendimiento obtenido de la planta se encuentra en rangos más bajos y es necesario de acuerdo a las gráficas presentadas en el Capítulo 3 realizar el respectivo análisis.

Si se observa el rendimiento de coque (Gráfica 3.1) los puntos presentados son muy variables, por lo tanto se deben analizar los gráficos de las condiciones de operación tanto en la fraccionadora, el calentador y los tambores de coque con respecto al del rendimiento de coque.

Primero se empieza por ver la presión de entrada y la temperatura de salida en los calentadores; éstos inician con una baja presión y poco a poco comienza a incrementarse esta condición, después de un tiempo el comportamiento vuelve a decrecer y comienza a subir la presión, de esta manera sigue el proceder durante la corrida de los cuatro años. La presión de entrada no tiene una relación con los rendimientos de los productos finales, pero si determina el ensuciamiento que existe en los tubos indicando que cuando existe un aumento en esta condición existe una mayor cantidad de coque. Sin embargo la temperatura de la salida de los calentadores se mantiene un poco más constante entre 486 y 498°C durante toda la corrida, en los cuales se encuentran caídas dentro del proceso, dentro de los mismos rangos.

Lo anterior indica lo que se ha establecido durante la descripción del control de proceso, donde un incremento en la caída de presión del calentador y en la cual no hay un incremento de temperatura en la salida se encuentra una mayor cantidad de coque en los tubos. Por otro lado las temperaturas son fundamentales en el tambor de coque pues mientras haya un aumento en la salida de los calentadores menor será el rendimiento de coque y viceversa.

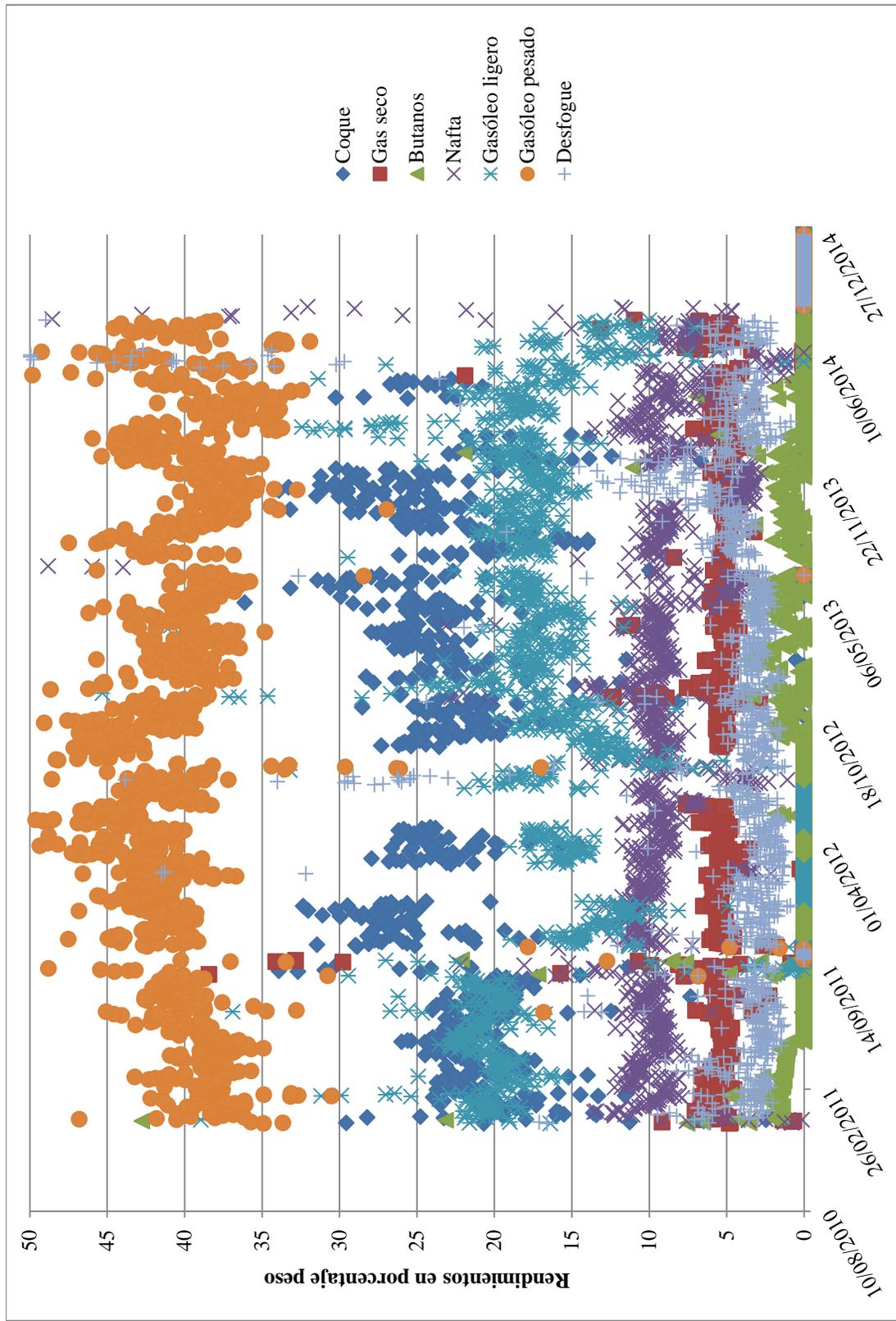
Ahora de acuerdo a los tambores, el rendimiento de coque está relacionado con la presión en éste equipo, un incremento de ésta condición aumenta el rendimiento del mismo. Al observar la presión del domo de los cuatro tambores utilizados en este proceso (Gráficas 3.15, 3.16, 3.17 y 3.18) tienen el mismo comportamiento que el rendimiento de coque (Gráfica 3.1). La presión del domo al inicio de la corrida es baja y poco a poco

aumenta, teniendo dentro del proceso altas y bajas hasta llegar a $1.0 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ en los cuatro tambores, lo que permite confirmar lo que se ha descrito en éste párrafo conforme a los rendimientos obtenidos.

De acuerdo a la Tabla 4.2, las condiciones de operación obtenidas en el proceso y las que refiere las bases de diseño, la planta se encuentra dentro de los límites con la que se ha planeado el proceso. La presión obtenida del domo de tambor permite saber qué tipo de coque es el que se está generando, en este caso puede obtenerse coque de petróleo de tipo esponja, puesto que se manejan presiones menores de $1.05 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$, donde el rango máximo es hasta $10.5 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ que es la presión idónea para obtener coque tipo aguja.

Finalmente el rendimiento de coque se ve mayormente afectado o disminuido en parte por la presión manejada en los tambores, como recomendación es necesario observar el comportamiento dado en el calentador H-31002, debido a que la temperatura de salida no es constante como los resultados que presenta el calentador H-31001, lo anterior en cierta medida puede deberse a que el calentador H-31002 presenta un mayor ensuciamiento debido a la presión de entrada presentada.

En la Gráfica 4.1 se presenta de manera general el comportamiento de todos los rendimientos de los productos en la planta de la Refinería Francisco I. Madero de acuerdo a los análisis que se han realizado en esta sección, la cual confirma que la alta producción de gasóleo pesado disminuye el rendimiento de coque a obtener, puesto que la mayoría de los demás productos analizados como naftas, gasóleos ligeros, gases y butanos se mantienen cercanos a los rendimientos teóricos de las bases de diseño de la planta.



Gráfica 4.1. Rendimientos los productos obtenidos en el proceso de coquización retardada en la refinería Francisco I. Madero

ANÁLISIS DEL PROCESO DE COQUIZACIÓN RETARDADA EN LA REFINERÍA

ING. HÉCTOR R. LARA SOSA

1. ANÁLISIS DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE PRODUCTOS LÍQUIDOS (NAFTAS, GASÓLEOS LIGEROS Y GASÓLEOS PESADOS).

El primer análisis para esta refinería sobre los productos líquidos obtenidos en el proceso de coquización retardada se refiere a la nafta. Las bases de diseño proporcionadas, mencionan que debe de obtenerse un rendimiento cercano al 8% en peso, pero al observar el comportamiento desordenado de este producto a través de la gráfica 3.24, a excepción del principio y final del período estudiado, se encuentra un porcentaje promedio entre 3 y 6% en peso, esto es, un porcentaje un tanto menor a lo dictado por las bases de diseño.

Como se ha mencionado en otras ocasiones la presión de entrada al calentador no afecta los rendimientos en gran proporción, pues este parámetro sólo indica el ensuciamiento de los pasos en el calentador, sin embargo, la temperatura de salida de estos equipos es determinante para que la reacción llegue lo más lejos dentro de los tambores de coque, y así obtener rendimientos óptimos que se encuentren lo más cercanos a las bases de diseño.

La temperatura en la salida de los calentadores se encuentra desestabilizada en el calentador H-31001 (Gráficas 3.32 y 3.33) por dos de los cuatro pasos de este equipo. Los pasos 3 y 4 son los que presentan problemas al tener temperaturas por debajo de los 480°C, provocando una baja en el calor generado para que se lleve a cabo la reacción en el tambor de coque. Similar situación es encontrada en el calentador H-31002 (Gráficas 3.34 y 3.35), aunque en este último equipo la mayor parte del período evaluado se mantiene por encima de los 480°C a pesar de existir puntos a la mitad y al final de la evaluación en que se presenta una disminución de esta condición de operación que llega a afectar los rendimientos finales de producción.

Las bases de diseño mencionan que cuando se tienen altas temperaturas de operación en la coquización retardada, disminuye la producción de coque y aumenta el rendimiento de hidrocarburos líquidos, por lo que al analizar el gráfico de naftas comparado con esta condición de operación, las fallas de baja temperatura en dos de los cuatro pasos de ambos calentadores, reduce en gran medida el rendimiento de este producto durante todo el período de tiempo evaluado.

Por ejemplo el punto más alto en el rendimiento de naftas (Gráfica 3.24) se encuentra a finales del año 2013, en donde se alcanza hasta un rendimiento en 8% peso de este producto, debiéndose principalmente al control en la temperatura de salida de los calentadores que es cercano a los 480°C en la mayoría de los pasos de ambos calentadores, sin embargo el equipo H-31001 tiene problemas más notorios en uno de sus pasos, en el cual el funcionamiento correcto de los siete pasos restantes en esta etapa, mitiga la falla existente en el paso 3 del calentador H-31001.

Ahora bien al observar la presión de los domos de los cuatro tambores de coque, se encuentra que hay una presión alta en la mayoría de los puntos de la evaluación, por encima de los 0.8 kg_f/cm², lo que provoca una disminución en los rendimientos de los hidrocarburos líquidos. Al igual que en el ejemplo anterior, el mayor rendimiento de nafta es provocado por una disminución en general de la presión de los tambores de coque en este período de tiempo. Estos problemas de aumento de presión en los tambores de coque puede deberse al proporcionar una baja temperatura los calentadores, obligando a presurizar el sistema, para obtener rendimientos no tan altos de coque.

El gasóleo ligero de coquizadora es otro de los productos obtenidos en este proceso, y que al principio del intervalo de tiempo analizado, se encuentra cercano a lo propuesto por las bases de diseño (21.94% peso), o con los puntos más altos durante el tiempo de evaluación, pero comienza un descenso rápido en el rendimiento de GOLC (Gráfica 3.25) dando lugar a que se mantenga un rendimiento por debajo del 13% peso. Lo anterior puede deberse a lo acontecido igualmente con la nafta, es decir, a las condiciones de

operación, o que la instrumentación se encuentra en malas condiciones (indicador de flujo de GOLC) o bien a los requerimientos del punto de ebullición final de la nafta.

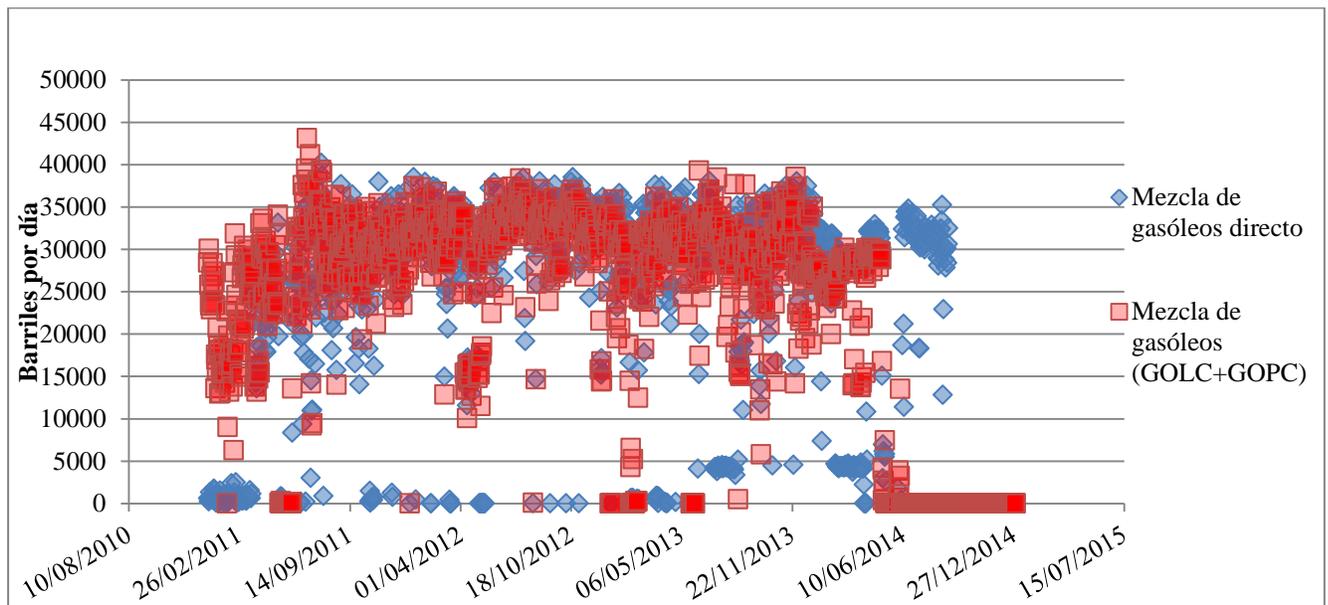
Existen tres hipótesis del descenso de GOLC y debe comprobarse cuál de los posibles problemas presentados es el que afecta el rendimiento de este producto.

Como primer rubro el análisis de las condiciones de operación, especialmente la temperatura de salida de los calentadores, presentan los problemas ya mencionados en los pasos con los que cuentan, este hecho indudablemente puede dar pie a la existencia del súbito descenso de rendimientos de GOLC. Al inicio en los dos calentadores (Gráficas 3.32, 3.33, 3.34 y 3.35) se observa que se encuentran estabilizados en cuanto a temperatura se refiere, pues son superiores a los 480°C, sin embargo conforme pasa el tiempo se empiezan a presentar problemas en los pasos 3 y 4 de ambos calentadores que llevan a una baja en el rendimiento de GOLC, sin embargo comparando con el rendimiento de naftas, a finales del año 2013 se había mencionado que en siete de los ocho pasos en total de los calentadores se mantenía una temperatura muy cercana a los 480°C, lo que podía mitigar el control tan bajo de esta condición en el paso 3 del calentador H-31001, teniendo así un valor en rendimiento de GOLC similar al de las bases de diseño; pero cuando se observa el comportamiento de GOLC en el mismo período en que se da un aumento de rendimiento de naftas, lo anterior no sucede.

Lo descrito anteriormente determina en gran medida que lo sucedido con la temperatura a la salida del calentador afecta considerablemente el rendimiento de GOLC, pero que no es el único factor que provoca el descenso de su producción.

Otro factor en cuanto a las condiciones de operación se refiere, es la presión de los domos de los tambores, que como se presenta en las gráficas 3.36, 3.37, 3.38 y 3.39 es alta, incrementando así el de los hidrocarburos líquidos. Como ya se ha hecho mención en el análisis de los rendimientos de nafta, este factor es sin duda el que mayormente influye al descenso de los rendimientos de este tipo de productos.

Existe otra hipótesis acerca de la baja de los rendimientos de GOLC, esta incluye el detectar si existe un problema con el indicador de flujo de este producto, esto se observa en la gráfica 4.2 referente a la mezcla de gasóleos en el cual, se visualizan en el mismo período, lo registrado por el indicador de flujo de GOLC sumado a lo del indicador de flujo de GOPC, lo cual da como respuesta el comportamiento del flujo total de la mezcla de gasóleos, comparado con el indicador que mide directamente el flujo de ambos productos. Lo anterior ayuda a saber si hay un error en el indicador de flujo de GOLC. Los puntos de la suma de los flujos de GOLC y GOPC deben coincidir con aquel que muestra los puntos registrados tomados directamente de un indicador de flujo de la mezcla de gasóleos para descartar un problema en la instrumentación.



Gráfica 4.2 Gráfica de mezcla de gasóleos

Al observar la Gráfica 4.2 se descarta el problema del indicador de flujo de GOLC, puesto que la mayoría de los puntos coinciden entre sí.

La tercer hipótesis de este descenso en el rendimiento de GOLC se debe al punto final de ebullición con que se desee obtener la nafta de esta refinería, ya que si la temperatura del

domo de la Fraccionadora de coque aumenta, es debido a que se requiere un alto punto final de ebullición de este producto, teniendo que extraer todo el GOLC, reduciendo así su rendimiento. Si se analiza la temperatura del domo de la Fraccionadora (Gráfica 3.40), existe un punto en el que esta condición aumenta considerablemente y justo en ese período es cuando el rendimiento de GOLC no rebasa el 12 por ciento en peso, lo cual indica que este puede ser otro factor importante en la disminución del rendimiento de GOLC.

Por último se analiza el rendimiento de gasóleo pesado de coquizadora (Gráfica 3.26), observándose una producción en aumento, que incluso el comportamiento es contrario a lo observado con el GOLC, además de que presenta altos puntos llegando a tener hasta un 44% en peso de rendimientos, cantidad mucho mayor a lo establecido en las bases de diseño.

Si el rendimiento de GOPC se analiza con respecto a las temperaturas de salida del calentador, sucede lo contrario a lo establecido anteriormente en el desarrollo del proceso, pues mientras al inicio de la operación de la planta existe un control idóneo en la temperatura de reacción que llega a los tambores, el GOPC se mantiene bajo. También a pesar de que los pasos de los calentadores no funcionan como se espera, el GOPC aumenta su rendimiento.

Caso similar con respecto a las temperaturas de salida de los calentadores, sucede con la presión en los domos de los tambores, pues al aumentar esta condición de operación se sabe que disminuyen los rendimientos de los hidrocarburos líquidos, pero el comportamiento mostrado con el GOPC no cumple con esta regla.

Además por otro lado, si se busca creer en la hipótesis de que el indicador de flujo de GOPC se encuentra dañado o bien no está en condiciones, la Gráfica 4.2 ha mostrado que no existe falla en los indicadores, con lo cual se debe descartar automáticamente esta situación.

Finalmente al tener un bajo rendimiento de GOLC, se supone que la producción tan alta de gasóleo pesado equilibra la disminución que se tiene con el GOLC.

2. ANÁLISIS DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE LOS GASES DE COQUIZADORA (BUTANOS Y GASES COMBUSTIBLES)

Los rendimientos de los gases de coquizadora son muy variables (Gráfica 3.27) ya que van desde el 3% en peso hasta un 10% en su punto más alto.

Analizando las Temperaturas de salida de ambos hornos (Gráficas 3.32, 3.33, 3.34 y 3.35), se observa en un inicio que esta condición es alta, rebasando incluso los 485°C en cada paso, provocando la disminución del rendimiento de gas de coquizadora, sin embargo cuando comienzan las fallas en los diferentes pasos de ambos hornos, genera un aumento en el rendimiento de gas, llegando a ser de hasta 9% peso.

El ejemplo más claro observado en la Gráfica 3.27 sobre los rendimientos de gas de coquizadora es en la mitad del período analizado, observándose la disminución de este producto hasta en un 3% peso, ocasionado precisamente a que en este punto la temperatura de salida en todos los pasos de ambos calentadores es cercana a 480°C, provocando la disminución en el rendimiento de este producto. Después de este período los pasos 3 y 4 de ambos calentadores, presentan problemas en la disminución de temperatura provocando que el rendimiento de gas aumente, manteniéndose entre 6 y 10% peso, aunque esto ayuda a mantener estos rendimientos cercanos a lo mencionado en las bases de diseño que es del 8% peso.

Lo observado al final del período es otra vez la disminución del rendimiento de gas, esto se debe principalmente a que siete de los ocho pasos de los calentadores tienen una condición por encima de 480°C, provocando la baja de este rendimiento, a pesar de que existe aún la falla en el paso tres del calentador H-31001 que va en descenso la temperatura de salida (Gráfica 3.32).

Como se ha mencionado en el análisis de los rendimientos de hidrocarburos líquidos, la presión en el domo de los cuatro tambores es alta en la mayor parte del período estudiado, comenzando desde una presión de $0.8 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ hasta llegar a tener una presión de $2 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$. El rendimiento de gas de coquizadora en un principio se ve disminuido debido a este lento aumento de presión, sin embargo, cuando esta condición va aumentando en cada uno de los tambores, el rendimiento del gas se comporta de la misma manera.

Cuando el rendimiento de gas de coquizadora vuelve a disminuir (Julio 2012), en el tambor 3 y 4 (Gráficas 3.38 y 3.39) se observa el descenso de la presión hasta $1.0 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ y en los tambores 1 y 2 (Gráficas 3.36 y 3.37) no rebasa ni el $1.2 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$, observando que al disminuir la presión, los rendimientos de coque y en este caso de gas disminuyen y viceversa. Lo anterior también es observable después del punto en el que se ha visto disminuido el rendimiento de gas, ya que comienza a elevarse la presión en los domos de los tambores de coque, provocando el aumento de rendimientos de este producto.

Al final del período del tiempo analizado vuelve a encontrarse un descenso del rendimiento de gas, provocado también porque la presión de los tambores de coque comienza a verse disminuido hasta llegar a condiciones incluso menores que $0.8 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$.

En lo que se refiere al gas butano, dentro de esta planta no se encontraron datos registrados del flujo de este gas, la probabilidad de que este producto y otros gases generados en menos cantidad en la coquización retardada vayan al desfogue es alta.

3. ANÁLISIS DE LOS FACTORES QUE AFECTAN EL RENDIMIENTO DE COQUE

Al observar los rendimientos de coque (Gráfica 3.23) hay una variación en todo el tiempo que dura la evaluación, sin embargo los puntos que mayormente se visualizan en un conjunto se encuentran desde un 36% hasta un 48% peso. El coque como se ha mencionado anteriormente es un producto que sale indudablemente de esta reacción endotérmica, pero que debe obtenerse con rendimientos cercanos al 30% peso, según las bases de diseño presentadas por PEMEX. Esta variación dada en el comportamiento del

rendimiento de coque se debe básicamente a las condiciones en el tambor de coque y a la alimentación del residuo de vacío que se hace a la planta.

Al realizar el análisis en la presión de entrada de los calentadores es notable que existe un ensuciamiento a los largo de toda la evaluación del proceso en los pasos de los calentadores. Lo anterior es mayormente visto en el calentador H-31002 que alimenta a los tambores 3 y 4 (Gráficas 3.30 y 3.31), mientras que el calentador H-31001 tiene algunas caídas de presión grandes, justamente cuando se llega a detectar una presión alta permitida en el calentador, indicando que hubo un descostramiento de coque en los pasos del calentador por el ensuciamiento mostrado, sin embargo no es en todos los pasos, exclusivamente se ve que fue realizado a los pasos 1 y 3 de dicho calentador. Se sabe que la presión de entrada no es un factor que determine el rendimiento de los productos en la coquización retardada, pero si permite saber el flujo que debe manejarse a la entrada del calentador para que se lleve a cabo el proceso en los tambores de coque. En este caso al presentarse una falta de limpieza en los serpentines, un flujo de alimentación excesivo debió haberse usado para poder pasar por ambos calentadores, provocando un mayor taponamiento en los pasos.

Ahora bien la temperatura de salida de los calentadores, sí es un factor determinante en el rendimiento de los productos de la planta, puesto que la temperatura que llegue a los tambores de coque, determina si la reacción puede llevarse a cabo correctamente. En ambos calentadores se observa una temperatura constante que está entre los 480°C y 495 °C, sin embargo no se encuentra esta condición en todos los serpentines de los calentadores, exclusivamente es más notorio en el calentador H-31001 en los pasos 3 y 4. De acuerdo a las bases de diseño y al proceso, si la temperatura de salida del horno permanece constante y alta, produce una mayor cantidad de hidrocarburos líquidos, en este caso en particular no se observa de esta manera. Probablemente la falla en la temperatura de salida que se encuentran en los pasos 3 y 4 de ambos calentadores al ser menores de 480°C, no ha permitido que la reacción en los tambores de coque se lleve conforme a lo estipulado en las bases de diseño, permitiendo un aumento en el

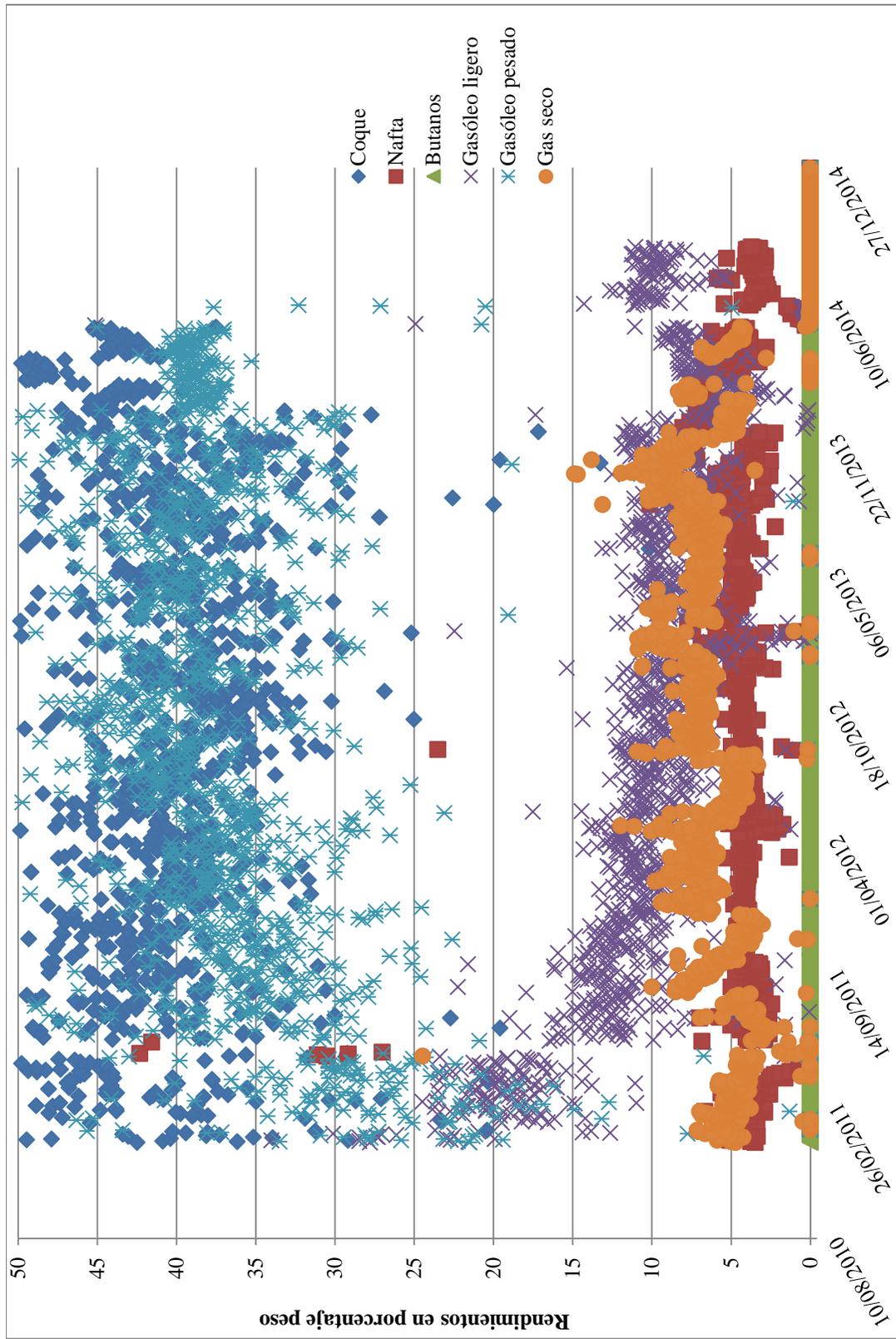
rendimiento de este producto y la disminución de naftas o gasóleos ligeros en su mayor parte.

Se ha mencionado que la temperatura de salida de los calentadores es importante para el rendimiento de los productos de la planta, la presión en los tambores también lo es durante el proceso. En los cuatro tambores se observa el manejo de altas presiones en los domos, ya que pocas veces se manejan por debajo de $0.8 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$, comportándose a lo largo de la evaluación con una elevada presión que incluso llega hasta los $2 \text{ kg}_f/\text{cm}^2$ en los tambores 3 y 4. De manera general se maneja que un aumento en la presión genera rendimientos altos de coque y gas, es por ello que al encontrar porcentajes peso de coque por encima de 36% wt en la mayor parte del tiempo de evaluación, se debe a las altas presiones manejadas en los cuatro tambores de coque.

Las temperaturas y presiones manejadas dentro de la Fraccionadora de coque determinan las características finales de los productos. La temperatura del domo de Fraccionadora (Gráfica 3.40) es constante en un rango mayoritario de 100°C a 110°C , e incluso existe un período en el que alcanza los 115°C , un aumento de estas características en el domo funciona para obtener naftas de coquizadora con alto punto final de ebullición, incrementando la extracción de GOLC.

En cuanto se refiere a las presiones del domo y fondo de la Fraccionadora (Gráficas 3.42 y 3.43 respectivamente) se mantienen a lo largo del período analizado por encima de lo indicado en las bases de diseño. Si se aumenta la presión en el domo de la Fraccionadora afecta claramente la presión del domo de los tambores de coque, generando en ellos un aumento en dicha condición que determina en gran parte el aumento de rendimiento de coque.

En la Gráfica 4.3 se presenta de manera general el comportamiento de todos los rendimientos de los productos en la planta de la Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa.



Gráfica 4.3 Rendimientos de los productos obtenidos del proceso de coquización retardada en la refinería
Ing. Héctor R. Lara Sosa

IV.2 Factores económicos para reconfigurar una refinería que incluya planta de coquización retardada. ³¹

Actualmente se observa una disminución en la producción de crudos ligeros en comparación con años anteriores y la apuesta actual es obtener el mayor beneficio de los crudos pesados que se extraen de los pozos petroleros de México y del mundo. El crudo pesado y extrapesado es más difícil de transportar y de procesar en comparación con los ligeros, por lo cual pocas refinerías en el mundo se interesan en ellos. Es por esa razón que muchas de las ocasiones se venden con un descuento que depende de diversos factores como el contenido de azufre, punto de venta e incluso la subasta de algunos productos como el coque es una realidad en la economía petrolera actual.

Además, aun cuando el 45% de las refinerías existentes a nivel mundial podrían reconfigurarse para procesar crudos pesados, al día de hoy tan sólo el 25% pueden procesarlo, lo que hace que el precio de estos crudos baje, haciéndolos atractivo para aquellas refinerías capaces de procesarlos; sin embargo es un impedimento para las regiones que puedan extraerlo, tal como sucede en Medio Oriente pues existe el potencial para producir al menos 2 mmbd de este tipo de crudo, sin embargo no hay mercado para colocar esa extracción, por lo que un aumento de la misma reduciría aún más el precio de este tipo de crudo.

Como un dato económico más, el hecho de añadir reservas de crudo pesado y extrapesado a un portafolio no representa un incremento rápido en la producción, ya que los costos de desarrollo pueden ser mayores que los de un yacimiento convencional y, por lo tanto, los períodos de recuperación de inversión son mucho mayores. Por estas razones estos proyectos deben asegurar el flujo de efectivo a largo plazo y deben tener una planeación integral, es decir, desde su extracción hasta su procesamiento.

De manera general las refinerías que cuentan con una mayor infraestructura (complejas), son las que cuentan con mayores ganancias, mientras que las más simples operan muy

cercanas al punto de equilibrio, llegando incluso a tener pérdidas ya que requieren de procesar crudos ligeros que son los que evitan dichos quebrantos. Lo anterior es debido a que una refinería simple produce márgenes más reducidos de productos de alto valor a partir de crudos pesados, por lo que no es justificable pagar una cantidad grande de dinero por crudos de baja calidad.

Pero lo que sucede en refinerías de mayor complejidad, es que las moléculas de alto peso pueden fraccionarse y obtenerse productos ligeros, dando como resultado mejores rendimientos económicos e incluso más recursos para pagar crudos de esta calidad. De acuerdo a la mezcla Cold Blake (22.6°API y 3.6% azufre) se compara el rendimiento de los productos en los tipos de configuración de refinería.

Tabla 4.4 Rendimiento de productos en distintas configuraciones de refinerías.

Productos de refinación	Tipo de refinería		
	Refinería simple	Refinería de media complejidad	Refinería de alta complejidad
GLP	1.1	1.1	1.1
Gasolina	12.9	42.8	57.8
Jet Fuel	4.7	4.7	5.9
Diesel	13.5	17.7	19.4
Combustóleo	12.5	2.8	2.8
Coque	0.0	2.8	11.2
Asfalto	55.3	33.2	8.3
Total	100	105.0	106.5

Así, si se toman en cuenta los rendimientos que se obtienen a partir del crudo mencionado con los precios de venta del refinador se tiene:

Tabla 4.5 Relación precio-producción en distintas configuraciones de refinerías.

	USD/bbl	Ingreso por tipo de refinería (producción por precios) (USD)		
		Refinería simple	Refinería de media complejidad	Refinería de alta complejidad
GLP	38.94	0.43	0.43	0.43
Gasolina	60.00	7.74	25.71	34.69
Jet Fuel	57.50	2.70	2.70	3.37
Diésel	59.00	7.97	10.42	11.44
Combustóleo	30.00	3.75	0.83	0.83
Coque	15.00	-	0.42	1.68
Asfalto	25.00	13.83	8.30	2.07
Ingreso bruto		36.41	48.80	54.52
Costo de proceso		5	6.50	8.50
Ingreso neto		31.41	42.30	46.02
WTI	50.00			
Diferencial relacionado		18.59	7.70	3.98

Si se observa con atención la Tabla 4.5 es notable el cambio de la economía entre una refinería de alta complejidad en comparación con una simple, debido a las proporciones de productos de mayor valor que se producen en ellas. Se tiene entonces, que entre mayor complejidad posea una refinería se privilegiarán los productos con mayor valor en el mercado, sacrificando la producción de los productos pesados. Existen casos en los cuales el volumen de las refinerías de alta complejidad es mayor al 100%, debido a que en ellas existe la capacidad de craquear o romper moléculas con cadenas más largas que ocupan menor espacio en cadenas más cortas, derivando en una expansión volumétrica, que se traduce en un mayor aprovechamiento.

La variabilidad de complejidad es consecuencia de un mayor número de procesos y por tanto de un incremento en los costos de operación, ya que como se observa en la Tabla 4.5 los costos de operación de una refinería de alta complejidad son un 70% mayores (5 USD/bbl procesado vs 8.5 USD/bbl) que los de una simple.

A pesar de los incrementos en los costos de operación, la asimetría en la producción de productos de mayor valor se traduce en ingresos considerablemente más altos. Así, tomando en cuenta este ejemplo, una refinería de complejidad media ganaría 34.6% más que una refinería con configuración simple que opere con este crudo, y en una con alta complejidad este diferencial llegaría hasta un 46.5%.

El ingreso neto mostrado en la tabla funciona como un indicador del precio máximo que el refinador estaría dispuesto a pagar por un crudo de éstas características tomando como límite el punto de equilibrio. Considerando los datos expuestos, una refinería simple podría pagar hasta 31.41 USD/bbl (precio del crudo de referencia WTI menos el diferencial), una de complejidad media 42.30 USD y una de alta 46.02 USD.

Con el fin de mostrar cómo el diferencial existente entre los crudos se ve afectado dependiendo de las capacidades instaladas de cada configuración, se considera una simplificación del mercado de petróleo, de modo que en este cálculo se limitará a un solo tipo de crudo, un solo mercado y que toda la demanda de crudo está ligada al volumen de crudo ofertado. En el supuesto que las capacidades existentes de cada refinería fueran como sigue.

Tabla 4.6 Capacidad supuestas por tipo de refinería

Tipo de refinería	Capacidad (mbd)
Simple	40
Compleja	30
Alta Complejidad	30

Si llegará al mercado un volumen de entre 1 y 30 mbd de este crudo, el precio de éste se encontraría entre el 42.3 y 46.02 USD, tomando como límite superior el punto de equilibrio al cual una refinería de alta complejidad podría operar sin caer en pérdidas, mientras que el límite inferior estaría dado por el precio al cual evitaría competir por este crudo con las refinerías de complejidad media. En este sentido, la configuración marginal (tipo de configuración de refinería en donde el margen de operación es cero, de modo que configuraciones más simples operarían con márgenes menores a cero), serían las refinerías más complejas (coquizadoras).

Del mismo modo, si el volumen de crudo fuera mayor a 30 mbd y menor a 60 mbd, las refinerías de complejidad media tendrían que entrar en operación a fin de refinar el volumen de crudo que no se pudo procesar por la falta de capacidad de las refinerías de alta complejidad. Siguiendo la misma lógica que el evento anterior, el precio de barril de crudo estaría entre 42.3 (máximo precio que la refinería de media complejidad estaría dispuesto a pagar) y 31.41 USD, precio al cual las refinerías más simples quedan fuera de la competencia por este crudo; otorgando un mayor margen de ganancia a las refinerías altamente complejas, permitiéndoles captar un mayor diferencial en los precios de los crudos.

Por último, en caso de que el volumen de crudo que llegara al mercado fuera superior a 60 mbd, la refinería simple entraría en operación, volviéndose la configuración marginal. En este caso, dado que esta refinería posee su punto de equilibrio a 31.41 USD/bbl, éste sería el máximo precio que a esta refinería se podría pagar, por lo que el precio del crudo tendría que ser igual o inferior. Como se puede inferir, el precio final que puede alcanzar el crudo, dependiendo de los rangos en los que se sitúa, dependerá la configuración de refinerías que se requieran para cubrir la demanda.

IV.3 Proceso de evaluación y selección de tecnologías de coquización retardada. ³³

Para cualquier proyecto es necesario llevar a cabo la evaluación comparativa y la selección de tecnologías, para elegir la que mejor se adapte en cada caso, a los objetivos y alcances del proyecto.

1. Criterios generales para el establecimiento del modelo

Un modelo matemático tiene como finalidad representar una realidad o un hecho intangible por medio de ecuaciones. Algunos modelos se establecen con propósitos de predicción, existiendo modelos predictivos “duros”, que tratan de representar una verdad “tangible” con la mayor actitud posible. Estos modelos están soportados por datos experimentales los cuales son la referencia para medir su calidad predictiva; además en estos modelos el resultado es único e irrefutable ya que tiene un fundamento numérico y no tiene elementos subjetivos.

Por otro lado existen modelos de tendencias, cuyo objetivo no es reproducir una realidad concreta sino de identificar tendencias basadas tanto en datos duros como blandos, donde estos últimos lo representan criterios, experiencias y evidencias de hechos. En este caso la calidad del resultado no es medible ya que se fundamenta en el criterio y experiencia del evaluador. Tanto el modelo como sus parámetros y resultados se generan a partir de una calificación obtenida de la apreciación de expertos. En este tipo de modelos la predicción numérica no es relevante en si misma sino en su capacidad de establecer diferencias entre un sistema y otro.

El proceso de evaluación de selección y evaluación de tecnologías se basa entonces en modelos matemáticos de tendencias, en el cual existen criterios duros que identifican el desempeño cuantitativo de cada tecnología (consumo de energía, rendimientos de productos, emisiones a la atmósfera, etc) pero también en conceptos no cuantificables tales como la eficiencia de un sistema de medición, calidad del diseño de un arreglo de reactores, confiabilidad operativa, etc.

Por lo anterior, cualquier modelo de evaluación de tecnologías contendrá elementos cuantificables, lo que hace indispensable que tanto en la construcción del modelo como en la evaluación de cada tecnología se tenga un grupo de expertos que tengan los elementos necesarios para establecer, identificar y cuantificar las diferencias entre una tecnología y otra.

2. Características de los modelos matemáticos de tendencias.

Una evaluación puede definirse como el proceso mediante el cual “se determina o establece el valor de un objeto o acción”. Esta evaluación depende de los atributos del objeto de estudio, es decir, de sus características específicas que lo distinguen. Los atributos de un objeto pueden ser de naturaleza cualitativa (la belleza, la elegancia, etc.), cuyo valor es de naturaleza subjetiva, o de tipo cuantitativo, en cuyo caso puede medirse y precisarse objetivamente su valor.

De manera general, todo proceso de evaluación contiene atributos cualitativos y cuantitativos, lo que hace que esta actividad contenga aspectos subjetivos, sujetos a criterios con los que se califica y al valor que se da a cada uno de los atributos calificados por parte del evaluador.

En este sentido, si sólo existieran atributos de tipo cuantitativo, el proceso de evaluación no sería tal, sino se convertiría únicamente en un proceso de medición, del cual se puede determinar objetivamente (no juzgar) el valor de cualquier objeto. Por lo tanto, un verdadero proceso de evaluación contendrá dentro de sí el análisis y la participación de aspectos subjetivos, que deberán manejarse de tal forma que puedan ser calificados de la mejor manera posible.

En el caso de un Proyecto como es el de una unidad de coquización retardada, se espera que el modelo de evaluación tenga una estructura prácticamente cuantitativa, que permita ponderar y calificar todos los elementos que diferencian una tecnología de otra. El modelo debe contener los siguientes atributos.

- **Claridad de criterios**

Los criterios de evaluación deben ser claros y tener una naturaleza tal que permita diferenciar perfectamente las propuestas que cada licenciador haga de ellos.

- **“Dureza” conceptual**

El modelo necesita estar basado en conceptos duros que satisfagan plenamente las expectativas del cliente en cuanto a los términos que deben analizarse y justificarse como parte del proceso de evaluación.

- **Inclusividad**

El modelo debe tener capacidad para incluir todos los elementos de juicio que contribuyen a calificar la calidad de una tecnología. Asimismo, debe establecer criterios de ponderación de estos elementos.

- **Flexibilidad**

El modelo debe tener la flexibilidad suficiente para agregar o eliminar conceptos que, a medida que se avance en el análisis de las diferentes propuestas tecnológicas, se identifican como relevantes o no para los propósitos de la evaluación, pero que este ajuste no vaya en detrimento de la estructura conceptual del modelo ni de la calidad esperada en la evaluación.

- **Contundencia**

El resultado de la evaluación debe ser contundente y unívoco, de tal manera que no se llegue a una evaluación confusa que pueda conducir a un conflicto en la decisión final en cuanto a la selección de la mejor tecnología.

3. Conceptos críticos de evaluación.

Es necesario establecer los conceptos críticos que deben tomarse en cuenta, con el objeto de enfocar apropiadamente los criterios bajo los cuales se va a desarrollar la evaluación y que respondan a las expectativas centrales del proyecto.

Estos conceptos críticos son:

- El modelo de evaluación económica dependerá del tipo de proyecto en cuestión y principalmente en los flujos de efectivo, las metodologías propuestas son el Valor Presente Neto (VPN), el Costo Anual Equivalente (CAE) y el Valor de Realización Neto (VRN).
- En términos económicos, se deberán considerar los ingresos, los costos de inversión y producción, así como las posibles penalidades por violación a las normas ambientales y los costos sociales en que se incurrirá en este caso (externalidades)
- La calidad del proyecto total depende principalmente de la tecnología implantada y su óptima adaptación a las necesidades del cliente
- La confirmación de los indicadores de desempeño ofrecidos contra datos de operación de plantas similares, también es un elemento clave de evaluación.

4. Establecimiento de los criterios de evaluación.

Para un proyecto de las características de las plantas de proceso, los conceptos que deben tomarse en cuenta para la evaluación son:

- Seguridad (materia prima)
- Factor de servicio (inversión)
- Impacto al ambiente (energía)
- Confiabilidad de Operaciones (productos)

Criterios económicos.

Los elementos que deben tomarse en cuenta para la evaluación, corresponden a los que determinan los aspectos económicos de un proyecto, tanto por sus costos (materias primas, servicios auxiliares, inversión, etc.) como por sus beneficios (ingresos por productos). El balance económico para todos los conceptos: ingresos, inversión, costos de producción (servicios auxiliares, catalizadores y químicos) y externalidades son conceptos determinantes para la evaluación.

Los valores de la inversión total proporcionados por las empresas que desarrollan la construcción e implementación de la tecnología, se ajustan de acuerdo con las condiciones del proyecto con la finalidad de que la evaluación se lleve a cabo a partir de la misma base para todas las empresas participantes.

Por lo tanto, la estimación de inversión de la empresa que desarrolla la tecnología servirá únicamente como una primera referencia, la cual será revisada y calculada, de acuerdo a los modelos de estimación de costos de inversión. Por lo anterior se tienen diversos instrumentos como son: softwares, bases de datos estándar en ingeniería económica, información histórica de cotizaciones y costos de equipo similar y en el caso del equipo propietario, la información proporcionada por los desarrolladores, apoyada en resultados históricos de proyectos similares, otro tipo de costos que impactan en la inversión total del proyecto como son: ingeniería, regalías, fletes, piezas de repuesto, pruebas de arranque, etc.

Por otro lado no es conveniente tomar a la inversión total (TIC) como el único parámetro que establece el beneficio económico de un proyecto de esta naturaleza, ya que si éste fuera el caso, el desarrollador podría tender a minimizar este concepto en detrimento de su calidad tecnológica y en muchos casos, de un mejor retorno de la inversión.

Como criterio general en ingeniería de procesos, altos costos de inversión (equipo de proceso, control y seguridad, más robusto) implican ahorros en los costos de energía y

mayor confiabilidad operativa, lo que se traduce en menores costos de operación. Menores costos de inversión tendrían el efecto inverso.

Por lo anterior para este tipo de procesos y plantas, los dos criterios económicos a comparar serán los costos de inversión y los costos de operación en base anual, y de acuerdo al programa de erogaciones y período de vida de la planta.

5. Establecimiento del modelo de evaluación.

El modelo de evaluación tiene como filosofía básica el considerar la evaluación de dos grandes conceptos: el desempeño tecnológico y el desempeño económico de la tecnología ofrecida por cada desarrollador en su propuesta.

El modelo de evaluación tiene una estructura basada en un esquema de multi-atributos ponderados. Se basa en la evaluación y calificación de los atributos que conforman cada uno de los conceptos a estudiar, y con una definición del factor de peso o ponderación, que se asigna a cada uno de ellos en función de su impacto relativo al proceso global.

Evaluación del desempeño tecnológico.

Se ha establecido que para una planta de proceso en un esquema de refinación, existen 9 atributos que definen la Calidad de la Tecnología en términos tecnológicos, mismos que son enunciados en la Tabla 4.7.

Dado que la importancia relativa de cada uno de estos atributos es diferente para cada tipo de planta, se definen factores de ponderación que permiten diferenciar el impacto de cada uno de ellos. Asimismo para cada uno de los nueve atributos se establecen sub-atributos que son característicos y específicos también de cada tecnología. Estos sub-atributos tienen también impactos diferentes por lo que se les asigna también factores de peso para establecer su contribución a la calificación final de cada tecnología a evaluar, esta es la Calificación de calidad tecnológica (C_T).

Para el caso particular del Proceso de Selección para la Planta de Coquización Retardada, el modelo de evaluación con los atributos definidos y sus factores de ponderación asociados se muestran en la Tabla 4.7.

Tabla 4.7 Atributos de evaluación y factores de ponderación

Atributo	Factor de Ponderación
1. Calidad de la tecnología	50%
2. Confiabilidad operativa y factor de servicio	22%
3. Impacto ambiental	9%
4. Seguridad	8%
5. Asistencia técnica	2%
6. Transferencia de tecnología	3%
7. Términos y condiciones para licencia y garantías	1%
8. Experiencia de licenciadores	4%
9. Satisfacción de usuarios	1%

La calificación tecnológica se obtiene de la suma de calificaciones ponderadas para todos los atributos del modelo, tal que:

$$C_T = \sum_k^n w_k \sum_j^m w_j a_j$$

Donde:

C_T= Calificación total para cada licenciadore

a_j= Calificación para el sub-atributo tecnológico j

w_k= Factor de ponderación para el atributo tecnológico k (k=1.9)

w_j = Factor de ponderación para los sub-atributos específicos de calidad tecnológica

n = Número de atributos tecnológicos (9)

m = Número de atributos específicos de calidad tecnológico

Evaluación del desempeño económico.

Para evaluar la calidad económica de cada tecnología, se efectúa un estudio de factibilidad que está determinado por los costos de inversión, de operación y el costo asociado a las externalidades (emisiones ambientales) del proceso. La rentabilidad de cada tecnología se transforma en una Calificación de Calidad económica (C_E).

De acuerdo al Sistema Institucional de Desarrollo de Proyectos de PEMEX, se tienen los siguientes conceptos que se toman en cuenta para la evaluación económica:

Ingresos: Ventas del producto fabricado + Ventas de activos + Ahorros en el proyecto.

Egresos: Materias primas + Servicios auxiliares + Costos de operación + Costos variables + Costos fijos directos + Costos fijos indirectos.

Flujo de efectivo: Es la mediación de entradas menos salidas de dinero de un proyecto. Está compuesto por todos los ingresos y egresos generados por la unidad de inversión a lo largo de la vida útil. No incluye aquellos conceptos contables que no involucran efectivo (depreciación, amortización).

Tasa de descuento: Es la tasa de interés a la cual se efectúa el descuento de los flujos de proyecto, en los modelos de flujo de efectivo descontado para el cálculo de VPN.

La calidad económica del proyecto se evaluará a través de criterios como son: Valor Presente Neto (VPN), el Costo Anual Equivalente (CAE) y el Valor de Realización Neto (VRN), los cuales se determinan a partir de la estimación de rubros como son: Costo de Inversión Total (TIC), los costos de producción, ingresos, así como los costos por las

externalidades ocasionados principalmente por las emisiones de gases de combustión arrojados a la atmósfera y los costos de disposición de catalizadores gastados.

Las expresiones con que se calculan, el Valor Presente Neto (VPN), el Costo Anual Equivalente (CAE) y el Valor de Realización Neto (VRN), se indican a continuación:

Valor Presente Neto (VPN): Es el método tradicional de evaluación de un proyecto de inversión y resulta de la suma de los flujos de efectivo (ingresos menos egresos que se producirán durante la vida del proyecto), descontados a la tasa de descuento definida. Esta metodología asume volatilidades de cero en los flujos de efectivo libres proyectados.

$$VPN = \sum_{t=0}^n \frac{F_t}{(1+i)^t} - TIC$$

$$F_t = (I - C - CE)_t$$

Donde:

F_t= Flujo de efectivo en el año t

I_t= Ingresos totales en el año t

C_t= Costos totales en año t

CE_t= Costo de las externalidades en año t

TIC_t= Costo total de inversión

i= Tasa de descuento

n= Año final del horizonte de evaluación menos (el año en curso +1)

t= Año base de la evaluación. Para una evaluación incremental será el año cero. Para una evaluación concurrente será el año de inicio de erogaciones menos (el año en curso +1)

Valor de Realización Neto (VRN): Es un indicador económico que se calcula como la diferencia aritmética de los ingresos por venta de productos menos los costos totales (inversión, costos efectivos de producción y “externalidades”), todos los conceptos anteriores deben ser anualizados y expresados como dólares por unidad de producción o de materia prima procesada.

$$VRN = \frac{VAI - (TICA + COA + CEA)}{UPA}$$

Donde:

VRN= Valor de Realización Neto

VAI= Valor Anualizado de los Ingresos

TICA= Costo de Inversión Total Anualizado

Es el costo total de inversión incluyendo la planta y la infraestructura necesaria fuera de límites de batería: Equipo, materiales, mano de obra, ingeniería, fletes, carga de catalizador, pruebas y arranque, etc.

COA= Costos de Producción Anualizados

Es la suma de los costos por servicios auxiliares, químicos y catalizadores, mano de obra, mantenimiento, etc.

CEA=Costo por Externalidades Anualizado

El costo por tonelada emitida de Cox, según el estudio de la Secretaría de Medio Ambiente y Recursos Naturales (SEMARNAT) de México y la Comisión Económica para América Latina y el Caribe (CEPAL) de la ONU en Noviembre del 2004 y que lleva como título “Evaluación de las externalidades ambientales de la generación termoeléctrica en México”

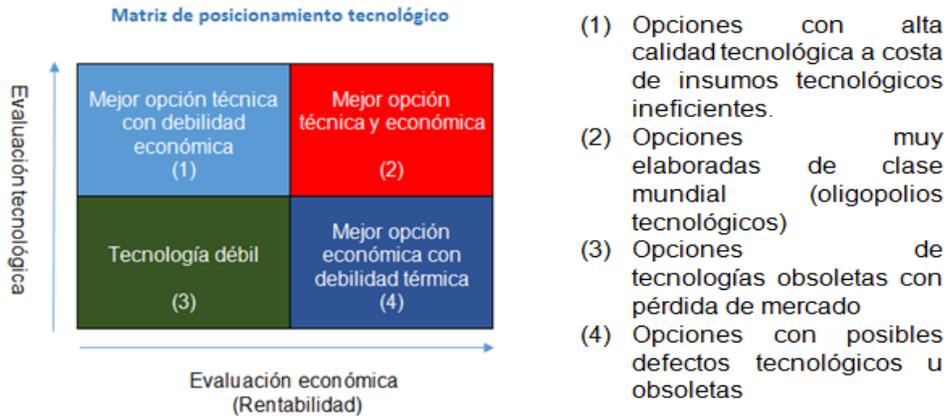
UPA= Unidades de Producción al año o alternativamente unidades de materia prima procesada.

Para el caso de la Planta de Coquización Retardada, se ha tomado el Valor Presente Neto (VPN), como el parámetro económico que definirá el desempeño económico de cada tecnología.

6. Establecimiento de la función objetivo y escenarios posibles.

La selección de una tecnología de proceso está determinada tanto por los aspectos tecnológicos como los económicos. En el ámbito de los desarrolladores de tecnologías este criterio es bien conocido por lo que la evolución y mejora de sus procesos se orienta a unos de esos aspectos o a ambos. Cualquier mejora tecnológica pero a costa de un mayor impacto económico negativo, ya sea porque sus equipos y/o periféricos son más robustos (mayor inversión) o porque requieren mayor consumo de energía, catalizadores o químicos (mayor costo de operación), por otro lado hay tecnologías que presentan una buena rentabilidad económica pero a costa de una tecnología más frágil en términos de confiabilidad operativa, menor control, bajo desempeño de catalizadores, falta de flexibilidad operativa, etc.

Para identificar el comportamiento de una tecnología, es posible localizar su calidad general en una matriz de posicionamiento tecnológico, en que se presente tanto los resultados de la calificación obtenida para la calidad tecnológica como para la económica de una tecnología.



Gráfica 4.4 Selección de tecnologías

En la gráfica 4.4 se observa que el vértice superior derecho representaría la “tecnología ideal” que resolvería todos los aspectos tecnológicos con una alta rentabilidad, superior a cualquier otra alternativa; desde luego esta tecnología no existe y es sólo un marco de referencia.

En el cuadrante superior derecho de la gráfica, se posicionarían las tecnologías con altas calificaciones de ambos conceptos, lo que representa una tecnología de clase mundial, que por tener este comportamiento tiene una presencia fuerte en el mercado mundial; en oposición, el cuadrante inferior izquierdo posiciona a las tecnologías de bajo desempeño tecnológico y económico y que por lo tanto están fuera de mercado y con posibilidades de abandono del mismo; el cuadrante superior izquierdo representa a aquellas tecnologías con alto desempeño en cuanto a la calidad de la tecnología pero que puede ser resultado de un sobre-equipamiento de la planta a altos costos de operación, por consumo de energía, catalizadores, etc.; en este caso el desarrollador tecnológico sacrifica aspectos económicos para asegurar un muy alto desempeño operativo y/o confiabilidad de la operación; finalmente el cuadrante inferior derecho ubica a tecnologías con mayor valor atractivo económicamente pero un bajo desempeño operativo, resultante posiblemente de

conceptos tecnológicos obsoletos y/o un diseño poco robusto con limitaciones en equipos o periféricos que pueden limitar el desempeño operativo y/o confiabilidad operativa.

Cuando se evalúan varias tecnologías cada una tendrá una posición en el mapa, en función de sus calificaciones tecnológicas y económicas. Los casos posibles son los siguientes:

i. Caso 1: Un líder total.

Este caso corresponde a un universo de tecnologías en donde una de ellas destaca y obtiene la mayor calificación, tanto en el aspecto tecnológico como el económico; esta ubicación significa que ese líder tiene una importante presencia en el mercado y además se ajusta mejor que otros a los requerimientos y expectativas de la empresa solicitante, que ha interpretado adecuadamente los requerimientos establecidos en las bases de propuesta y ofrece una tecnología robusta y optimizada en términos económicos. En este caso la decisión es simple, ya que al ser líder en ambos conceptos es la tecnología seleccionada para la planta en cuestión.

ii. Caso 2: Dos líderes cercanos

Cuando se realiza la evaluación de tecnologías de tipo oligopólico (2 o 3 licenciadores que dominan en el mercado), su desempeño comparativo es muy similar tanto en calidad tecnológica como económica por lo que eventualmente podrían tener posicionamientos muy similares.

Cuando se tiene este esquema se requiere que en el proceso se establezcan factores de ponderación para diferenciar el impacto de la tecnología y la rentabilidad. Como este es el caso más probable en la evaluación de plantas de refinación y de procesamiento de hidrocarburos, se hace necesario establecer un criterio para definir estos factores.

Para esta definición se asume que los dos primeros atributos tecnológicos (calidad de la tecnología y confiabilidad operativa) son los que tiene el más alto impacto en los aspectos económicos, por lo que la ponderación establecida para estos atributos se traslada a la

parte económica de forma tal, que los factores de ponderación se establecen de la siguiente manera:

$$W_T = \frac{\sum_{i=1}^2 w_{ai}}{1 + \sum_{i=1}^2 w_{ai}}$$

Donde:

W_T = Factor de ponderación para la calificación tecnológica

w_{ai} = Factor de ponderación para el atributo tecnológico i

$i = 1, 2$ (atributos referidos a la calidad de la tecnología y confiabilidad de la operación)

De acuerdo al modelo para la planta de Coquización Retardada, los parámetros de ponderación se muestran en la Tabla 4.8.

Tabla 4.8 Parámetros de ponderación

Planta de Coquización Retardada	Tecnológico	Económico
Factor de ponderación	$\alpha = 0.581$	$1 - \alpha = 0.419$

iii. Caso 3: Dos líderes con enfoques opuestos

Este caso corresponde a dos tecnologías que se orientan con enfoques opuestos: una busca un alto desempeño tecnológico para asegurar aspectos como confiabilidad operativa, control de la planta, estabilidad en caso de tener operaciones “swing”, etc., pero lo hace en detrimento de su desempeño económico; otra busca tener un alto desempeño económico pero sacrificando algunos elementos que representan costos de inversión, operativos o ambientales, como sistemas de control poco robustos, ausencia de elementos para disminuir el impacto ambiental, catalizadores de bajo desempeño, etc. En este caso es necesario que en la evaluación se predeterminen los pesos relativos a los

desempeños tecnológico y económico para una adecuada evaluación. El criterio de definición de estos parámetros es similar al caso ii, citado.

7. Criterios de calificación.

Calificación tecnológica

Para el caso de los criterios tecnológicos se emplea una escala de 1 a 6 de acuerdo a la Tabla 4.9.

Tabla 4.9 Escala de criterios tecnológicos

1	2	3	4	5	6
Bajo		Mediano		Alto	

Una vez obtenida la calificación de cada tecnología, se normalizan todas ellas al dividir las entre la más alta, de forma tal que esta adquiere un valor de 1 y el resto valores menores a la unidad, es decir:

$$CT_{ni} = \frac{CT_i}{CT_{max}}$$

Calificación económica

El criterio de evaluación económica será seleccionado de acuerdo a tipo de flujos de efectivo que se obtengan, es decir, si los flujos son positivos (ingresos mayores a egresos), se utilizará el VPN, si los flujos son negativos (ingresos menores a los egresos), se utilizará el CAE o el VRN. En la Planta de Coquización Retardada se presenta el primer caso, por lo que la calificación se obtendrá a partir del VPN de cada tecnología.

La calificación normalizada a partir de los valores de VPN, se obtienen al dividir el VPN mayor entre el VPN de cada tecnología, tal que:

$$CE_{ni} = \frac{VPN_i}{VPN_{max}}$$

Donde:

VPN_{máx}= El mayor valor de VPN obtenido para el grupo de licenciadores

VPN_i= El valor de VPN estimado para cada uno de los licenciadores

CE_{ni}= Calificación económica del licenciador i

8. Función objetivo final

Finalmente, la consolidación de calificaciones, conduce a la calificación final, tal que:

$$Ci = \alpha CT_{ni} + (1 - \alpha)CE_{ni}$$

Donde:

Ci= Calificación final para el licenciador i

α= Factor de ponderación para la función tecnológica

1-α= Factor de ponderación para la función económica

CT_{ni}= Calificación tecnológica ($0 < CT_{ni} \leq 1$)

CE_{ni}= Calificación económica ($0 < CE_{ni} \leq 1$)

9. Resultados de la evaluación

Con la finalidad de seleccionar la planta de coquización retardada que satisfaga los requerimientos específicos de PEMEX, se hace una convocatoria a los tecnólogos líderes en el mundo a participar en un proceso de evaluación de tecnologías para el futuro otorgamiento de la licencia y desarrollo de la Ingeniería Básica de la Unidad de Coquización Retardada (UCR) requerida.

PEMEX hace una solicitud al IMP para la realización de la evaluación de las propuestas de los desarrolladores. Los resultados de la evaluación son la base para la selección de la tecnología y desarrollo del paquete de ingeniería.

El Instituto Mexicano del Petróleo (IMP) aplica una metodología de su propiedad (Proceso de Evaluación y Selección de Tecnologías), que consiste en la serie de acciones anteriormente descritas y dirigidas a la selección del desarrollador que ofrezca la tecnología de Coquización Retardada más adecuada a las necesidades y requerimientos establecidos por PEMEX-Refinación, bajo criterios de calidad técnica y económica. En el proceso de análisis y selección de la tecnología se evalúa tanto el aspecto tecnológico como el económico, los cuales son ponderados para la calificación final.

La metodología para la evaluación y selección de tecnologías, se basa en evidencias objetivas y a partir de ello es posible emitir un juicio o recomendación de la misma. Un punto importante en la aplicación del modelo, la adecuación del mismo a las características específicas del proceso industrial que se evalúa y a los requerimientos específicos del usuario, con objeto de dar solidez al procedimiento y que el modelo responda a las necesidades del mismo.

La Planta de Coquización Retardada tiene características distintivas únicas que requieren un proceso muy detallado para realizar la selección de la tecnología de proceso. Destacan las siguientes:

- a) Una UCR está orientada al total aprovechamiento del “fondo de barril” a través de esta planta.
- b) Es la planta que , acoplada a la Unidad FCC, genera el mayor valor agregado al Proceso Global de Refinación
- c) Es la planta con el mayor costo de inversión en una refinería (1.1-1.3 MM USD)
- d) Presenta un proceso de complejidad única por ser de naturaleza discontinua
- e) Su confiabilidad operativa es crítica para mantener la operación global de la refinería.

Para elegir que desarrollador ofrece una mejor propuesta de servicio, del análisis de tecnologías se estudian:

- **Esquemas de procesos propuestos.** Incluyen desde la preparación de la carga, manejo de carga, sección térmica, tambores de coque y el manejo de coque.
- **Garantías.** Son garantías de rendimiento ofrecidas para la planta si se construye de acuerdo con el diseño y las especificaciones de los desarrolladores conforme a los suministrados de manera uniforme con la carga y los servicios especificados en el Documento de Bases de Diseño (DBD).
- **Diferencias tecnológicas.** El estudio del desempeño considerando que los elementos tecnológicos de los procesos ofrecidos por los licenciadores son relevantes así como una adecuada calificación de los mismos.
 - a) **Desempeño tecnológico:** Se comparan los diseños generales, la selectividad de productos, la estabilidad de operación, equipo propietario y experiencia.
 - b) **Desempeño económico:** En el desempeño económico se evalúan los costos de inversión, operación e ingresos con base al Valor Presente Neto (VPN).

De acuerdo a lo establecido anteriormente, y como un ejemplo, la Unidad de Coquización Retardada (UCR) para el Proyecto “Nuevo Tren de Refinación de Tula, Hgo” tendría un costo aproximado en el monto estimado e investigación de mercado de un total de \$9,540,000.00 (NUEVE MILLONES, QUINIENTOS CUARENTA MIL 00/100 USD), precio cobrado por la empresa Bechtel que ganó la licitación de la tecnología para la UCR.

Mientras que para la construcción de acuerdo a datos reportados en El economista, en 2013 ICA FLUOR ganó la licitación para la UCR en la refinería Miguel Hidalgo en Tula, el cual tendría un costo de 1.3 mil millones de dólares.

CONCLUSIONES

Una unidad de coquización retardada, es actualmente una de las principales alternativas para el tratamiento del crudo pesado y extrapesado, pero a diferencia de algunos otros procesos que permiten el tratamiento del fondo de barril, éste proceso es la mejor de ellas, debido a las características de los productos que se obtienen.

En México es una de las opciones que se ha pensado adoptar en todas las refinerías del país, pero sin duda, una evaluación del proceso y el conocimiento de esta tecnología ha sido interesante para cerciorarse de las mejoras que deben hacerse al proceso.

Empezar con la evaluación de estas dos refinerías ha otorgado la oportunidad de observar que tan eficiente está siendo el proceso, en aquellas en donde lleva más tiempo la operación de este tipo de planta. La refinería de Minatitlán a pesar de tener la unidad de coquización retardada, no representa un período de evaluación en el que se pueda observar un comportamiento, además de que no presenta datos que otorguen un análisis certero.

Los rendimientos calculados y presentados en este trabajo han comprobado que el primordial objetivo de una unidad de coquización retardada es producir la mayor cantidad de hidrocarburos líquidos procesados a partir de residuos de vacío que una refinería sencilla no es capaz de realizar con el tipo de crudo utilizado.

El comportamiento de ambas refinerías es, en gran medida, muy distinto a pesar de que los datos otorgados por las bases de diseño son idénticos. La principal causa es el funcionamiento de los equipos, principalmente, la presión de los tambores de coque y la temperatura de los calentadores que determinan los rendimientos que se obtienen al final de la operación y la reacción del proceso, respectivamente. Si estas condiciones de operación y otras que se han descrito en el presente trabajo, están controlados, puede manipularse tanto la presión y temperatura en la fraccionadora, de acuerdo a las características en las que se desea que se obtengan los productos que se obtienen, tal como la nafta.

De acuerdo a lo anterior, se han evaluado los principales equipos de la planta y las fallas que tienen evitando la obtención de óptimos rendimientos en la planta coquizadora.

La Refinería Ing. Héctor R. Lara Sosa presenta problemas de ensuciamiento en los pasos de los calentadores al mantener altas condiciones de presión en la entrada sin que en ningún momento se observe que sean descostradas, lo que indica una coquización temprana en los tubos del calentador y el mismo taponamiento de cada uno de los pasos, ocasionando que la temperatura de salida de los calentadores sea baja y no se obtengan las condiciones para que la reacción en los tambores de coque proporcionen una producción alta de hidrocarburos líquidos. Otra situación que es importante cuidar y adecuar para obtener las condiciones más cercanas a las bases de diseño, es mantener una baja presión en los tambores de coque ya que, durante la evaluación realizada, se observan rendimientos elevados de coque y una disminución considerable en la producción de naftas debido principalmente a una presión elevada en los tambores.

Con lo anterior se comprueba que una disminución en la temperatura de coquización aumenta la producción de coque y disminuye el rendimiento de hidrocarburos líquidos. El efecto del incremento de presión y/o la relación de producción aumenta la producción de gas y coque y disminuye el rendimiento de hidrocarburos líquidos.

Sin embargo, la Refinería Francisco I. Madero presenta problemas menores, puesto que los rendimientos son cercanos a los descritos en las bases de diseño. Por ejemplo, los rendimientos de la producción de hidrocarburos líquidos (naftas, gasóleo ligero y gasóleo pesado) son altos o al menos, son muy cercanos a los de diseño e incluso los rendimientos que tienen que ver con la producción de coque son bajos o hasta en algunos lapsos del estudio menores que los de diseño.

Las buenas condiciones que se mantienen en la Refinería Francisco I. Madero se deben a que la presión de entrada en los pasos de los calentadores tienen limpieza periódica cuando llegan a una alta presión, es decir, existe un descostramiento de los pasos de los calentadores, lo cual permite una buena temperatura de salida de los calentadores entre

los límites de diseño marcados, y que la reacción se lleve a cabo correctamente en los tambores de coque. Lo anterior permite obtener rendimientos de hidrocarburos líquidos altos, y en general, mantener todos los productos que salen de esta sección de la planta, cerca de lo mencionado por las bases de diseño.

Las condiciones generales en los equipos es primordial para ambas refinerías. En el caso de la Refinería Francisco I. Madero, la presión de los tambores de coque es lo que afecta los rendimientos de los hidrocarburos líquidos obtenidos, puesto que en muchas ocasiones el valor de la presión en los tambores rebasa la cantidad de 0.8 kg/cm^2 , haciendo que disminuya su producción, a pesar de que las bases de diseño mencionan que la presión ideal es hasta 1.0 kg/cm^2 para obtener rendimientos óptimos. Lo cierto es que en las dos plantas se observa que a una presión de 0.8 kg/cm^2 se obtienen los mejores resultados.

Mantener la instrumentación funcionando en buenas condiciones, permite hacer un análisis más serio del proceso. El flujo de alimentación fresca a la sección de coquización es muy variable e incluso afecta seriamente el cálculo de los rendimientos, y si no se cuenta con un registro continuo del flujo, ocasiona la variabilidad en los gráficos, y como consecuencia no se obtienen resultados confiables, pues la falta de un balance de masa correcto provoca una baja certeza en el procesamiento de datos.

Debido a lo anterior, el mantenimiento en la Instrumentación es importante, para la obtención y registro de los datos que producen estos análisis. Un ejemplo de ello, es que en la Refinería Ing, Héctor R. Lara Sosa, no se tienen registros del gas butano, ya que no hay registros de flujo.

Por otro lado ambas plantas fueron creadas para que sean capaces de procesar el crudo 100% Maya, o bien, una mezcla de crudos Maya/Istmo en una proporción de 70/30, aunque es necesario considerar que dependiendo de la alimentación que se realice a la Fraccionadora, los rendimientos de las bases de diseño variarán un poco.

Finalmente, Pemex debe permanecer a la vanguardia en la selección de la mejor tecnología que le exija obtener mejores rendimientos y una producción de hidrocarburos de mayor consumo nacional, reconfigurando las refinerías para ocupar por lo menos el 80% de su capacidad de procesamiento, puesto que en la actualidad la cantidad de crudo extraído es mayormente pesado, permitiendo un beneficio económico al producir una cantidad elevada de combustibles y reusar la energía que esta planta genera en toda la refinería. Además es un beneficio ecológico ya que se obtiene una menor cantidad de combustóleo y reduce el consumo de energía.

Si Petróleos Mexicanos no mantiene la innovación y tecnología adecuadas para refinar el crudo pesado y extrapesado en las seis refinerías con las que cuenta actualmente, la reforma energética no le permitirá competir codo a codo con las empresas que desean vender sus destilados de petróleo, y no habrá duda que tendrá un rezago importante ante esta situación.

ANEXOS. ^[34 y 35]

ANEXO 1. Diagrama y descripción del proceso de coquización retardada. Sección de la planta coquizadora.

A. Introducción.

Como se ha mencionado anteriormente la coquización retardada es un proceso térmico en el que el material de residuo rápidamente se calienta en un calentador y después se retiene en una zona de reacción (tambores de coque) bajo condiciones adecuadas de temperatura y presión. La porción no vaporizada del efluente del calentador se convierte en vapor y coque. Los productos de la sección de coquización de esta coquizadora retardada son vapores de domo, nafta no estabilizada, gasóleo combinado y coque.

La Coquización retardada es una reacción endotérmica en donde el calentador suministra el calor necesario de la reacción. El mecanismo exacto de la coquización es tan complejo que no es posible determinar todas las reacciones químicas que ocurren. Sin embargo, se llevan a cabo tres pasos distintos:

- Vaporización parcial y desintegración suave (rompimiento de viscosidad) de la alimentación mientras pasa por el calentador.
- Desintegración del vapor conforme pasa a través del tambor.
- Desintegración sucesiva y polimerización del líquido atrapado en el tambor hasta que se convierte en vapor y coque.

Los rendimientos y la calidad de los productos están directamente relacionados a las tres variables de proceso:

- Temperatura
- Presión
- Relación de Producción (RP)

La relación de producción se define como la relación de la alimentación líquida total al calentador de la coquizadora (alimentación fresca + recirculación) a la alimentación fresca total que entra de límites de batería.

En general, un incremento en la temperatura de coquización disminuye la producción de coque y aumenta el rendimiento de hidrocarburos líquidos. El efecto del incremento de presión y/o la relación de producción aumenta la producción de gas y coque y disminuye el rendimiento de hidrocarburos líquidos.

Como se ha descrito anteriormente, a presión y relación de producción constante el rendimiento de coque disminuye al aumentar la temperatura. Más de la carga se vaporiza a alta temperatura y por lo tanto no se convierte en coque y gas. Debido a que la reacción es endotérmica, el calentador debe suministrar el calor de reacción. A muy baja temperatura la reacción no procede lo suficientemente lejos y se produce un coque suave o alquitrán con material de combustión altamente volátil (MCV). A muy alta temperatura, el coque es muy duro y es difícil quitarlo del tambor con equipo de corte hidráulico. También a altas temperaturas aumenta la posibilidad de coquización en los tubos del calentador y la línea de transferencia.

B. Coquización.

Los residuos de vacío se envían de límites de batería a un intercambiador de Alimentación de Rebombado de GOPC (Gasóleo Pesado de Coquizadora). Después de precalentarse la alimentación fresca entra al fondo de la Fraccionadora de la Coquizadora, bajo la sección cubierta de la torre. La recirculación de la sección cubierta de la fraccionadora se combina con la alimentación fresca en el fondo de la torre. La alimentación fresca combinada y la recirculación fluyen a la Bomba de Carga al Calentador, la cual está equipada con un impulsor de quebrado de coque. El líquido se bombea a través del Calentador de coque 1 y el Calentador de coque 2, donde se calienta rápidamente al nivel de temperatura deseado para la formación de coque en los Tambores de Coque.

El efluente del calentador fluye a uno de cada par de los tambores de coque en donde, bajo condiciones de presión-temperatura-tiempo adecuados, el líquido atrapado se convierte en coque y vapores de hidrocarburos ligeros. Cuando un tambor está lleno, el efluente del calentador se dirige a través de una válvula denominada Cambio de Coquizadora, a otro tambor de cada par. El flujo a cada tambor de coque se mantiene durante dieciocho horas. Entonces, cada tambor pasa a través de un ciclo de 30 horas. Esta operación se describe en detalle bajo “Ciclo de Decoquización”.

Se proporciona un sistema de inyección antiespumante para evitar la espuma sobre los tambores de coque a la fraccionadora y permitir lecturas de nivel más exactas. El Gasóleo Ligero de Coquizadora, GOLC se usa como un agente portador para el antiespumante.

Se han previsto facilidades para la inyección de vapor a alta presión a cada serpentín del calentador para mantener la velocidad mínima requerida y suprimir la formación de coque en los tubos del calentador. El vapor de alta presión (AP), generado fuera de la Unidad de Coquización Retardada, cruza los límites de batería a 504°C. Un Desobrecalentador de Vapor AP, se proporciona para reducir la temperatura del vapor sobrecalentado de AP a 399°C.

C. Fraccionamiento.

El vapor del domo del tambor de coque fluye a la Fraccionadora de la Coquizadora y entra debajo de la sección cubierta. Al pasar por la sección cubierta, los vapores del tambor de coque se “lavan” por medio de un reflujo inducido, y se condensa una corriente de recirculación, para que circule a través de los calentadores y los tambores de coque. La corriente de recirculación se retira del fondo de la torre con la alimentación fresca. Una segunda corriente se retira para proporcionar agitación de partículas de coque en el fondo de la fraccionadora. La corriente se bombea a través de la Bomba de Recirculación, después que se remueven las partículas de coque a través del Filtro de Recirculación, y después regresa a la torre. Los vapores netos suben a través de la sección de lavado en donde el reflujo caliente de circulación retrolava el coque retenido y condensa los

materiales pesados. Los vapores lavados pasan a través de la sección de rectificación de la torre.

Arriba de la sección de lavado de la fraccionadora, se retira una corriente de rebombeo de gasóleo pesado de circulación. La corriente se bombea por la Bomba de Rebombeo de GOPC, en donde una porción de esta pasa a través del Filtro de Aceite de Lavado, y regresa como reflujo caliente a la sección de lavado de la torre. Una segunda porción se envía a través del Filtro de Aceite de Apagado y se usa para apagar los vapores que salen de los tambores de coque en servicio. El remanente de la corriente de rebombeo de GOPC precalienta la alimentación fresca en el Intercambiador de Rebombeo de GOPC/Alimentación, genera vapor de media presión en el Generador de Vapor de rebombeo GOPC y proporciona calor al Rehervidor de la Depropanizadora y el Rehervidor de la Debutanizadora, localizados en la Sección de la Planta de Gas antes de regresar a la torre.

El Gasóleo Pesado de Coquizadora, GOPC, fluye por la gravedad de la fraccionadora a la Agotadora de GOPC. Los componentes ligeros se agotan con vapor y regresan a la fraccionadora. El producto GOPC agotado se bombea a través de la Bomba de GOPC de Producto. Esta corriente se utiliza para generar vapor en el Generador de Vapor de Producto GOPC y para precalentar el agua de alimentación a calderas en el Intercambiador GOPC/AAC. El GOPC se combina con GOLC para formar Gasóleo Combinado.

El GOLC fluye por la gravedad a la Agotadora GOLC. Los componentes ligeros se agotan con vapor y regresan a la fraccionadora. El producto GOLC agotado se bombea a través de la Bomba de GOLC Producto, para combinarlo con GOPC para formar Gasóleo Combinado. El Gasóleo Combinado fluye a la Planta HDS de Gasóleo o al Enfriador de Producto de Gasóleo Combinado y a almacenamiento.

El Aceite Esponja Pobre se retira de la Fraccionadora de la Coquizadora con el GOLC no agotado y se bombea por la Bomba de Aceite de Esponja al intercambiador de Aceite de

Esponja Rico/Pobre localizado en la Sección de la Planta de Gas. El Aceite Esponja Rico regresado se calienta y se vuelve a recircular a la fraccionadora.

El vapor del domo de la fraccionadora pasa a través del Condensador de Domos de la Fraccionadora, en donde se condensa parcialmente antes de fluir al Tanque de Domos de la Fraccionadora de Tambor de Sobrecarga. El vapor se separa del líquido en este recipiente. El vapor fluye al Tanque de Succión del Compresor, localizado en la Sección de la Planta de Gas. La parte superior de la fraccionadora se refluja con parte del líquido condensado recolectado en el tanque del domo. El balance del líquido se bombea por medio de la Bomba de Nafta No Estabilizada a la Depropanizadora del Absorbedor, localizada en la Sección de la Planta de Gas. El agua amarga se retira del tanque del domo y se bombea mediante la Bomba de Aguas Amargas de la Fraccionadora, como agua de lavado al Condensador de Interetapa del Compresor y/o al Condensador de Alimentación de la Depropanizadora del Absorbedor, localizado en la Sección de Planta de Gas, o al Agotador de Aguas Amargas, si hay un exceso.

Se proporciona un sistema de inyección de polisulfuro para inhibir la corrosión debido a la formación de cianuro en el agua amarga. Este recipiente está equipado con una atmósfera de nitrógeno que ejerce una presión positiva ligera en el tanque, para evitar que el material del desfogue regrese al tanque, y evitar la oxidación del polisulfuro de amoniaco.

D. Sistema de Purga de la Coquizadora.

El Sistema de Purga de la Coquizadora, funciona para minimizar la contaminación del aire durante operación normal. El sistema de Purga de la Coquizadora incluye el Tanque de Purga de la Coquizadora; el Enfriador de Aceite de Circulación de Purga; el Condensador de Purga; y el Calentador del Tanque de Purga.

Durante las operaciones de apagado y vaporizado del tambor de coque, el aceite agotado y el vapor fluyen al Tanque de Purga de la Coquizadora. En este tanque, el vapor se enfría y el aceite se condensa parcialmente por un contactor a contracorriente con una corriente de aceite de circulación.

El aceite condensado se recolecta en el fondo del tanque en donde se diluye por medio de una corriente de aceite esponja pobre como se requiera. Este material se bombea a través de la bomba de Aceite Circulante de Purga, después de filtrarse a través del Filtro de Aceite de Circulación de Purga. Una porción de aceite diluido se recircula a través del Enfriador de Aceite de Circulación de Purga regresando al Tanque de Purga de la Coquizadora. Una corriente de purga de aceite excedente se envía caliente a la Fraccionadora de la Coquizadora. El Calentador del Tanque de Purga mantiene la temperatura del líquido en el fondo del Tanque de Purga de la Coquizadora a 149°C cuando no se usa el sistema de purga.

El vapor, los hidrocarburos arrastrados, y los vapores del venteo no condensados fluyen del Tanque de Purga de la Coquizadora al Condensador de Purga en donde el vapor y los hidrocarburos arrastrados son parcialmente condensados. La mezcla de líquido y vapor fluye al Tanque de Asentamiento de Purga en donde las trazas de aceite se separan del condensado. Para reducir el tiempo de asentamiento requerido en el Tanque de Asentamiento de Purga, se proporciona un sistema de inyección de desémulsificante. El aceite que se asienta se bombea con la Bomba de Aceite Slop y regresa al Tanque de Purga de la Coquizadora o al Sistema de Descarga de Mantenimiento y a Slops de la Refinería.

El agua amarga del Tanque de Asentamiento de Purga se bombea mediante una Bomba de Agua Amarga de Purga, al Tanque de Agua, o al Agotador de Aguas Amargas para tratamiento. Los vapores de hidrocarburos fluyen del Tanque de Asentamiento de Purga a Desfogue.

La corriente de slops de la refinería, cuando se procesa, se precalienta con vapor de media presión en el intercambiador de Aceite Slop, a aproximadamente 171°C. Este precalentamiento asegura que todo el arrastre de agua en los slops de la refinería se vaporice, evitando que el agua entre y dañe los internos de la torre.

La corriente de sedimentos (lodos) de la refinería, cuando se procesa, se suministra a la Unidad de Coquización Retardada a través de camiones al vacío. El lodo es descargado y pasa a través del Desterronador, que rompe grandes trozos de lodos antes de entrar al Tanque Espesador de Lodos. Después el lodo es suavizado y otra vez recirculado al tanque a través de la Bomba de Suavización de Lodos. Durante el término de la vaporización al Sistema de Purga de la Coquizadora, el lodo suavizado se bombea a través de la Bomba de Inyección de Lodos, en la parte superior del tambor de coque.

El líquido libre de partículas que se ha esperado del lodo en el tanque, se retira a través de los camiones al vacío.

E. Generación de Vapor

El calor extraído de la Fraccionadora por la recirculación de vapor de gasóleo pesado es usado para precalentar la alimentación y generar vapor. Dependiendo de la economía, el vapor adicional puede ser generado en la sección de convección del calentador de coque. Un tanque de vapor es utilizado comúnmente. La circulación de la generación de vapor en el calentador es suministrada por una bomba de circulación de agua de alimentación.

F. Sistemas Auxiliares

Cuando se trata sobre sistemas auxiliares en la coquización retardada, se refiere a cinco procedimientos dentro de esta sección de la planta.

1. Sistema de aceite de lavado. Provee aceite de lavado y de sello para los usuarios en las secciones de coquización y de gas. Tiene tres funciones, el primero es lavar el equipo con fines de mantenimiento y para purgar los instrumentos de baja presión, segundo, para que funcione como suministro de fluido para los sellos de bombas y una tercera parte se envía a una Bomba Booster de Aceite de Purga de Instrumentos que incrementa la presión para purgar los transmisores de flujo a alta presión.

2. Sistema de descarga de mantenimiento. Recolecta material de descarga de Mantenimiento Frío (DMF) y del cabezal de descarga de Mantenimiento Caliente (DMC). Ambos cabezales recolectan agua y material de hidrocarburos de las secciones de la planta de gas y de coque.
3. Sistema de recolección de condensado. Recolecta el condensado de las secciones de planta de gas y de la coquizadora.
4. Sistema de desfogue. El vapor de hidrocarburo que se libera dentro de límites de batería de la unidad se envían a través del cabezal de desfogue de baja presión con una purga continua de gas combustible de la refinería a un Tanque Separador de Líquidos de Desfogue.
5. Sistema de manejo de coque. Es un sistema para transferir coque de la fosa de coque o de la pila de existencia de coque, recuperando el coque bruto a través de una Grúa de Cucharón de Manejo de coque, pasándolo a una rompedora de coque. El producto quebrado de coque se alimenta a un transportador.

G. Ciclo de decoquización

En la práctica, se sugiere tener un par tambores de coque. Un tambor de cada par está en servicio de coque mientras que el otro tambor de cada par está en varias etapas de Decoquización.

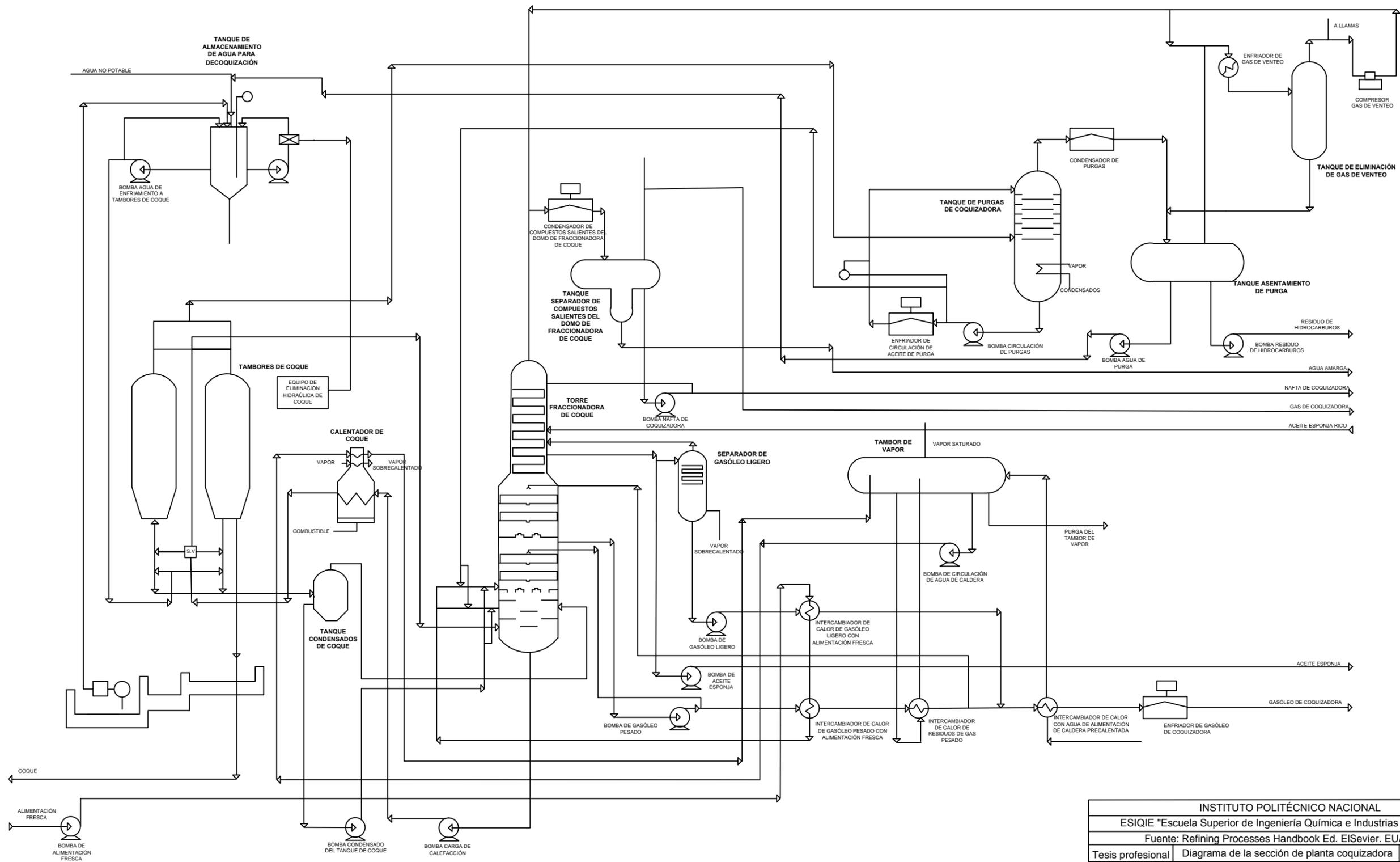
La duración del ciclo de operación es de 36 horas. Después de que un tambor ha estado en servicio de coquización durante 18 horas, la alimentación se cambia al segundo tambor en el par, dejando 18 horas para decoquizar el primer tambor y regresarlo a servicio.

La operación de decoquización consiste en los siguientes pasos:

1. Vaporización. El tambor de coque lleno se vaporiza a la Fraccionadora de Coque, esta operación permite recuperar el material ligero arrastrado en el coque.

2. Enfriamiento. El tambor de coque es llenado con agua, permitiendo su enfriamiento por debajo de los 93°C. El vapor generado durante el enfriamiento es condensado en el sistema de purgas y puede ser recuperado fuera de límites de batería.
3. Drenado. El agua de enfriamiento es drenada del tambor de coque y es recuperada para su reutilización.
4. Descabezamiento. Las cabezas superiores e inferiores son removidas para la remoción de coque.
5. Operación de decoquizado. La decoquización hidráulica es el método de corte más común. La inyección de agua a alta presión es usada para cortar el coque de los tambores. El agua es separada del coque puro y es reutilizada.
6. Recalentamiento y prueba. Después de la decoquización, las cabezas superior e inferior son reemplazadas, el tambor se purga y se prueba a presión con vapor.
7. Precalentamiento. El vapor del tambor de coque caliente es utilizado para calentar el tambor de coque frío. El agua condensada es enviada para el tanque de purgas. Los hidrocarburos condensados son enviados a la Fraccionadora de coque o al tanque de purgas.
8. Coquización. El tambor de coque caliente se coloca en corriente y el ciclo se repite para el otro tambor.

Las refinerías algunas veces operan en ciclos cortos cuando tienen menos tiempo de trabajo que los presentados en su diseño. Estas tienen una ventaja operacional. Lo anterior permite a la refinería incrementar el rendimiento de las unidades por llenar los tambores de coque rápidamente. Si es necesario, el resto de las unidades pueden requerir una modernización para manejar mayores capacidades, pero este puede fácilmente ser alcanzado. Las refinerías tienen reportados ciclos tan cortos que pueden tener un tiempo operacional de once horas en pequeñas coquizadoras, pero la duración común de los ciclos es de 14 a 16 horas. Al usar ciclos cortos para un nuevo diseño, los tambores de coque requeridos deben ser más pequeños con un costo de inversión menor.



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
 ESIQIE "Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas"
 Fuente: Refining Processes Handbook Ed. Elsevier. EUA, 1993
 Tesis profesional | Diagrama de la sección de planta coquizadora | Septiembre 2016
 Evaluación del proceso de coquización retardada en las refinerías del norte del país

ANEXO 2. Diagrama y descripción del proceso de coquización retardada.

Sección de la Planta de Gas

El vapor de Tanque de Domos de la Fraccionadora, localizado en la Sección de la Coquizadora fluye al Tanque de Succión del Compresor, para eliminar cualquier líquido arrastrado y/o retener cualquier arrastre de líquido del Tanque de Domos de la Fraccionadora. El líquido del Tanque de Succión del Compresor se bombea intermitentemente mediante la Bomba de Líquidos de Succión del Compresor, a la descarga de segunda etapa del compresor. El vapor del Tanque de Succión del Compresor entra al Compresor de Gas de Coquizadora de dos etapas.

El vapor de la descarga de la primera etapa del compresor se mezcla con el vapor del acumulador de domos del agotador, con agua de lavado del Tanque de Alimentación de la Depropanizadora del Absorbedor, con el agua de lavado de la Bomba de Aguas Amargas de la Fraccionadora, con el agua de Alimentación a Calderas del Enfriador de Agua de Alimentación a Calderas y el polisulfuro de amonio bombeado por la Bomba Dosificadora de Polisulfuro. El polisulfuro de amonio se utiliza con el agua de lavado para evitar el ampollado de hidrógeno y la corrosión inducida de cianuro en el equipo corriente abajo. La mezcla resultante fluye al Enfriador de Interetapa del Compresor, en donde se enfría y condensa parcialmente. La mezcla resultante de agua e hidrocarburo líquido- vapor fluye al Tanque de Interetapa del Compresor. El vapor del Tanque de Interetapa del Compresor fluye a la segunda etapa del compresor. El agua amarga del Tanque de Interetapa del Compresor se bombea de regreso al Tanque de Domos de la Fraccionadora o al Agotador de Aguas Amargas mediante la Bomba de Aguas Amargas de Interetapa. Los líquidos de hidrocarburos del Tanque de Interetapa del Compresor se bombean por la Bomba de Interetapa del Compresor, a la descarga de la segunda etapa del compresor.

El vapor de la descarga de la segunda etapa del compresor se combina con el agua de lavado ya sea del Tanque de Domos de la Fraccionadora o el Enfriador de Agua de

Alimentación a Calderas, el hidrocarburo líquido del Tanque de Interetapa del Compresor, y el vapor de la parte superior de la sección de la Depropanizadora del Absorbedor. El flujo combinado entra al Condensador de Alimentación de la Depropanizadora del Absorbedor, en donde se enfría y condensa parcialmente. La mezcla vapor- líquido hidrocarburo-agua enfriada fluye del condensador al Tanque de Alimentación de la Depropanizadora del Absorbedor. El vapor del tanque de alimentación se bombea a través de la Bomba de Alimentación de la Depropanizadora y entra a la Depropanizadora por el plato de la parte superior. El agua amarga del tanque de alimentación fluye de regreso a la descarga de la primera etapa del compresor o al Agotador de Aguas Amargas.

En la Depropanizadora, el hidrocarburo líquido del tanque de alimentación se separa para eliminar el propano e hidrocarburos más ligeros. Esta torre obtiene calor del Rehervidor de la Depropanizadora, que usa calor del rebombeo de gasóleo pesado caliente de la Coquizadora, GOPC PA, del Generador de Vapor de Rebombeo de GOPC, localizados en la Sección de la Coquizadora.

El vapor de la parte superior de la Depropanizadora fluye de regreso a la descarga de segunda etapa del compresor. El líquido del fondo de la Depropanizadora fluye a la Debutanizadora.

En el Absorbedor, el vapor del tanque de alimentación se pone en contacto a contracorriente con aceite pobre. El aceite pobre consiste en nafta no estabilizada del Tanque de Domos de la Fraccionadora de la Sección de Coquización, y una corriente de recirculación de nafta estabilizada enfriada del fondo de la Debutanizadora. El aceite rico del fondo del Absorbedor fluye a la descarga de segunda etapa del compresor. El vapor de la parte superior del Absorbedor fluye al fondo del Absorbedor de Esponja, en donde hace contacto a contracorriente con un flujo de aceite esponja pobre y frío. El aceite esponja pobre consiste en gasóleo ligero de la coquizadora no agotado, GOLC, de la Bomba de Aceite de Esponja antes de entrar al Absorbedor de Esponja. El objetivo del Absorbedor de Esponja es minimizar la pérdida de la nafta al sistema de gas combustible. El aceite esponja rico del fondo del Absorbedor de Esponja fluye a través del Intercambiador de

Aceite de Esponja Rico/Pobre, para volver a ganar algo de calor que de otra manera se perdería, y regresaría a la Fraccionadora de Coquización, localizada en la Sección de Coquización.

El vapor de la parte superior del Absorbedor de Esponja fluye al Separador de Gas Producto de la Coquizadora, en donde el líquido arrastrado se remueve y regresa a la Fraccionadora de la Coquizadora. El gas de producto de la parte superior del separador de gas fluye a la Lavadora de Amina de gas de Producto de la Coquizadora, en donde se endulza antes de entrar al Sistema de Gas Combustible de la Refinería. La amina pobre que se alimenta a la lavadora de gas de la unidad de regeneración de amina. La amina rica del fondo de la lavadora de gas se combina con la amina rica del fondo del Contactor de Amina de Butanos y regresa a la unidad de regeneración de amina.

La Debutanizadora fracciona la alimentación líquida del fondo de la Depropanizadora en dos corrientes: una de butanos en el domo y otra en los fondos de nafta estabilizada. El medio de calentamiento para el Rehervidor de la Debutanizadora, es el Rebombado de GOPC de la sección de Coquización.

La nafta estabilizada del fondo de la Debutanizadora se enfría mediante un Enfriador de Nafta Total, seguido por un Enfriador de Ajuste de Nafta Total. Esta corriente después es bombeada por la Bomba de Nafta Total, en donde una porción se recircula al Absorbedor como aceite pobre. El remanente de la nafta estabilizada se envía a límites de batería como alimentación a la unidad HDS de Naftas y/o almacenamiento.

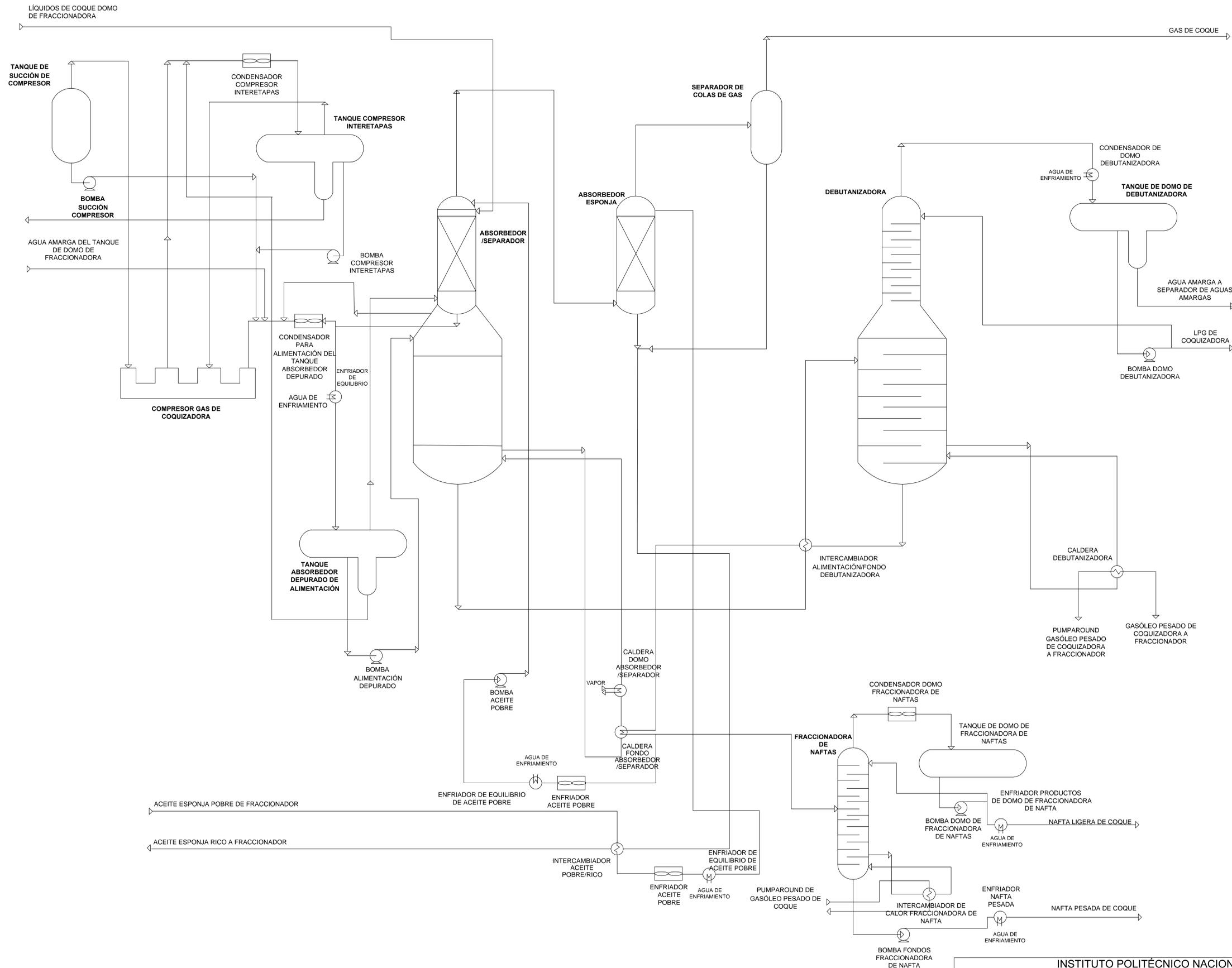
El vapor de la parte superior de la Debutanizadora se condensa totalmente en el Condensador de Domos de la Debutanizadora y entra al Tanque de Domos de la Debutanizadora. Parte del líquido recolectado en el tanque se bombea como refluo mediante la Bomba de Reflujo de la Debutanizadora, de regreso al plato superior de la Debutanizadora.

El balance del líquido recolectado en el tanque se bombea mediante la Bomba de Producto de Butano al Contactor de Amina de Butano. El agua amarga que puede

recolectarse en el Tanque de Domos de la Debutanizadora regresa al Tanque de Domos de la Fraccionadora, localizada en la Sección de Coquización y el Agotador de Aguas Amargas.

En el Contactor de Amina de Butano, el producto líquido butano hace contacto a contracorriente con amina pobre para eliminar el ácido sulfúrico. La amina rica del fondo del contactor de amina se combina con la amina rica del fondo de la Lavadora de Amina de Gas Producto de Coquización y regresa al Tanque Flash de Amina localizado en la Unidad de Regeneración de Amina. El producto butano endulzado de la parte superior del contactor de amina fluye al Asentador de Amina Butano, en donde la amina arrastrada en el producto butano se retira y regresa a la Unidad de Regeneración de Amina. El producto butano de la parte superior del asentador de amina fluye a la Tratadora de butanos después de enfriarse en el Enfriador de Ajuste de Producto Butano.

La unidad de Tratamiento de Butano es un proceso licenciado para la remoción de ácido sulfúrico residual, mercaptanos, y sulfuro de carbonilo (COS). El producto butano se envía a límites de batería.



INSTITUTO POLITÉCNICO NACIONAL
 ESIQIE "Escuela Superior de Ingeniería Química e Industrias Extractivas"
 Fuente: Refining Processes Handbook Ed. Elsevier. EUA, 1993
 Tesis profesional | Diagrama de la sección de gas | Septiembre 2016
 Evaluación del proceso de coquización retardada en las refineries del norte del país

REFERENCIAS

1. Herrera Avena, Jorge Lorenzo (1988, Febrero). *Procesos a que se somete el petróleo crudo, desde el pozo hasta la refinería*. Tesis de Licenciatura I.Q.P.; ESIQIE –IPN. México. (pp. 3-4, 10-21, 24-25, 91-96)
2. Labra Pérez, Javier Roberto. (1992). *Almacenamiento y distribución de combustibles derivados del petróleo*. Tesis de Licenciatura I.Q.I. ESIQIE-IPN. México. (pp. 4)
3. Pemex. Petróleo crudo. Obtenida el 7 de Septiembre de 2014 de http://www.pemex.com/productos/petroleo_crudo/Paginas/default.aspx#.VA0J9_I5OMo
4. Herrera Avena, Jorge Lorenzo Op.cit (pp. 4)
5. Ibid., (pp. 4)
6. Dirección general de calidad y evaluación ambiental. (2014). Guía de mejores técnicas disponibles en España del sector refino de petróleo. Obtenida el 21 de septiembre de 2014, de <http://www.prtr-es.es/data/images/Gu%C3%ADa%20MTD%20en%20Espa%C3%B1a%20Sector%20Refino-CA3011F7BAF05D92.pdf>
7. Pemex. Petróleo crudo. Obtenida el 7 de Septiembre de 2014 Op.cit <http://www.pemex.com>
8. Ibid., Pemex. Petróleo crudo. Obtenida el 7 de Septiembre de 2014 Op.cit <http://www.pemex.com>
9. PMI Comercio Internacional. Tipos de petróleo crudo en México. Obtenida el 7 de Septiembre de 2014, de <http://www.pmi.com.mx/Paginas/Tipoproducto.aspx?IdSec=14&IdPag=53>.
10. Ibid., <http://www.pmi.com.mx/Paginas/Tipoproducto.aspx?IdSec=14&IdPag=53>.
11. Ibid., <http://www.pmi.com.mx/Paginas/Tipoproducto.aspx?IdSec=14&IdPag=53>.
12. Ibid., <http://www.pmi.com.mx/Paginas/Tipoproducto.aspx?IdSec=14&IdPag=53>.
13. Ibid., <http://www.pmi.com.mx/Paginas/Tipoproducto.aspx?IdSec=14&IdPag=53>.

14. Passamonti, Francisco Javier. (2014). Introducción y objetivos al craqueo catalítico de hidrocarburos. Obtenida el 21 de Septiembre de 2014, de <http://bibliotecavirtual.unl.edu.ar:8180/tesis/bitstream/1/56/5/Capitulo%2001%20-%20Introduccion.pdf>
15. S. Kraus, Richard. Petróleo y Gas natural (Proceso de refinación de petróleo). En la Enciclopedia de Salud y Seguridad en el Trabajo. (pp. 78.2-78.12).
16. Ibid., (pp. 78.12-78.16)
17. Martín, D. Diseño y ejecución de la estructura soporte de cámaras de coque. Técnicas reunidas, S.A. Madrid, España. 2009
18. Pemex. Base de datos institucional. Obtenida el 06 de Agosto de 2016 de <http://ebdi.pemex.com/bdi/bdiController.do?action=temas>
19. Che Basulto, Juan René, Mario Flores Reyes, Leopoldo Garelli Montiel. Frumencio Ramírez Malpico. (1987). *Estudio para el procesamiento de crudos pesados en México*. Tesis en Licenciatura I.Q.P. ESIQIE-IPN. México. (pp 1-3, 7-13, 89-98, 104-107)
20. Ibid. (pp. 125-153)
21. S. Kraus, Richard. Op.cit, (pp. 78.15-78.16)
22. Gary J.H., G.E. Handwer. Refinación de petróleo. Editorial. Reverté S.A. España, 1980. (pp 57-60)
23. S. Kraus, Richard. Op.cit, (pp. 78.16)
24. Ibid., (pp. 78.16)
25. Gary J.H., G.E. Handwer. Op.cit
26. Chávez M, Ileana. (2013, Agosto) COQUIZACIÓN RETARDADA, PROCESO IDEAL PARA CRUDO PESADO [versión electrónica]. En Global Energy. The Journal of the Power Resources, (pp 40-42)
27. Ibid. (pp. 41)
28. Universidad Tecnológica Nacional. Facultad Regional Rosario. (2016) Cátedra de Procesos Industriales. Obtenida el 9 de mayo de 2016, de

<http://www.modeloingenieria.edu.ar/mei/repositorio/catedras/pii/COQUIZACIONRETARDADA.pdf>

29. Fernández Montiel, Manuel Francisco. Nuevos combustibles: coque (de petróleo), carbón y emulsiones. Boletín IIE Tendencias tecnológicas. 2008 (pp 155-158),
30. A. Mayers, Robert. Handbook of petroleum refining processes. Ed.3. Ed. McGraw Hill, New York, E.U.A (pp.12.51)
31. Farías, María del Carmen. La Ciencia desde México, III. Separación del petróleo en sus fracciones. Ed. Fondo de Cultura económica. Obtenida el 9 de Mayo de 2016. http://bibliotecadigital.ilce.edu.mx/sites/ciencia/volumen1/ciencia2/39/html/sec_9.html
32. Guerrero, Gutiérrez, Luis Gerardo. (2009). Evaluación económica de un mejorador de crudo por medio de opciones reales. Tesis de maestría en ingeniería. UNAM. México (pp. 90-96)
33. Instituto Mexicano del Petróleo. Modelo para la evaluación y selección de tecnología para la planta de coquización retardada del Nuevo tren de refinación de Tula, Hidalgo. Noviembre, 2011.
34. Surinder Parkash. Refining Processes Handbook. Ed. Elsevier. EUA (pp 176-182)
35. A. Mayers, Robert. Op. Cit, (pp. 12.33-12.72)