



UNIVERSIDAD DE MATANZAS "CAMILO CIENFUEGOS"
FACULTAD DE INGENIERIAS QUÍMICA-MECÁNICA
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

**Propuesta de alternativas para la disminución del
diferencial de presión en el reactor de hidrotratamiento de
la Refinería Cienfuegos**

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

Autora: MSc. Rosaura Usagaua Ramos

Tutores: Esp. Elso Valentín Armas Castro

Ing. Osvaldo Teodoro Díaz de Villegas Gómez

MATANZAS

2012

A mi hijo para que un día le sirva de acicate en la vida...

AGRADECIMIENTOS

A la Revolución que a permitido mi formación como técnico y me ha dado la oportunidad de seguir preparándome.

A la Dirección de la Refinería “Camilo Cienfuegos”, a la Universidad de Matanzas, al Centro Politécnico del Petróleo de Cienfuegos por la organización de la Especialidad y por el apoyo dado.

A los profesores que me prepararon técnicamente.

A mi Jefe de Grupo por la comprensión y apoyo.

A mis compañeros de trabajo por sus consejos y apoyo.

A mis tutores por la dedicación y la ayuda que me han prestado.

A mi familia y especialmente a mi esposo por su sacrificio y ayuda.

A todos muchas gracias.

RESUMEN

La investigación se desarrolla en la Refinería “Camilo Cienfuegos” donde se presenta un elevado diferencial de presión en el reactor de hidrotratamiento de nafta R-201 desconociéndose las causas que lo provocan. El presente trabajo tiene como objetivo proponer alternativas para su disminución para lo cual se realizó el análisis bibliográfico donde se identificaron las posibles causas que lo provocan y los métodos que se emplean en la actualidad para su disminución. En el establecimiento del tiempo disponible para la toma de acciones se estimó la presión máxima teórica de operación del sistema de hidrotratamiento y el tiempo en que este se alcanza. Se plantea la presencia de impurezas en la parte superior del catalizador como la causa más probable de elevación de la caída de presión y el desnatado del reactor como la alternativa técnico-económica más adecuada para su disminución teniendo disponible hasta diciembre de 2013 para su ejecución.

ABSTRACT

The research is conducted in the Refinery "Camilo Cienfuegos" which presents a high pressure differential in naphtha hydrotreating reactor R-201 unknown causes that motivate it. This paper aims to propose alternatives for its reduction for which the literature review was conducted which identified the possible causes that motivate it and the methods currently used for reduction. In establishing the time for taking action was estimated theoretical maximum pressure hydrotreating system operation and the time that this is achieved. We propose the presence of impurities in the top of the catalyst as the most likely cause of rise in pressure drop and the skimming of the reactor as the alternative most appropriate technical and economic decline for having available until December 2013 for implementation.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO	8
1.1. El proceso del hidrotratamiento.	8
1.2. Causas que pueden provocar la elevación de la caída de presión en reactores de hidrotratamiento.	9
1.3. Alternativas para la disminución de la caída de presión en reactores de hidrotratamiento.	11
1.4. Causas que pueden provocar la desactivación del catalizador.....	13
1.5. Seguimiento de la Unidad de HDS.	15
1.6. El desnatado como la solución a la disminución de la caída de presión.....	18
1.7. Procesos de regeneración de los catalizadores de hidrotratamiento	20
1.8. Criterios para definir la presión máxima de operación del reactor de hidrofinación.....	21
1.9. Conclusiones parciales.....	22
CAPÍTULO II. DISEÑO METODOLÓGICO	23
2.1. Descripción del proceso tecnológico la unidad de hidrofinación de nafta de la Refinería “Camilo Cienfuegos”	23
2.2. Descripción del reactor de hidrofinación R-201	25
2.3. Métodos usados para la ejecución de las tareas de investigación propuestas.	27
CAPÍTULO III. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	39
3.1. Comportamiento de la caída de presión en el reactor.	39
3.2. Identificación de las causas que provocan la caída de presión.	40
3.3. Evaluación de los datos existentes en la refinería “Camilo Cienfuegos” relacionados con las causas identificadas como posibles responsables de la elevación de la caída de presión.	41
3.4. Estimación del tiempo para la toma de acciones.	48
3.5. Análisis Técnico-Económico de las Alternativas.	53
3.6. Conclusiones Parciales.....	72

CONCLUSIONES.....	73
RECOMENDACIONES	74
BIBLIOGRAFÍA.....	75
SIMBOLOGÍA.....	79
ANEXOS	80

INTRODUCCIÓN

La hidrofinación es un proceso donde el hidrógeno se pone en contacto con los hidrocarburos en presencia de una cama fija de catalizador. Las reacciones que tienen lugar son complejas y numerosas pudiéndose agrupar en dos grandes tipos de procesos: los de hidrodepuración para la eliminación de heteroátomos como el azufre, el nitrógeno, oxígeno y los metales de las moléculas orgánicas que las contienen denominados hidrodesulfuración (HDS) cuando se elimina azufre y hidrogenitrificación cuando se elimina nitrógeno (HDN); y los que provocan un cambio en el peso molecular y estructural de las moléculas orgánicas como es la saturación de hidrocarburos olefínicos, nafténicos y aromáticos lo cual permite obtención de diferentes productos, estabilizándolos, mejorando el color y el olor. Además de las reacciones de hidrogenación se producen también otras reacciones de craqueo e hidrogenólisis dando lugar además a gases incondensables como metano y etano, así como otros hidrocarburos de menor peso molecular y por lo tanto de menor intervalo de destilación. Estas reacciones son siempre catalizadas por un sistema catalítico adecuado (Urpí, 2005; Borns, 2006). Ambas reacciones ocurren simultáneamente y los resultados obtenidos dependerán de la velocidad espacial para un mismo catalizador (Esso Engineering, 1956).

En el proceso de hidrodesulfuración se reduce el azufre de las diferentes alimentaciones para cumplir con las especificaciones de los combustibles, querosenos y gasóleos o prepararlas para posteriores procesos. La reacción viene catalizada por tres grandes tipos de catalizadores (Bond, 2006): Cobalto-Molibdeno, Níquel-Molibdeno y Níquel-Wolframio todos soportados en alúmina. Los primeros son especialmente aptos para la hidrodesulfuración, los segundos para hidrogenación/hidrodesulfuración y los terceros para hidrogenación/hidrocraqueo.

La alimentación a estos procesos puede ser desde una nafta hasta un destilado de vacío de destilación directa y productos procedentes de conversión. Cuánto más pesada sea la molécula hidrocarbonada en la que esté presente el átomo de azufre más severas serán las condiciones de operación necesarias para conseguir un mismo nivel de azufre en el producto final. Si la alimentación es de destilación directa, sin olefinas y un contenido en aromáticos relativamente bajo, las condiciones de operación serán más suaves que para alimentaciones de conversión,

olefínicas y altamente aromáticas ya que junto con las reacciones propias de hidrodesulfuración se dan también en forma paralela las de hidrogenación de olefinas y aromáticos.

En la actualidad en el proceso de hidrodesulfuración se exige un contenido de azufre a la salida de la unidad con valores entre 10 y 50 ppm y con tendencia a reducir este valor por debajo de las 10 ppm y al mismo tiempo otras restricciones de calidad en el producto final como mayor número de cetano, y menor contenido en hidrocarburos poliaromáticos han derivado en que los reactores de las unidades de HDS presenten diferentes sistemas catalíticos, pudiendo ser varios lechos catalíticos en un mismo reactor o bien diferentes cargas catalíticas en diferentes reactores.

Se proyecta una nueva refinería de Petróleos Mexicanos (PEMEX) en Tula para el año 2015, que pretende lograr la Hidrodesulfuración de nafta catalítica obteniendo un contenido de azufre por debajo de 15 partes por millón de la gasolina catalítica producto (PEMEX, 2012).

Los reactores de hidrofinación contienen una cama fija de tarugos extrudados cilíndricos de catalizador con los cuales hacen contacto los vapores de hidrocarburos y el hidrógeno a alta temperatura y presión (Ong, 2006).

Los licenciantes fundamentales de los procesos de hidrotratamiento y catalizadores son Axens (Grupo de Tecnologías del Instituto Francés del Petróleo), UOP (Universal Oil Product), Exxon (Standard Oil), cuyas tecnologías y procesos son los de mayor uso en la actualidad. Los catalizadores de Axens son usados en toda Europa y parte de América, por su parte la UOP tiene su mayor mercado en Estados Unidos de América. Axens ha desarrollado además catalizadores inertes que se ubican en la parte superior del reactor para alargar el ciclo de vida de los catalizadores evitando la entrada de partículas e impurezas que se puedan depositar en los centros activos de éstos (Technologies, 2012).

En Cuba existen tres Refinerías: “Ñico López” ubicada en la Ciudad de La Habana, “Hermanos Díaz” situada en Santiago de Cuba y la “Camilo Cienfuegos” ubicada en Cienfuegos donde se ubica el objeto de estudio de la presente investigación.

Tanto en la “Ñico López” como en la “Hermanos Díaz” se presentan los sistemas de hidrotratamiento (hidrofinación) ambos con procesos catalizados pero de una capacidad mucho menor que la instalada en Cienfuegos. En la primera ya no se refina pues la unidad se encuentra en condiciones técnicas muy críticas dejándose ya de operar hace varios años. En la segunda hace un tiempo que no trabaja dicha unidad por desactivación del catalizador y se encuentra en proceso de obtención de una nueva carga de catalizador teniendo dentro de los licenciantes a Axens.

La refinería “Camilo Cienfuegos” comienza sus operaciones tras un proceso de reactivación en el año 2008. Su esquema tecnológico basado en un procesos de destilación atmosférica con posteriores unidades de tratamiento de destilados: Planta para el endulzamiento de turbo combustible (Jet A-1), Hidrofinadora de Diesel con lavado del gas combustible con aminas y un Reformador catalítico.

La unidad de reformación catalítica está constituida por dos bloques: Hidrofinación de nafta y Reformación catalítica.

Dada la presencia de un catalizador muy sensible a los contaminantes en el proceso de reformación, la nafta alimentada debe cumplir una serie de requerimientos en cuanto al contenido de azufre ($\leq 0,5$ ppm), nitrógeno ($\leq 0,5$ ppm), metales pesados ($Pb < 5$ ppb) para evitar su envenenamiento. Los contenidos de azufre en las naftas oscilan entre 0-500 ppm, su presencia da mal olor y desestabiliza las naftas en el proceso de reformación catalítica. En los crudos el contenido de azufre puede estar entre 8000 ppm (Lloyd Minister (Canadá)) hasta 13 ppm (Tapis, Malasia) (Urpí, 2005), por lo que el contenido de azufre en la nafta es proporcional a esta composición inicial del crudo. Por su parte los compuestos nitrogenados provienen de los productos químicos empleados en los procesos de destilación. De aquí la importancia de tratar previamente la nafta para su alimentación en el reformador. Uno de los

procesos más eficientes y frecuentemente usados es el de Hidrofinación (Mirian Paredes del Sol, 2009).

Los metales pesados se encuentran en la alimentación (inyecto) formando compuestos organometálicos que sufren reacciones de craqueo y el metal queda atrapado en los poros del catalizador. Este mecanismo elimina metales tales como plomo, arsénico y vanadio. En las fracciones livianas como la nafta estos proceden de procesos de contaminación del crudo y de sus fracciones así como de procesos corrosivos (Axens IFP Group Technologies, 2007; Antos, y otros, 2004).

Se desarrollan además en el proceso de hidrofinación reacciones indeseadas tales como el hidro craqueo y la saturación de aromáticos. Esta última es una reacción exotérmica lenta y requiere tiempos largos de residencia, si se produce a bajas presiones de hidrógeno puede favorecer la formación de coque (D.S.J.Jones, 2006).

Para lograr el propósito de la sección de hidrofinación se hace necesario controlar una serie de parámetros operacionales que garanticen la calidad del proceso entre ellos: la velocidad espacial, la temperatura promedio del lecho por peso de catalizador (WABT), la relación hidrógeno/hidrocarburo y la presión parcial de hidrógeno. Se debe tener en cuenta además que la concentración de H_2S en el gas de reciclo sea superior a 0,1 % vol. para evitar la desulfuración del catalizador. La temperatura inicial de operación del reactor se establece como mínimo en 265 °C y se eleva hasta obtener la calidad de producto deseada. A medida que va perdiendo actividad el catalizador, durante el ciclo de operación, se va incrementando esta temperatura para mantener los requisitos de calidad deseados.

Todos estos factores no solo influyen en la obtención de los productos sino además en la economía del proceso la cual está relacionada con la duración del ciclo de operación del catalizador y la vida útil de éste. Otro parámetro a seguir es la caída de presión en el reactor el cual da una medida de la resistencia al paso del flujo a través de la cama catalítica.

El sistema de hidrotratamiento de la Refinería “Camilo Cienfuegos” está diseñado (volumen de cama catalítica: 25,5 m³) para un contenido en el inyector de azufre de 500 ppm y de nitrógeno de 30 ppm. Se caracteriza por ser un proceso de desulfurización con un catalizador específico de Co-Mo en base de alúmina. En el inyector a esta unidad es necesario observar el contenido de sílice, sodio y sulfuro de hierro ya que pueden provocar la desactivación permanente del catalizador, otros como el coque y las gomas la producen pero de forma temporal (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985).

Con el objetivo de garantizar la calidad del proceso en la Refinería se da seguimiento permanente a los parámetros de operación. Se evalúan los resultados constatándose el cumplimiento de las normas de proceso. Solo en el caso de uno de los parámetros operacionales se ha hecho evidente la tendencia al incremento hasta el máximo del valor establecido por proyecto lo cual se trata a continuación.

Durante el último año de operación y hasta la fecha se observa una tendencia al incremento de la caída de presión en el reactor de hidrotratamiento de nafta R-201. Su valor actual es superior al máximo establecido por proyecto que es de 3.0 kgf/cm² (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985; NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985). En la literatura se refieren posibles valores de operación de hasta 3.5 kg/cm² a partir del cual comienzan dificultades operacionales tales como: inadecuada distribución de la carga en el reactor, problemas mecánicos en el compresor de gas de recirculación y alteración en el perfil de la presión parcial de hidrógeno en el reactor (Pruebas en un Simulador para el Cálculo de la Caída de Presión en los Reactores de Hidrodesulfuración, 2003). Otros señalan que mientras se garantice la relación de hidrógeno y materia prima se puede seguir operando.

Lo cierto es que se presenta una elevada caída de presión en el R-201 y se debe determinar la causa que lo provoca para poder tomar las acciones para su disminución o eliminación definitiva, que permita que la unidad de hidrotratamiento cumpla con los requerimientos de operación que garanticen la calidad del producto, la estabilidad y economía del proceso.

Lo planteado anteriormente permite definir el siguiente ***Problema de investigación***:

Existe un elevado diferencial de presión en el reactor de hidrofinación de nafta R-201 desconociéndose las causas que lo provocan.

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

Si se conocen las causas que provocan la elevación del diferencial de presión del reactor de hidrofinación de nafta R-201 se podrán establecer alternativas para su disminución.

Para darle solución a la misma se propone como ***Objetivo*** del presente trabajo:

Proponer alternativas para la disminución del diferencial de presión en el reactor de hidrotratamiento de nafta.

Para darle cumplimiento al objetivo propuesto se desarrollarán las siguientes

Tareas de Investigación:

- Análisis bibliográfico.
 - ✓ Introducción a los procesos de hidrotratamiento.
 - ✓ Referencia sobre las posibles causas que pueden provocar la caída de presión en el reactor.
 - ✓ Referencia sobre las acciones que se conocen para la eliminación de la caída de presión.
 - ✓ Identificación de los métodos para dar seguimiento o estimación de la actividad de los catalizadores de hidrofinación de nafta.
 - ✓ Identificación de los criterios para la estimación de hasta cuándo se puede operar en las condiciones de incremento de la caída de presión.
- Breve descripción del flujo tecnológico relacionado con el proceso de hidrofinación de nafta en la refinería “Camilo Cienfuegos”.

- Identificación, a partir del análisis bibliográfico, de las posibles causas que pueden provocar la elevación de la caída de presión en reactores de hidrofinación de nafta.
- Evaluación de los datos existentes en la refinería “Camilo Cienfuegos” relacionados con las causas identificadas como posibles responsables de la elevación de la caída de presión.
- Evaluación de las alternativas desde el punto de vista técnico-económico.

Novedad y actualidad de la investigación:

La novedad de la presente investigación está relacionada con el incremento del nivel de conocimiento del personal técnico y administrativo de la refinería “Camilo Cienfuegos” acerca de las causas y condiciones que contribuyen al incremento del diferencial de presión en los reactores de hidrotratamiento y de los medios y métodos actualizados para su eliminación. Se genera información acerca de la composición de la alimentación al reactor de hidrotratamiento de nafta y se realiza la aplicación práctica de métodos que permiten estimar el nivel actual de actividad del catalizador del reactor de hidrotratamiento, determinar la temperatura de salida de los gases de los compresores recíprocos y estimar presión máxima teórica de trabajo del sistema de hidrofinación. Se estima el costo de las alternativas de posible aplicación para la disminución de la caída de presión.

El trabajo está estructurado en tres capítulos:

1. **Capítulo I: Análisis Bibliográfico**, donde se realiza una introducción al proceso de hidrotratamiento, las causas de elevación de la caída de presión en los reactores de dicho proceso, los métodos para su disminución, además las causas de desactivación de los catalizadores empleados y su seguimiento.
2. **Capítulo II: Diseño Metodológico**, donde se describe el proceso en estudio y se presentan los métodos a aplicar para dar cumplimiento a las tareas de investigación.
3. **Capítulo III: Resultados y discusión**, donde se muestran los resultados obtenidos y su evaluación con respecto al criterio internacional referido en la bibliografía.

CAPÍTULO I. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO

El análisis bibliográfico pretende: (1) hacer una introducción general a los procesos de hidrotratamiento objeto de la presente investigación para ubicar al lector en el tema; (2) identificar las posibles causas de elevación de la caída de presión en los reactores de hidrotratamiento; las alternativas para su eliminación y las experiencias previas que se presentan sobre estos temas en la literatura.

1.1. El proceso del hidrotratamiento.

El hidroprocesamiento incluye el hidrotratamiento y el hidrocrqueo. Hidrotratamiento es un término que engloba a las reacciones de hidrosulfuración, hidrosnitrogenación e hidrogenación.

En la hidrosulfuración se purifica la corriente alimentada eliminándole básicamente los compuestos de azufre; también se eliminan nitrógeno, oxígeno y metales pesados. Todo con el objetivo de proteger los catalizadores empleados en otros procesos de la refinería. Los flujos de entrada que se manejan en este proceso son hidrocarburos seleccionados de la destilación primaria con hidrógeno convirtiendo los compuestos de azufre en sulfuro de hidrógeno el cual se elimina en forma gaseosa. Los productos del proceso son: gasolina desulfurizada, naftas ligera y pesada desulfurizada, o combustóleos desulfurizados o combustóleos catalíticos desulfurizados (Robles, y otros, 2002).

Todas las reacciones incluidas en el hidroprocesamiento son exotérmicas, por lo que se debe controlar la temperatura en el reactor, especialmente en el lecho del catalizador. Aunque la constante de equilibrio decrece a altas temperaturas, la remoción de los heteroátomos es favorable bajo condiciones prácticas de operación.

En la catálisis del hidrotratamiento, los componentes metálicos con actividad en las reacciones de hidrotratamiento tales como la HDS (hidrosulfuración) o de la deshidrogenación, se depositan en un soporte de un óxido inorgánico de alta porosidad. Generalmente, se utilizan

cobalto y molibdeno y la alúmina juega el papel del soporte. En la catálisis práctica, del 3-5% en peso de CoO y del 12-20% en peso de MoO₃ se soportan en alúmina (Vannice, 2005). Algunas veces el níquel y el tungsteno son utilizados en lugar o adicionalmente con Co y Mo, respectivamente. El molibdeno-alúmina y el tungsteno-alúmina son catalizadores básicos y el cobalto y níquel los promotores (Rodríguez, 2006; Bond, 2005; Vannice, 2005).

1.2. Causas que pueden provocar la elevación de la caída de presión en reactores de hidrotratamiento.

En la bibliográfica revisada se plantea que la acumulación de depósitos en el tope de la cama catalítica puede conllevar a una desactivación aparente del catalizador evidenciado por un incremento de la caída de presión a través del reactor. Dicha acumulación puede provocar una distorsión del patrón de flujo y una disminución de la calidad de los productos obtenidos (UOP, 2003).

Se plantea que un factor determinante para tener una hidrodesulfuración eficiente es la caída de presión en los reactores ya que determina el momento del paro en las plantas, por tanto es considerado un parámetro crítico de operación de la unidad a partir de 3.5 kgf/cm² pues puede crearse en el reactor una inadecuada distribución de la carga, problemas mecánicos en el compresor de reciclo y una alteración del perfil de la presión parcial de hidrógeno en el reactor (Pressure Drop and Liquid distribution problems in hydrotreater Units, 1993; Vega, 1995).

Las olefinas son precursores de la formación de gomas, tienden a polimerizar a las altas temperaturas empleadas en el proceso de hidrofinación; pueden depositarse en la cama del catalizador causando ensuciamiento e incremento en la caída de presión en el reactor (Antos, y otros, 2004; UOP, 2003).

Las alimentaciones de alto peso molecular pueden contribuir a la formación de coque en los centros activos del catalizador contribuyendo además al incremento de la caída de presión (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

La desactivación aparente del catalizador puede ser causado por la acumulación de depósitos en el tope de la cama catalítica. Esto se muestra por el incremento de la caída de presión a través del reactor. El patrón de flujo en la cama catalítica sufre disturbio y disminuye la calidad de los productos. Los depósitos son generalmente sulfuro de hierro (UOP, 2003).

La máxima caída de presión que puede sostenerse es función del diseño de los cestillos de salida (si los tiene) y la calidad del producto. Los cestillos permiten caídas de presión de 4.2-7.0 kgf/cm² en dependencia del diseño. Normalmente la caída de presión no se toma a través de los cestillos de salida dado que el material se deposita en el tope de la cama catalítica. La calidad de los productos, en algunos casos, el flujo del gas de reciclo puede estar afectado por la alta caída de presión. Estos cambios, unido con la calidad de los productos debe ser elevado para considerar el momento de aliviar la presión del sistema (UOP, 2003).

Durante el uso los catalizadores de hidrotratamiento éstos pueden desactivarse por la sinterización de la fase activa y la segregación dado por el bloqueo de los poros del catalizador y los sitios activos por coque o depósito de metales (Eijsbouts, 2009).

El ensuciamiento severo de la cama catalítica de un reactor de hidrotratamiento puede conllevar a altas caídas de presión provocando: reducción del paso por el reactor, parada prematura de la unidad de hidrotratamiento, costoso cambio de catalizador. El mecanismo de taponamiento es una acumulación de partículas comprimidas de compuestos orgánicos insolubles (ej. gomas) o partículas (ej. Productos de corrosión). Los compuestos orgánicos insolubles son resultado de las reacciones de polimerización, mientras las partículas pueden venir de unidades aguas arriba del reactor o simplemente estar presentes en la alimentación. Estos dos factores pueden ocurrir simultáneamente y hacer difícil los esfuerzos por eliminarlo (Chemical, Mechanical Treatment Options Reduce Hydroprocesor Fouling, 1996).

Un estudio sobre ensuciamiento en un reactor de hidrotratamiento de nafta en la Refinería Mobil Torrence mostró como causa más probable la presencia de productos de corrosión y de

carbonilos como precursores de procesos de polimerización (Controlling Hydrotreater Reactor Bed Fouling, 2000).

El ensuciamiento es un problema común en Refinerías, está asociado a la formación de partículas de macromoléculas que se aglomeran y se hacen insolubles depositándose en la superficie de los equipos de proceso. La deposición se manifiesta por un incremento del diferencial de presión (BetzDaerborn. Division of Hercules Incorporated, 2000).

La regeneración del catalizador se realiza: (1) cuando el incremento de la temperatura no permite obtener productos en especificaciones o rendimientos que no permitan trabajar la unidad de hidrotreatmento de una forma económica; (2) se obtuvo la máxima temperatura disponible en el reactor; (3) la caída de presión en el reactor no permite suficiente flujo del gas de reciclaje. Asumiendo que estas situaciones son el resultado de la deposición de coque. La actividad se recupera por la quema del coque por una mezcla de nitrógeno-aire en el llamado proceso de regeneración el cual se realiza in situ o ex situ después de descargar el catalizador en una atmósfera inerte (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

Un modelo desarrollado por simulación en una Refinería de Minatitlán en México; para el cual se tomaron datos estadísticos del diferencial de presión, carga, temperatura, relación hidrógeno/hidrocarburos y la presión de entrada al reactor; demostró que la caída de presión depende del peso molecular del gas de reciclaje, la relación hidrógeno/hidrocarburo, del tipo de catalizador que se esté utilizando. Dependiendo de la forma y actividad que tenga este último se podrá tener un mayor control de esta variable (Pruebas en un Simulador para el Cálculo de la Caída de Presión en los Reactores de Hidrodesulfuración, 2003).

1.3. Alternativas para la disminución de la caída de presión en reactores de hidrotreatmento.

A continuación se plantean los criterios hallados en la literatura acerca de las opciones o alternativas posibles a seguir para la disminución de la caída de presión de los reactores de hidrotreatmento.

Según la UOP la elevada caída de presión de los reactores de hidrotratamiento es fácilmente remediada por el “desnatado” (skimming) de una porción del catalizador, y/o su tamizado y recarga, o reemplazo por catalizador fresco (UOP, 2003).

De igual manera Christesen refiere que para disminuir la caída de presión en el reactor de hidrodesulfuración se debe realizar una acción correctiva denominada “desnatado del lecho catalítico” que consiste en descargar la fracción de catalizador de la parte superior del reactor que contiene partículas indeseables como finos, residuos sólidos, cascarilla y catalizador fracturado, los cuales son los que generan la alta caída de presión (Pressure Drop and Liquid distribution problems in hydrotreater Units, 1993). Otra alternativa para eliminar la caída de presión es descargar, cribar y cargar nuevamente el catalizador (Vega, 1995).

La Consultoría de Axens igualmente propone la realización de un desnatado del reactor de hidrofinación o la adición de un producto químico Nalco para la eliminación de olefinas que se hayan depositado en el tope de la cama catalítica del reactor (Valentín, 2012).

Groce (Chemical, Mechanical Treatment Options Reduce Hydroprocesor Fouling, 1996) considera la inyección de agentes químicos como una alternativa económicamente atractiva para la disminución del ensuciamiento en los reactores de hidrotratamiento.

En la Refinería Mobil Torrence se aplicó la inyección de un producto químico con el objetivo de limpiar o desplazar los depósitos de la cama del reactor disminuyendo el incremento de la caída de presión. El producto fue inyectado en la cama del reactor después del intercambiador. La inyección se realizó en una dosis alta al inicio para maximizar la efectividad del tratamiento y luego se mantuvo la dosis por dos días. El diferencial de presión disminuyó de 51 psi a 45 psia (Controlling Hydrotreater Reactor Bed Fouling, 2000).

Con el objetivo de romper los depósitos de la cama catalítica del reactor y minimizar la aglomeración de partículas sólidas, es necesario adicionar un químico con actividad superficial y buenas propiedades de contacto, por su parte la empresa Betzdearborn propone el uso de un

químico ProChem 3F18 que puede dispersar los depósitos de hidrocarburos hacia la cama catalítica y minimizar la posterior aglomeración de partículas de nuevas moléculas orgánicas e inorgánicas. Este aditivo se convierte en hidrocarburo y amoníaco dentro del reactor. Se usa exitosamente en la Refinería de West Coast. El aditivo se recomienda emplear inicialmente en una dosis de 500-2000 ppm por 24 a 48 horas y una dosis de mantenimiento de 20-50 ppm hasta el final de la corrida (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005; BetzDaerborn. Division of Hercules Incorporated, 2000).

Tras el hecho de que la acumulación de coque y la presencia de impurezas metálicas pueden conllevar a la pérdida de actividad del catalizador se realizó el análisis bibliográfico de este tema.

1.4. Causas que pueden provocar la desactivación del catalizador.

El catalizador de hidrotratamiento pierde su actividad durante la operación por varias razones. La más común es el envenenamiento por impurezas en la alimentación, deposición de coque en la superficie del catalizador como resultado de reacciones colaterales y pérdida de la dispersión de los componentes activos por sinterización. La desactivación durante el curso del proceso es inevitable y representa un factor tanto técnico como económico en la mayoría de los procesos de refinación. La desactivación por coquificación es causada por compuestos del carbono de alto peso molecular, los cuales se depositan en la entrada del poro limitando la dispersión de los reactantes y productos. La velocidad de desactivación del catalizador y por tanto su vida son dependientes tanto de la alimentación como de las condiciones de operación.

En general, la desactivación del catalizador dado por la deposición de coque incrementa con el incremento de la temperatura y el decrecimiento de la presión parcial de hidrógeno. Sin embargo cuando se trata de nafta ligera de destilación directa, la desactivación del catalizador por deposición de coque ocurre muy lentamente (Antos, y otros, 2004).

Las variables de operación afectan el ciclo de vida del catalizador debido a su influencia en la velocidad de deposición de carbón en el catalizador. Hay una formación moderada de carbón durante los días iniciales de operación, pero la velocidad de incremento del nivel de carbón muestra una caída a niveles muy bajos en condiciones normales de operación. La temperatura es el menor factor con respecto a la vida del catalizador de hidrotratamiento. A mayor temperatura del catalizador incrementa la velocidad de reacción de formación de carbón, otros factores influyen igualmente. Una combinación de alta temperatura e inadecuado hidrógeno es muy perjudicial para la actividad del catalizador (Bond, 2005).

La desactivación del catalizador es medida por el decrecimiento en la efectividad relativa del catalizador a condiciones fijas de operación después de un período de uso del catalizador. Las causas primarias de desactivación son: (1) acumulación de coque en los centros activos del catalizador, y (2) combinación química de contaminantes procedentes de la alimentación con componentes del catalizador. En operación normal, el nivel de carbón de 5% peso puede ser tolerado sin un decrecimiento significativo de la desulfurización, sin embargo, la habilidad de remoción del nitrógeno puede decrecer (Inhibition of the Hydrogenation and Hydrodesulfurization Reactions by Nitrogen Compounds over NiMo/Al₂O₃, 2008).

La pérdida de actividad permanente requiere el reemplazo del catalizador y es causada usualmente por la acumulación gradual de especies inorgánicas procedentes de la alimentación, del hidrógeno de fresco adicionado o del agua de lavado en caso de usarse. Esta contaminación puede ser por arsénico, plomo, calcio, sodio, sílice y fósforo.

Los catalizadores Hydrocarbon[®] exhiben una alta tolerancia a los metales como arsénico y plomo. El contenido total de metales de hasta 2-3% peso del catalizador debe ser observado manteniendo la efectividad del catalizador.

Los compuestos orgánicos del plomo se descomponen en el catalizador y la mayor parte se deposita en la porción superior de la cama catalítica como sulfuro de plomo. Los metales no se

remueven del catalizador por regeneración. Cuando el contenido de metales, diferentes a la sílice, en el catalizador alcanza valores del 1-2% peso, se debe considerar el reemplazo del catalizador. El único modo certero de minimizar el efecto de las trazas de metales en el catalizador es limitar su entrada al sistema.

El oxígeno disuelto, aunque no es veneno de catalizador, debe ser eliminado de la alimentación. Con oxígeno en la alimentación, especialmente es presencia de olefinas, puede ocurrir un ensuciamiento excesivo del equipamiento especialmente en los intercambiadores de efluente-materia prima (UOP, 2003).

El análisis lógico de la situación conlleva a la necesidad de conocer sobre los métodos para la estimación de la actividad del catalizador o en su ausencia o carencia de conocimiento al seguimiento de su actividad a través de su comportamiento de ahí la presentación del análisis bibliográfico sobre este tema.

1.5. Seguimiento de la Unidad de HDS.

El seguimiento de la unidad tiene como objetivo conocer todo a lo largo de la corrida de la “actividad del catalizador” para las reacciones fundamentales requeridas (HDS, HDN, HDA, Craqueo), para todas las especificaciones de los productos a obtener (azufre, nitrógeno, rendimiento, gravedad específica).

Para evaluar la evolución de la actividad del catalizador, chequear que está normal o anticipar eventuales problemas, un seguimiento cerrado del WABT puede ser realizado. Pero el WABT requerido a un tiempo dado en el reactor no depende solamente de la actividad del catalizador sino también de la calidad de la alimentación (azufre), flujo de alimentación, presión en el reactor, pureza de hidrógeno y severidad de la operación referida al azufre extraído de los productos.

Este es el propósito del WABT normalizado, eliminar el impacto de la variación de los productos, excepto la actividad del catalizador, de forma tal que la variación del WABT normalizado con el tiempo está solo dado por la variación de la actividad del catalizador (o desactivación). El WABT normalizado es generalmente calculado a partir de una base de referencia que puede ser el resultado de una prueba de corrida.

Por definición la tendencia del WABT normalizado es un estimado de la velocidad de desactivación, usualmente expresado en °C/mes.

Los datos necesarios para un seguimiento cercano del comportamiento de la unidad de HDS pueden ser separados en dos tipos (Evaluation of catalyst activity for hydrotreating and hydrocracking, 1973):

- Historia de la unidad que concierne solo a la sección de reacción con el objetivo de darle seguimiento a la alimentación, condiciones de operación del reactor, la operación del compresor, y para tener un balance total de la unidad.
- Pruebas pequeñas de corridas para una evaluación detallada del catalizador y del comportamiento de la unidad. Por ejemplo un set completo de las condiciones de operación y análisis de la alimentación y los productos, adición de hidrógeno fresco y el gas de reciclo son necesarios para este tipo de seguimiento. La frecuencia de este mini-test es ajustada a un esquema normal, pero al menos un mini-test al mes permitirá un seguimiento exacto.

Hay diferentes métodos de cálculo del WABT normalizado ó diferentes formas de evaluar la actividad del catalizador distinguiéndose dos métodos fundamentales:

- Método basado en un modelo pseudo-cinético conocido como “Punto de vértice”. Este método es generalmente empleado cuando se requiere una aproximación grosera de la unidad o cuando se colecta solo una pequeña data del sistema.
- Método basado en el modelo correlativo el cual es basado en experiencias de plantas piloto. Este método es realmente exacto y permite un seguimiento cercano de la actividad del catalizador.

Método pseudo-cinético.

La ecuación básica de este método se muestra a continuación:

$$dS/dt = -k*[S]^n * [ppH_2]^m$$

$$\text{Con } K = K_0 * e^{-E_a/RT}$$

Donde:

S- Contenido de azufre.

t- Tiempo.

ppH₂- Presión parcial de hidrógeno.

E_a- Energía de activación.

R- Constante de los gases.

K₀- Actividad del catalizador

Este método está limitado porque no tiene en cuenta el cálculo del WABT y el efecto cero de azufre (es más difícil remover los últimos ppm de azufre).

Usando solo unos parámetros de operación el modelo pseudo-cinético da una buena primera aproximación y es muy útil cuando las correlaciones no existen para las predicciones.

Método correlativo.

Las correlaciones son desarrolladas con una alimentación particular por ejemplo, nafta de destilación directa en un catalizador particular en experiencias en plantas piloto del Instituto del Petróleo Francés (IFP).

Estas correlaciones son basadas en más parámetros que el modelo pseudo-cinético y por tanto permite una evaluación más exacta y exhaustiva de la actividad del catalizador, actividad que es determinante saber para definir el cambio o regeneración del catalizador o cuál es el tiempo de vida estimado en las nuevas condiciones de operación. Este tipo de evaluación la realiza la firma suministradora del catalizador.

A partir de del modelo correlativo las curvas dedicadas a una unidad en particular pueden ser dibujadas como:

- $HDS=f(LHSV, GO-Conv, ppH_2)$ versus diferentes WABT.
- $HDS=f(WABT)$ versus diferentes LHSV, TMP, GO-Conv, ppH_2 , donde GO-Conv .

Este set de curvas que se obtiene se dibuja a partir de los modelos de correlación han sido especialmente dedicado a un caso particular y no puede ser usado en otros casos.

Esos métodos referidos son los recomendados por el suministrador del catalizador objeto de estudio de la presente investigación (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

Teniendo en cuenta el análisis bibliográfico realizado sobre las causas y alternativas para la disminución de la caída de presión en reactores de hidrotreatmento de nafta se profundiza en el desnatado y la regeneración como alternativas para la disminución de la caída de presión.

1.6. El desnatado como la solución a la disminución de la caída de presión.

La caída de presión es remediada por un desnatado de una porción de catalizador, cribado, descarga o remplazo por un catalizador fresco. El depósito en la parte superior del catalizador, generalmente es sulfuro de hierro. Es una medida para la determinación del momento de realización del desnatado del reactor (UOP, 2003).

El skimming se define como el “desnatado” del catalizador y consiste en extraer el catalizador que se encuentra ubicado en la parte superior del reactor el cuál puede estar contaminado por finos partículas, impurezas, gomas, etc. La cantidad de catalizador a sacar depende de la cantidad de finos depositados en el catalizador. Lo difícil es valorar por observación cuánto catalizador hay que extraer, normalmente es de 1 metro (UOP, 2003). El catalizador debe ser inspeccionado y extraído hasta que no se observen finos en él. Si la altura de cama extraída no es suficiente, la operación no es exitosa se mantiene el problema.

Para ejecutar este tipo de acción se debe seguir un procedimiento de descarga del catalizador conteniendo agentes pirofóricos (sulfuro de hierro), pero no descargar desde el fondo ya que las capas del tope son las que colectan el sulfuro de hierro y las impurezas. Deben seguirse precauciones especiales y mucho cuidado en la manipulación del material el cual es pirofórico. Según UOP (UOP, 2003), el catalizador puede ser extraído por vacío desde el tope del reactor. El reactor debe estar en atmósfera de nitrógeno. Recomienda que se realice por compañías Especializadas en la manipulación de catalizadores y con experiencia en este tipo de operación. Si se adiciona catalizador fresco, es necesario sulfurarlo durante la arrancada de la unidad.

En el Reglamento tecnológico del proyecto (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) se establece que para descargar un catalizador con contenido pirofórico es necesario realizar su “pasivación” la cual constituye una quema de coque a bajos niveles de oxígeno en una atmósfera de nitrógeno y los contenedores que recibirán el material deben estar barridos con nitrógeno.

Según lo presentado en la literatura un desnatado del reactor sería la mejor solución para la disminución de la caída de presión del reactor hasta que se llegue a completar el ciclo de operación del catalizador y se realice la regeneración o culminación de su vida útil. No obstante las cuestiones de seguridad hacen reflexionar sobre la necesidad de evaluación de otras alternativas como la regeneración prematura del catalizador.

También se hace necesario el conocimiento de los métodos de regeneración a emplear en esta situación tras el hecho de que una de las alternativas planteadas de disminución de la caída de presión es la descarga y cribado del catalizador. En este caso se presenta un catalizador activo para el hidrotratamiento de nafta con una gran probabilidad de presentar sulfuro de hierro en su parte superior por las concentraciones de sulfhídrico en el gas de reciclo y los procesos corrosivos asociados a este sistema. Entonces para realizar la descarga y el cribado del catalizador se hace necesaria su regeneración inicialmente para lograr la pasivación de este (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985)

1.7. Procesos de regeneración de los catalizadores de hidrotratamiento

El ciclo de regeneración dura tanto cuanto lo permite la actividad del catalizador y cesa cuando la actividad del catalizador ya no es capaz de asegurar la obtención del grado de hidrofinación necesario de la nafta a pesar de que el proceso se desarrolle a la temperatura máxima permisible del proceso.

El objetivo de la regeneración consiste en quemar el coque y el azufre asentados sobre el catalizador durante el proceso de reacción. La cantidad de coque depende de la naturaleza de la materia prima a tratar, el nivel de hidrotratamiento deseado y las condiciones a las cuales se desarrolla.

Al aumento de depósitos contribuyen los siguientes factores:

- El largo período operativo del catalizador.
- La caída de presión del proceso.
- La subida de la temperatura del proceso.

Sobre la aceleración del proceso de formación de coque influye la disminución de la velocidad volumétrica de conducción de la materia prima y el aumento de la tasa de circulación del gas hidrogenado. La regeneración de los catalizadores se realiza ex situ o in situ.

La regeneración in situ se puede realizar empleando una mezcla de aire-vapor (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) o una mezcla de aire-nitrógeno (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005).

El proyecto que le dio origen al hidrofinador de nafta de la Refinería “Camilo Cienfuegos” con un catalizador cobalto molibdeno propone realizar la regeneración con una mezcla vapor-aire a una presión no mayor de 3 kgf/cm^2 y una temperatura del lecho del catalizador de hasta $540 \text{ }^\circ\text{C}$ para evitar la sublimación del molibdeno (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985). El procedimiento contempla: (1) la preparación de la unidad para la regeneración (disminución de inyecto, hidrogenación para la desorción de productos residuales del petróleo, soplado del

sistema con gas inerte y vacío, conexión del sistema de regeneración); (2) regeneración (tratamiento del catalizador con vapor, quema del coque hasta 530 °C, calcinación a 530 °C, tratamiento con vapor); (3) restablecimiento del sistema de operación normal.

Axens por su parte plantea: que cuando una de las siguientes situaciones ocurre es tiempo de regenerar el catalizador:

- El incremento de la temperatura no permite obtener los productos con las especificaciones deseadas o los rendimientos han sido muy reducidos que no es posible seguir operando la unidad económicamente.
- Se ha alcanzado el máximo de temperatura en los reactores.
- La caída de presión en los reactores no permite un flujo suficiente del gas de reciclo.

Se asume que estas situaciones son el resultado de la deposición de coque. La actividad del catalizador es recuperada mediante la quema del coque por una mezcla de nitrógeno y aire que puede hacerse por una regeneración in-situ o ex situ después de la descarga del catalizador en una atmósfera inerte. El procedimiento de regeneración in-situ describe el procedimiento “seco” con el uso de nitrógeno y aire. Como regla general, el vapor no debe ser usado para la regeneración de catalizadores de Axens. El vapor puede ser usado para la regeneración de algunos catalizadores específicos. . El catalizador de hidrotratamiento promovido HR-406 no resiste una regeneración con vapor (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005).

1.8. Criterios para definir la presión máxima de operación del reactor de hidrofinación.

La distribución del fluido del proceso y su contacto con el catalizador son afectados por las condiciones de entrada del flujo, el diseño del distribuidor de entrada, la velocidad de masa (caída de presión) en el reactor. Si un flujo uniforme es obtenido en la cama, la carga dinámica $\rho u^2/2$ (donde ρ y u son la densidad y velocidad del fluido) de la corriente de entrada debe ser pequeña comparado con la resistencia a través de la cama.

Por lo tanto, la relación de la carga dinámica con respecto a la caída de presión total de la cama (expresado en unidades consistentes) es el parámetro clave para determinar la uniformidad del flujo en la cama. La relación permisible de la carga dinámica de la corriente de entrada con respecto a la caída de presión depende del diseño del distribuidor. El peligro de aplastamiento (fractura) del catalizador establece la máxima caída de presión que puede tolerarse durante el ciclo de reacción o regeneración del catalizador, independientemente de los efectos económicos por costos de capital al seleccionar los compresores y los costos de operación involucrados (Exxon Engineering, 1995).

La máxima caída de presión permisible en el reactor debe ser, desde el punto de vista de diseño, inferior a la resistencia mecánica del reactor y de los internos de éste; considerando los valores por debajo de éste como adecuados (Shell Chemical Company, 1974). La Unidad de Hidrotratamiento en general es diseñada con una caída de presión total del sistema entre el primer intercambiador y el separador de alta presión de 10 kgf/cm^2 (Shell Chemical Company, 1974).

1.9. Conclusiones parciales.

1. Las causas que generan con mayor frecuencia la elevación de la caída de presión son: la acumulación de impurezas en la parte superior de la cama catalítica, la presencia de olefinas, metales y compuestos de alto peso molecular en la alimentación, así como la presencia de coque en la cama catalítica del reactor.
2. Las alternativas que más frecuentemente se aplican para disminuir la caída de presión en los reactores de hidrotratamiento son: el desnatado, la descarga y cribado del catalizador, la carga de nuevo catalizador y la adición de productos químicos a la cama catalítica.

CAPÍTULO II. DISEÑO METODOLÓGICO

Con el objetivo de ubicar al lector en el objeto de estudio de la presente investigación se hace una descripción del proceso tecnológico de la unidad de hidrofinación de nafta de la Refinería “Camilo Cienfuegos” y en particular del reactor de hidrofinación R-201. Se exponen los métodos que se utilizan para la realización de cada tarea de investigación.

2.1. Descripción del proceso tecnológico la unidad de hidrofinación de nafta de la Refinería “Camilo Cienfuegos”

En la unidad de hidrofinación de nafta es donde ocurre la refinación preliminar con hidrógeno de materia prima para eliminar compuestos nitrosos y sulfurosos en presencia de catalizador Co-Mo. Además se estabiliza el producto hidrogenado.

En esta unidad el suministro de materia prima es de 40 a 63 m³/h de fracción 70-180 °C desde el área de tanques intermedios dirigiéndose al tambor de materia prima D-201 a una temperatura de 40 °C y una presión de 5 kgf/cm². La bomba de inyección de materia prima (P-201/R) succiona la fracción 70-180 °C desde el tambor D-201 y la descarga al nudo de mezcla para mezclarse con gas hidrogenado circulante, suministrado por el compresor de pistón (C-201/R), a un flujo entre 17450 a 21150 m³N/h a una temperatura de 70 °C y una presión de 39 kgf/cm².

En el tambor B-206 se separa el gas hidrogenado enriquecido por la parte superior que va al separador de succión B-203, del Compresor C-203 para reponer las pérdidas de presión en el sistema. En el nudo de mezcla se unen la fracción 70-180 °C y el gas hidrogenado circulante del Compresor C-201/R.

Después del nudo de mezcla la fracción 70-180°C con gas hidrogenado, pasa al precalentamiento en los intercambiadores 3,2,1-E-201, los cuales trabajan en serie. Este

producto pasa del intercambiador al horno F-201 donde alcanza la temperatura de reacción 266-330 °C y presión de 35 kgf/cm², para dirigirse, posteriormente al Reactor R-201.

En el reactor R-201 en presencia del catalizador de cobalto y molibdeno sobre soporte de alúmina, tiene lugar la hidrogenación de los compuestos orgánicos sulfurados, nitrosos y oxigenados con desprendimiento de hidrógeno sulfurado, amoníaco, agua y la eliminación de metales pesados presentes en la materia prima. La velocidad volumétrica de la conducción de materia prima al Reactor R-201 es de 2,5 hora 1. En el tambor B-201 ocurre la separación del producto hidrofinado inestable del gas hidrogenado circulante que sale por la parte superior y va al separador B-202 y posteriormente a la succión de los compresores C-201. Adicionalmente en el B-202, tiene lugar la separación de las gotas del producto inestable del gas hidrogenado.

En el bloque de Estabilización ocurre la separación de los productos de la hidrofinación (sulfuro de hidrógeno, agua y amoníaco) del hidrogenado estable. El hidrogenado inestable pasa a la Torre Estabilizadora T-201 y entra en los platos 16 y 19. En esta Torre a una presión 12,5 kgf/cm², y a una temperatura de 140 °C en el tope y de 249 °C y 13 kgf/cm² en el fondo se separa el hidrogenado de los productos formados en el bloque de hidrofinación.

La fracción 70-180 °C estable (nafta hidrofinada estable) sale por la carcasa a 145 °C y una presión 12 kgf/cm² y descargada al bloque de Reacción de Reformación. Antes de la succión de las bombas el producto pasa a través de los filtros de productos hidrogenados (1,2-V-204), con la finalidad de eliminar posibles impurezas hacia el bloque de reacción de reformación (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985). Un diagrama del flujo tecnológico de la unidad de hidrofinación aparece en la Figura A.1.1.

2.2. Descripción del reactor de hidrofinación R-201

Como se mencionó en la introducción el reactor R-201 es el objeto de estudio del presente trabajo, sus características se refieren a continuación. Es un reactor vertical cilíndrico con alimentación axial, de diámetro 2200 mm, altura de cama catalítica de 6800 mm y de volumen de catalizador de 25.5 m³, presión de operación máxima de diseño: 48 kgf/cm², temperatura del medio de operación: 400 °C. Fluido de trabajo: 85% vol., sulfuro de hidrógeno hasta 0.3 % vol., cloruro de hidrógeno (HCl): 2 mg por cada unidad de humedad, fracciones de hidrocarburos hasta densidad de 0.75 a d₂₀⁴.

El reactor fue cargado (carga densa) en marzo del 2008 con catalizador HR-406 de la siguiente forma (Figura A1.2):

- En la parte superior: 540 kg de ACT 108; 390 kg de ACT 077 y 825 litros de bolas de cerámica de 25 mm.
- Carga de 18525 kg de catalizador cobalto molibdeno HR-406.
- En el fondo: bolas cerámicas de 25 mm y de 12 mm. Ante la falta de bolas cerámicas de 6 mm se cargan 405 kg de catalizador GO-70 (Co-Mo, con base alúmina de 2 mm de diámetro).

Con el objetivo de asegurar un bajo incremento de la caída de presión AXENS propuso dos capas de ACT 077 y ACT 108. El ACT 077 es un inerte de poros macroscópicos de alúmina un una alta fracción de vacío para proveer una eficiente captura de partículas y otros contaminantes contenidos en la alimentación. El riesgo de bloqueo y de formación de aglomeraciones en el tope de la cama catalítica es grandemente reducido y el ciclo de vida del catalizador se extiende hasta la parada de la Unidad.

La siguiente capa es de ACT 108 (anillos cerámicos inertes) que permite optimizar el tamaño del gradiente a lo largo del de la cama catalítica y provee una alta fracción libre para el atrapado de partículas.

El comportamiento del catalizador HR-406 se prevé que sea: WABT SOR- 266 °C, WABT EOR- 330 °C y un largo de ciclo mayor de 10 años (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

Tabla 2.1. Condiciones de operación de la unidad de Hidrofinación.

Parámetro	Unidad Medida	Valor
Alimentación	m ³ /h	73.0
Alimentación	t/h	56.7
Presión mínima de salida del reactor	bar A	34.0
Presión parcial mínima de hidrógeno a la salida del reactor	bar A	15.3
Volumen total del producto	m ³	25.7
Volumen de catalizador	m ³	23.4
Velocidad espacial horaria de líquido	h ⁻¹	3.1
Flujo del gas de recicló	Nm ³ /h	17000
Relación gas/hidrocarburos	Nm ³ /m ³	232.9
Pureza del gas de recicló	% vol	75.0
Flujo de reposición	Nm ³ /h	1000
Pureza del gas de reposición	% vol	75.0

Tomado de AXENS.IFP.Group Technologies., 2007

Tabla 2.2. Comportamiento esperado por diseño del catalizador HR-406.

Parámetro	Unidad Medida	Valor
SOR Temperatura de entrada al reactor	°C	265
SOR Temperatura de salida del reactor	°C	277
Incremento de la temperatura adiabática	°C	2
EOR Temperatura de entrada al reactor	°C	329
EOR temperatura de salida del reactor	°C	331
Contenido total de azufre	ppm p/p	0.5
Contenido total de nitrógeno	ppm p/p	0.5
Gravedad específica C ₅ +	-	0.777
Consumo Químico de hidrógeno	Nm ³ /m ³	0.8
Caída de presión de la cama catalítica SOR	Bar	< 0.5
Primer ciclo de vida esperado del Catalizador	Años	> 10

Tomado de Tomado de AXENS.IFP.Group Technologies., 2007

2.3. Métodos usados para la ejecución de las tareas de investigación propuestas.

El proceso de investigación se realizará siguiendo el esquema lógico que se presenta a continuación.



2.3.1. Obtención de los datos empleados en la investigación.

Para el control operacional la refinería “Camilo Cienfuegos” cuenta con un Sistema de Control Distribuido (*Distributing Control System*, denominado DCS por sus siglas en Inglés) que permite la acumulación de datos de los parámetros de proceso cada un minuto e instantáneamente cada $\frac{1}{4}$ de minuto. Con ayuda del Exaquantum, programa para la captura de datos del DCS, se obtienen los valores promedio horarios de los parámetros en estudio.

2.3.2. Determinación del comportamiento de la caída de presión.

El control operacional diario que ejerce el tecnólogo del área y el seguimiento de los principales parámetros operacionales permitió a través de la observación la detección de la tendencia a la elevación de la caída de presión. Los valores fueron tomados del DCS a través del Exaquantum y la evaluación del valor se realizó teniendo en cuenta el requerimiento de 3.0 kgf/cm² máximo que establece el Reglamento Tecnológico de la Unidad (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) observándose un incremento de dichos valores. Ante tal situación se propone el análisis del comportamiento de este parámetro.

La caída de presión (ΔP) en el R-201 se analiza a partir de los parámetros operacionales de la unidad tomados con ayuda del Exaquantum. Ésta se calcula como la diferencia entre el valor promedio horario de la presión de entrada y el valor promedio horario de salida al reactor. A partir de los valores promedio horario se calcularon los valores promedio mensuales del diferencial de presión desde el años 2009 al 2012.

El comportamiento se estima graficando el (ΔP), calculado como se explicó anteriormente, a lo largo del tiempo y aplicando un análisis de correlación de los datos, con un 95% de confianza, empleando las herramientas del Excell (Devore, 1995; Sokal, y otros, 1995; Press, y otros, 1992) y el Curve Expert (Hyams, 1997). En este caso se aplicó inicialmente una correlación lineal para constatar si hay una tendencia de incremento en función del tiempo.

Después de constatar la tendencia del incremento de la caída de presión se hace necesario realizar el proceso de investigación para determinar cuáles son las causas que están provocando la elevación de la caída de presión y cuáles alternativas se pueden aplicar para su disminución hasta cumplir con los requerimientos del proyecto. El desconocimiento sobre estos elementos por parte del personal involucrado en el control técnico y operacional hace que esta situación se considere como un problema científico de déficit de conocimiento con relación al sujeto de la investigación y se haya realizado el correspondiente análisis bibliográfico.

2.3.3. Identificación de las causas que provocan la elevación de la caída de presión en el R-201.

La identificación de las posibles causas de la elevación de la caída de presión se realiza a partir del análisis bibliográfico realizado y los resultados se muestran empleando un diagrama causa efecto de Ishikawa.

2.3.4. Evaluación de los datos existentes en la refinería “Camilo Cienfuegos” relacionados con las causas identificadas como posibles responsables de la elevación de la caída de presión.

Los datos a ser evaluados se tomarán de los registros históricos de la unidad; ya sean parámetros de operación y/o ensayos de laboratorio.

Se realiza la caracterización del contenido de olefinas, plomo y el punto final de ebullición en la alimentación a través de los valores obtenidos de los ensayos realizados a la nafta virgen pesada durante el período (2008-2012). Los datos se toman de los registros del Laboratorio Central de la Refinería “Camilo Cienfuegos” el cual está acreditado por la Lloyd's Register Quality Assurance Ltd. en el cumplimiento de la ISO/IEC 17025, 2000.

Se estimó la cantidad de plomo acumulada en la cama catalítica del reactor para ello: se multiplicó la concentración de plomo (ppb) en la alimentación por el flujo de nafta (m^3/h) y la densidad (kg/m^3) y se sumaron las cantidades obtenidas durante el período de la investigación (de diciembre del 2009 a enero de 2012).

La caracterización de la alimentación en cuanto al contenido de compuestos precursores de formación de gomas y coque se realiza mediante el análisis del punto final de ebullición (PFE). Por proyecto el PFE de la alimentación debe ser como máximo de $180\text{ }^{\circ}\text{C}$. Se toma el valor del PFE de la corriente de alimentación desde julio de 2008 (arrancada de la unidad) hasta enero 2012. Para evaluar los resultados obtenidos se construye un Histograma de Frecuencia empleando las herramientas de análisis de datos de Excell.

La presencia de coque como causa de la elevación de la caída de presión en el reactor no es de las que se considera como de mayor probabilidad si observamos los resultados del análisis bibliográfico realizado, no obstante es digna de análisis. La medición directa de la cantidad de coque presente en el reactor no constituye un verdadero parámetro para la evaluación de éste si se tiene en cuenta lo planteado por Jones con respecto a la desactivación del catalizador por presencia de coque. Éste plantea: “el nivel de coque rápidamente crece hasta un nivel de equilibrio al inicio del ciclo de vida, este coque inicial es referido como coque blando; durante el resto del ciclo la cantidad de coque permanece prácticamente constante, sin embargo pueden ocurrir cambios estructurales que pueden producir el llamado coque duro. Entonces la desactivación observada del catalizador durante el ciclo de vida es el resultado principalmente de cambios estructurales más que por el incremento de la cantidad de coque” (D.S.J.Jones, 2006). Por tanto su cantidad no es una medida de la desactivación del catalizador por este motivo.

Ante tal problemática la autora decide realizar una revisión bibliográfica de los métodos de seguimiento de la actividad del catalizador, que permitan obtener una estimación de la actividad de éste o de su ciclo de vida como medida indirecta de la presencia de coque duro o de metales pesados como elementos que contribuyen a la desactivación del catalizador y a la elevación de la caída de presión.

Finalmente la autora decide la aplicación del método sugerido por Axens: seguimiento del WABT normalizado teniendo como premisa dos elementos fundamentales:

1. En lugar del valor del WABT se determina el valor de la temperatura promedio horaria de entrada al reactor ya que no se ha modificado la cantidad de catalizador en el reactor desde su arrancada en 2008. El WABT se define como la temperatura de entrada al reactor por el volumen de catalizador.
2. No se realiza la corrección del WABT al valor normalizado bajo el supuesto de que las condiciones operacionales son, con bastante aproximación, las mismas durante el ciclo operacional que ha llevado el reactor; nos referimos a flujo de gas de recicló, pureza de hidrógeno del gas de recicló y presión del sistema. Aún más se puede plantear que se

ha incrementado el flujo de gas de reciclo y la presión del sistema contribuyendo a alargar el ciclo de vida del catalizador.

Los valores de la temperatura se tomaron desde junio 2010 a junio 2012.

Se sigue el siguiente procedimiento:

- (1) se toman los valores promedios horarios de la temperatura de entrada al reactor (Tomados del DCS);
- (2) se construye la gráfica de temperatura versus tiempo desde la arrancada de las operaciones (Aplicación de las herramientas de Excell);
- (3) se determina la tendencia de comportamiento de la elevación de la temperatura a través de un análisis de correlación (Herramientas de Excell, R^2 como indicador de la relación de dependencia de una variable de la otra);
- (4) se estima el ciclo de vida del catalizador a partir de la extrapolación de la correlación obtenida hasta obtener $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ menos que la máxima de operación del reactor: $320\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($330\text{ }^{\circ}\text{C}$ - temperatura máxima de operación del reactor) y posteriormente
- (5) se determina el porcentaje del ciclo de vida que le queda el cuál es una medida indirecta de la actividad del catalizador (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

2.3.5. Identificación de las alternativas para la disminución de la caída de presión en el R-201.

Para la identificación de las alternativas para la disminución de la caída de presión se parte del análisis bibliográfico que se presenta en el Acápite 1.5. Teniendo en cuenta que las alternativas con mayores posibilidades de ejecución son el desnatado o cribado y/o recarga del catalizador se realiza el análisis bibliográfico que aparece en los Acápites 1.2, 1.3.

2.3.6. Estimación del tiempo para la toma de acciones.

Un aspecto importante a valorar para decidir qué alternativa aplicar es el tiempo disponible para su aplicación, es decir ¿hasta cuándo se puede operar el reactor con elevada caída de

presión hasta tomar una acción correctiva? Responder a esta interrogante permite determinar el tiempo para realizar contratos con terceros, si es necesario, la compra de productos, etc. lo cual también es un elemento de importancia para valorar la alternativa de mayores posibilidades de aplicación.

Para definir hasta cuándo se puede operar se propone basarnos en dos aspectos:

- (1) Estimar la caída de presión máxima de operación del sistema ($\Delta P_{\text{máx}}$),
- (2) Estimar el comportamiento de la caída de presión versus tiempo y determinación del momento en que se alcanza la caída de presión máxima del sistema.

Tras conocer el comportamiento del ΔP en el tiempo, extrapolar estos resultados hasta hacerlos coincidir con el valor de $\Delta P_{\text{máx}}$ y observar la fecha correspondiente. Esta fecha coincide con el tiempo máximo estimado de operación hasta obtener la caída de presión máxima del sistema.

2.3.6.1. Estimación de la caída de presión máxima de operación del sistema.

Con el objetivo de conocer los criterios para la determinación de la máxima caída de presión a la que pudiera operar el sistema se realizó el análisis bibliográfico referido en el Acápite 1.10.

Teniendo en cuenta además los siguientes aspectos: (1) la relación máxima de compresión; (2) la caída de presión del sistema desde el compresor al reactor; (3) la temperatura de salida de los gases y (4) la presión de descarga de la bomba de alimentación, se estima la máxima caída de presión de operación del sistema.

Se define la caída de presión o diferencial de presión por la ecuación:

$$\Delta P = P_{\text{er}} - P_{\text{sr}} \quad (2.1)$$

Donde: P_{er} - es la presión de entrada al reactor (kgf/cm^2 (g)) y P_{sr} - Presión de salida del reactor (kgf/cm^2 (g)).

La presión de entrada al reactor depende de la presión de salida del compresor (P_{sc}) y de la caída de presión del sistema hasta la entrada del reactor ΔP_{sis} .

$$P_{er} = P_{sc} - \Delta P_{sis} \quad (2.2)$$

El diferencial de presión del sistema ΔP_{sis} es la caída de presión del sistema desde el compresor hasta la entrada del reactor y corresponde con la suma de las caídas de presión del intercambiador de calor influente/efluente, horno y líneas. Su valor se obtiene a partir de los valores del DCS.

La presión de succión del compresor depende (P_{sc}) depende de la presión de entrada al compresor (P_{ec}) y de la relación de compresión (t).

La relación de compresión t se define como la relación entre las presiones absolutas de entrada (P_{ec}) y salida (P_{sc}) del compresor (ENSP-IFP, 2006).

$$t = P_{sc} / P_{ec} \quad (2.3)$$

La presión de entrada al compresor depende de la presión que se establezca en el tambor separador.

Se toma como premisa que el valor del diferencial de presión del sistema se mantiene constante (ΔP_{sis}), entonces la presión máxima a la entrada del reactor ($P_{er \text{ máx.}}$) se puede calcular de la siguiente forma:

$$P_{er \text{ máx.}} = P_{sc} - \Delta P_{sis} \quad (2.4)$$

Entonces, manteniendo la presión de salida del reactor constante, el diferencial de presión máximo teórico posible se calcula de la forma como:

$$\Delta P \text{ máx. teórica} = P_{er} - P_{sr} \quad (2.5)$$

La relación de compresión que se emplea corresponde con la máxima a la que puede operar el compresor y está dada por las características técnicas de los equipos y los requerimientos del proyecto ejecutivo que le dio origen.

La temperatura estimada de los gases de salida del compresor depende entre otros factores de las características del fluido que se maneje y la eficiencia de compresión. Ésta debe mantenerse en un rango establecido por el proyecto para evitar problemas mecánicos en el compresor y garantizar la eficiencia del trabajo de compresión (ENSP-IFP, 2006). La autora propone su determinación en las condiciones de máxima relación de compresión y su comparación con las especificaciones del proyecto (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985).

La temperatura de salida de los gases se calcula por la expresión (ENSP-IFP, 2006):

$$T_2 = T_1 * t^{(k-1)/k} \quad (2.6)$$

Donde:

T_2 - Temperatura absoluta de descarga.

T_1 - Temperatura absoluta de succión.

t - Relación de compresión.

k - Relación de calores específicos. $k=k_p/k_v$

Según se plantea en la literatura (ENSP-IFP, 2006) la temperatura de descarga de los compresores actualmente está usualmente no muy lejos de la de isotropía. La diferencia depende de las fugas internas, la eficiencia de enfriamiento, el tipo de construcción y la relación de compresión.

Para la determinación del factor de compresibilidad para gases reales y mezclas se usa la correlación de Standing y el procedimiento de Kay para condiciones pseudocríticas (Netto, 2005).

La composición de los gases para la determinación de la temperatura de salida del compresor de reciclo del hidrofinao se toma de los resultados de los ensayos de laboratorio realizados a las corrientes de proceso (Cuvenpetrol. Unidad de Negocios, 2007). La toma de muestra se realiza en el tambor separador de forma tal que el valor obtenido representa un valor representativo de la corriente de recirculación.

Además de emplear el método descrito anteriormente para el cálculo de la temperatura de salida de los gases se decide emplear además el Simulador de Procesos PRO/II 8.1 (Simulation Science Inc., 2007) con el objeto de emplear sus bases de datos termodinámicos y comparar los resultados obtenidos por ambos métodos.

2.3.6.2. Determinación del momento en que se alcanza la caída de presión máxima del sistema.

El momento en que se alcanza la máxima caída de presión del sistema se obtiene a partir de la extrapolación de la correlación que mejor se ajuste a los datos del comportamiento de la caída de presión del sistema versus tiempo y la determinación en el gráfico de la fecha en que se obtiene la máxima caída de presión en el reactor. Se aplican tres correlaciones lineal, exponencial y cuadrática. Se analizan los resultados obtenidos observando los coeficientes de correlación y evaluando la mejor aproximación al valor real que presenta el reactor actualmente. Para ello se tomó como fecha de evaluación el 18/08/2012. Luego se extrapola la correlación de mejor aproximación hasta obtener la fecha estimada en que se llega al valor de la caída de presión máxima teórica.

2.3.7. Evaluación técnico-económica de las alternativas

Las decisiones integran una de las partes fundamentales de la actividad de los ejecutivos. Decidir en términos sencillos no es más que seleccionar una entre dos alternativas o cursos de acción posibles, de acuerdo con cierta escala de valores o preferencias, fundadas en las probables consecuencias de cada alternativa para alcanzar la meta buscada.

El primer criterio para la decisión consciente es evaluar el grado en que las alternativas se acercan al objetivo o solución del problema que se presenta. Se debe identificar las inversiones y los costos asociados a cada alternativa y su efecto sobre los costos directos e indirectos de la producción. Se evalúa desde el punto de vista económico el curso de acción que genera el menor costo. Al contar con la lista de posibles alternativas a emplear la selección de la mejor

alternativa se hará luego de evaluar las probables consecuencias que se derivan de éstas que es la última fase del proceso para la toma de decisión (Wajchman, y otros, 1997; Sapag Chain, y otros, 1988).

2.3.7.1. Evaluación Técnica.

Conocidas las posibles acciones a realizar se hace un análisis técnico preliminar de éstas donde se seleccionan las de mayor posibilidad real de aplicación en la Unidad en estudio y se profundiza en su conocimiento. Se tienen en cuenta aspectos tales como: ajuste a la solución del problema, condiciones reales de ejecución, aseguramiento de productos químicos, conocimiento del personal que ejecuta el trabajo, las ventajas y desventajas.

2.3.7.2. Evaluación Económica de las Alternativas

Para la valoración económica se tomarán en cuenta los siguientes aspectos: a) cantidad de nitrógeno; b) cantidad de vapor; c) cantidad de aire; d) demanda de aditivo para la activación del catalizador; e) necesidad de contratación del servicio.

Se presentan dos problemas fundamentales en la evaluación económica de las alternativas:

1. La estimación de la cantidad de nitrógeno a emplear como venteo en la realización del desnatado.
2. La estimación del valor económico concerniente a la pérdida de actividad del catalizador si se emplea la regeneración con vapor.

Con el objetivo de estimar la cantidad de nitrógeno necesaria para ambas alternativas se tuvo en cuenta los métodos que aparecen a continuación:

1. Para los cambios de atmósfera de hidrocarburos/nitrógeno y aire/nitrógeno según corresponda se empleó la recomendación de la Agencia Nacional de Protección contra Incendios de los Estados Unidos (NFPA) (National Fire Protection Association, 1997) donde se emplea un volumen de nitrógeno igual a dos volúmenes del sistema para realizar el venteo.

2. Para estimar la cantidad de nitrógeno necesaria para ventear constantemente el reactor no permitiendo la entrada de oxígeno al sistema y de esta manera garantizar las condiciones de seguridad para el personal y la instalación durante la ejecución del desnatado se analizaron tres métodos: el planteado por Bobrobsky (Бобровский, y otros, 1980), los referidos en las normas de Petróleos de Venezuela (PDVSA, 1996; PDVSA, 1996) y las recomendaciones de la Agencia Nacional de Protección contra Incendios de los EE.UU (American Petroleum Institute, 1997) basadas en el método desarrollado por Husa (Husa, 1964). Finalmente se aplica este último método donde se recomienda un flujo de 0.01 pie/s a 1 pie/s ya que garantiza un sello de nitrógeno en la parte superior del reactor que no permite la entrada de aire evitando que haya una atmósfera inflamable dentro del reactor.

La condición más comúnmente encontrada en las decisiones económicas es la de riesgo e incertidumbre. Una forma bastante corriente de introducir algunos aspectos de riesgo, en estos modelos bajo certidumbre, es el análisis de sensibilidad, que consiste en observar el resultado a que puede llevar una alternativa si se cambian los valores de algunos de los factores más relevantes del problema (Wajchman, y otros, 1997). La autora propone hacer un análisis de sensibilidad, cuando se evalúa económicamente la alternativa de regeneración con vapor del catalizador, variando el porcentaje de pérdida de actividad del catalizador que pueda resultar como consecuencia de la aplicación de esta alternativa.

CAPÍTULO III. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En el presente capítulo se exponen los resultados obtenidos tras la realización de cada tarea de investigación y se hace una evaluación de éstos teniendo en cuenta los criterios y comentarios obtenidos de las referencias bibliográficas sobre cada tema en específico.

3.1. Comportamiento de la caída de presión en el reactor.

El comportamiento de la caída de presión en el hidrofinador desde el año 2009 hasta abril de 2012 se muestra en la siguiente figura.

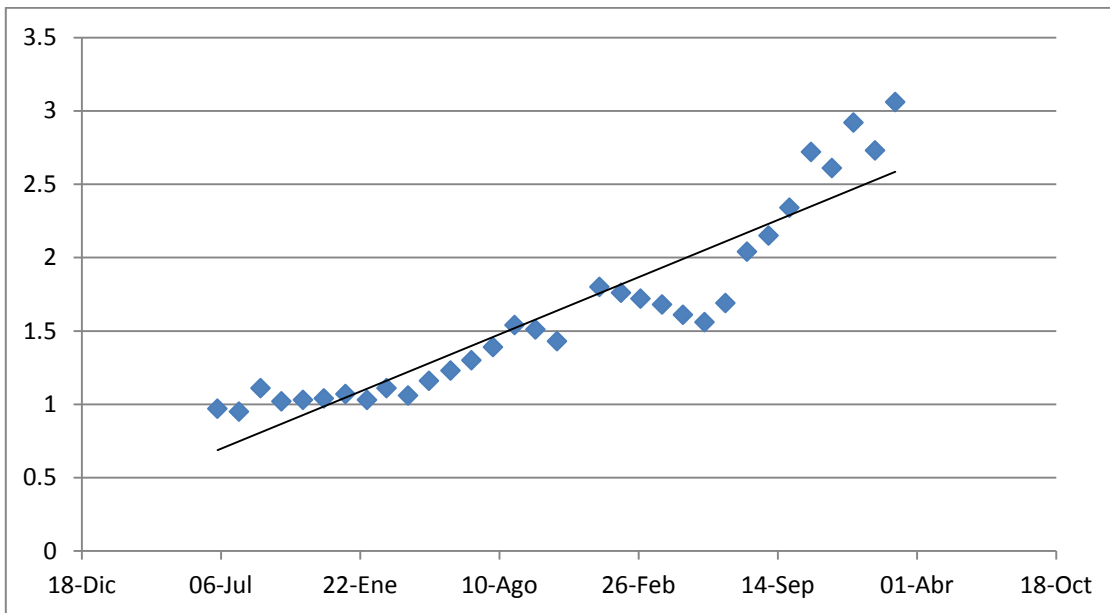


Figura 3.1. Comportamiento del diferencial de presión del reactor de hidrofinación de nafta R-201 desde 2009 a 2012.

Se observa una tendencia al incremento de la caída de presión en el tiempo con valores superiores a los 3.0 kgf/cm² establecidos en el proyecto ejecutivo de la unidad. Esta situación muestra la necesidad de realizar un análisis del comportamiento de éste parámetro, identificar las causas que la provocan y las vías para su disminución.

3.2. Identificación de las causas que provocan la caída de presión.

A partir del análisis bibliográfico se identifican las causas que pueden provocar la elevación de la caída de presión en el R-201(Figura 3.2).

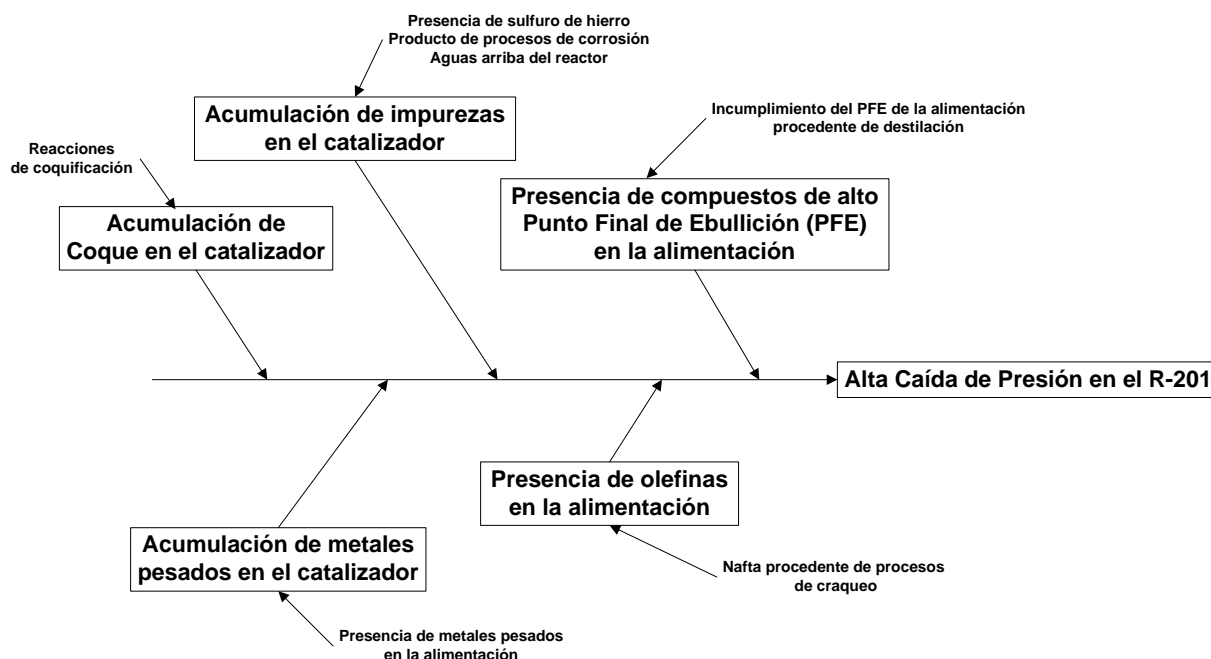


Figura 3.2. Causas que pueden provocar la elevación de la caída de presión en el reactor de hidrofinación R-201.

La presencia en la alimentación de compuestos de alto peso molecular, de olefinas y la acumulación de impurezas en el catalizador son las causas principales que se plantea en la literatura como responsables de la elevación de la caída de presión.

La acumulación de coque y de metales pesados en el catalizador no se considera como responsables directos de la elevación de la caída de presión pero sí como contribuyentes al ensuciamiento y eventualmente al taponamiento de la cama catalítica (Shell Chemical Company, 1974).

3.3. Evaluación de los datos existentes en la refinería “Camilo Cienfuegos” relacionados con las causas identificadas como posibles responsables de la elevación de la caída de presión.

Se tomaron los datos de los registros históricos existentes tanto de parámetros tecnológicos como de análisis de laboratorio desde la arrancada de la unidad de hidrot ratamiento de nafta. Se realiza el análisis y evaluación de los resultados.

3.3.1. Presencia de olefinas en la alimentación.

Las olefinas son precursores de la formación de gomas, tienden a polimerizar a las altas temperaturas empleadas en el proceso de hidrofinación; pueden depositarse en la cama del catalizador causando taponamiento e incremento en la caída de presión en el reactor. La alimentación a la unidad es nafta virgen pesada (nafta de destilación directa) con bajo contenido de olefinas con respecto a las naftas procedentes de procesos de craqueo. El contenido de olefinas en la nafta virgen pesada de alimentación al R-201 desde el 2010 al 2012 se muestra en la tabla que se muestra a continuación.

Tabla 3.1. Contenido de olefinas en la nafta virgen pesada de alimentación al reactor R-201.

No.Reg	Fecha	Olefinas
24205	23/11/2011 11:18	< 0.2 %vol.
7333	13/04/2011 11:40	< 0.2 %vol.
6878	07/04/2011 14:45	< 0.2 %vol.
6873	07/04/2011 13:44	< 0.2 %vol.
6871	07/04/2011 13:33	< 0.2 %vol.
6869	07/04/2011 13:29	< 0.2 %vol.
6778	06/04/2011 16:41	< 0.2 %vol.
3591	02/03/2011 11:47	< 0.2 %vol.
19117	27/09/2010 15:10	< 0.2 %vol.
18720	17/09/2010 17:34	0.2 %vol.
17765	06/09/2010 11:14	< 0.2 %vol.
17763	06/09/2010 11:13	< 0.2 %vol.
17481	30/08/2010 14:11	< 0.2 %vol.
5630	14/03/2012 16:57	< 0.2 %vol.

Nota: El límite de detección del método de determinación de olefinas es de 0.2 %vol.

Como se muestra en la tabla anterior la concentración de olefinas en la nafta de alimentación al reactor es menor que 0.2 %vol. (límite de detección del método analítico empleado en su determinación). Solo en el mes de septiembre de 2011 alcanzó un valor de 0.2 %vol.

Estos resultados coinciden con lo plasmado en la literatura (Antos, y otros, 2004; UOP, 2003) donde se refiere que el contenido de olefinas en naftas de destilación directa (la nafta virgen pesada es una nafta de destilación directa) es de 0.1 a 0.3 % p/p y es considerado como muy bajo.

En los años 2008 y 2009 no se reportaron valores de este componente pero si se tiene en cuenta que el crudo refinado desde 2008 a 2012 cumplió la mezcla pactada de 88% Mesa y 12% Merey, se espera que el contenido de olefinas en esos años haya sido semejante a los reportados del 2010 al 2012.

Teniendo en cuenta los elementos mencionados anteriormente se puede plantear que se espera que el contenido de olefinas en la nafta virgen pesada que se alimentó al reactor de hidrofinación R-201 desde el 2008 al 2012 haya sido muy bajo (<0.3%vol.).

3.3.2. Acumulación de metales pesados en el catalizador.

Los metales pesados como el arsénico, el sodio y el plomo constituyen venenos para el catalizador. El plomo en la nafta virgen pesada dado puede presentarse por la posible contaminación en la transportación de los crudos. Existen los registros de la presencia de plomo e la nafta. En el presente trabajo se evalúa su acumulación en el catalizador.

La cantidad de plomo acumulada (calculada) desde la arrancada del hidrofinador (2008 al 2012) se muestra en la Tabla 3.3 y se representa en la Figura 3.3. La cantidad total acumulada en el catalizador es de 620.175 kgs. Esta cantidad representa un 3.35 % peso de la masa del catalizador (18525 kgs).

Según la UOP (UOP, 2003) los catalizadores que exhiben una alta tolerancia a los metales como arsénico y plomo pueden tener un contenido total de metales de hasta 2-3% peso del catalizador manteniendo su efectividad. En otros casos cuando el contenido de metales alcanza valores del 1-2% peso se debe considerar el reemplazo del catalizador pues los metales no se remueven del catalizador por regeneración.

Teniendo en cuenta estos criterios se puede concluir que a pesar de que la cantidad de plomo acumulada en el catalizador (3.35% peso) supera el 2% peso aún su actividad permite obtener los productos con los requerimientos deseados.

Los compuestos orgánicos de plomo presentes en la alimentación cuando hacen contacto con el catalizador se descomponen y su mayor depósito ocurre en la parte superior de la cama catalítica del catalizador en forma de sulfuro de plomo. Esto que sugiere la capa superior de catalizador es la que con más probabilidad puede estar afectada por la acumulación de plomo. La sustitución de esta capa por otra de catalizador fresco puede alargar el ciclo de operación del catalizador.

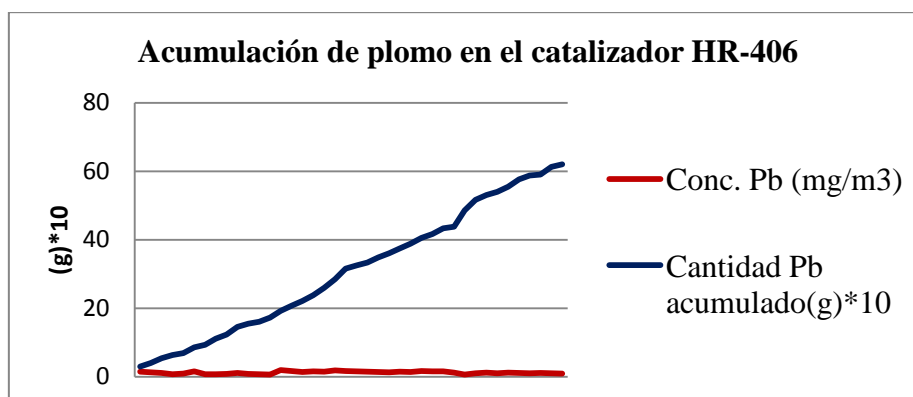


Figura 3.3. Gráfico de la acumulación de plomo en el catalizador HR-406 del reactor de hidrofinación R-201.

El único modo certero de minimizar el efecto de las trazas de metales en el catalizador es limitar su entrada al sistema.

3.3.3. Presencia de compuestos de alto Punto Final de Ebullición (PFE) en la alimentación.

Los compuestos de alto peso molecular son precursores de la formación de gomas y coque por ello se analizan los valores del punto final de ebullición (PFE) de la nafta virgen pesada de alimentación al reactor de hidrofinación para evaluar su presencia. Se tomaron los datos de los ensayos de laboratorio realizados a la nafta virgen pesada desde la arrancada de la unidad en 2008 hasta enero 2012. Estos valores se muestran en las Tablas A3.3; A3.4; A3.5; A3.6 y A3.7.

Para el análisis de estos datos se confeccionó el histograma de frecuencia que se presenta a continuación (Figura 3.4).

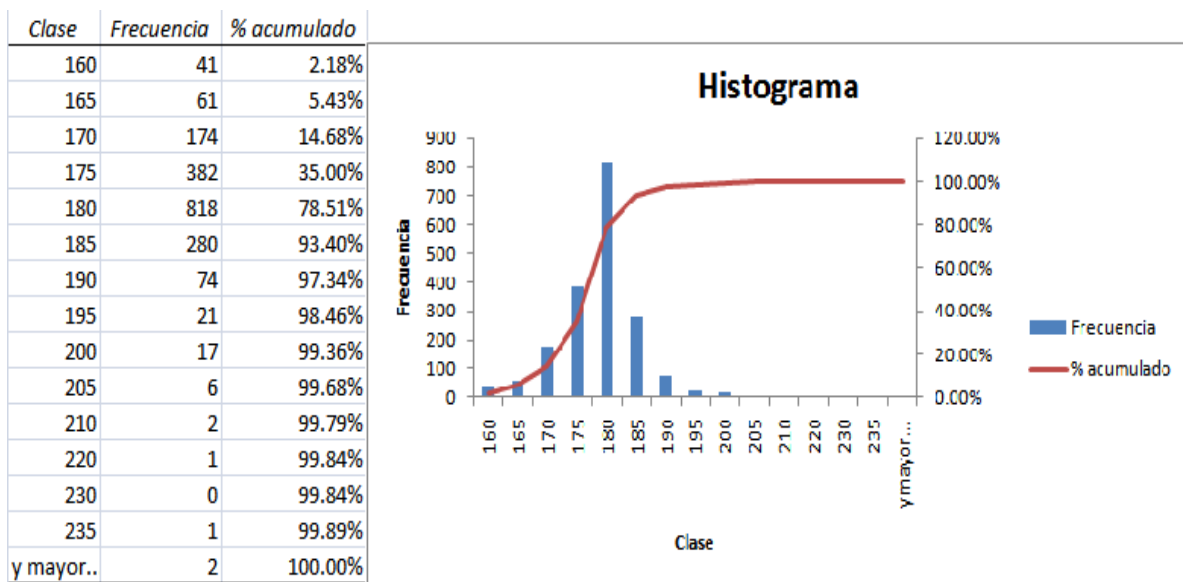


Figura 3.4. Histograma de frecuencia del punto final de ebullición de la nafta virgen pesada de alimentación al R-201.

En la figura anterior se observa que el 78.5 % de los valores corresponden a temperaturas de ebullición por debajo de 180 °C, valor establecido por el proyecto

(NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985), un 14.9 % entre 180 y 185 °C (93.4%-78.51%), un 6% por encima de 190 °C y solo un 0.6 % corresponde a compuestos con PFE por encima de los 200 °C. Lo cual muestra que menos del 6 % de la alimentación al R-201 fue de compuestos precursores de formación de coque.

3.3.4. Acumulación de coque en el catalizador.

Desde la puesta en marcha del hidrofinador el catalizador no ha sido regenerado manteniéndose trabajando en su primer ciclo de operación, transcurriendo ya un período superior a los cuatro años de explotación. Esto es una medida de la estabilidad del catalizador. Es precisamente el coque el que afecta la estabilidad del catalizador inhibiendo la acidez del catalizador y disminuyendo su área (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

Se propone la estimación de la actividad del catalizador o de su ciclo de vida como medida indirecta de la presencia de coque o de metales pesados como elementos que contribuyen a la desactivación del catalizador y a la elevación de la caída de presión.

Como se explica en el Acápite 2.3 la autora decide la aplicación del método sugerido por Axens. Los valores de temperatura a la entrada del reactor se tomaron como el promedio mensual de los valores promedios horarios (Tabla 3.4).

Tabla 3.4. Valores promedio mensuales de temperatura de entrada al R-201.

Fecha	Temperatura (oC)	Fecha	Temperatura (oC)
1/6/10	264.6	1/6/11	269.9
1/7/10	264.1	1/7/11	269.9
1/8/10	263.6	1/10/11	272.1
1/9/10	264.6	1/11/11	275.0
1/10/10	264.4	1/12/11	274.9
1/11/10	263.9	1/1/12	276.0
1/2/11	267.7	1/2/12	274.7
1/3/11	269.9	1/3/12	274.9
1/4/11	270.1	1/4/12	275.1
1/5/11	270.2	1/5/12	274.9

Posteriormente se construye el gráfico de la temperatura de entrada al reactor en función del tiempo desde la arrancada de las operaciones (Aplicación de las herramientas de Excell) (Figura 3.5).

Se determina la tendencia del comportamiento de la elevación de la temperatura a través de un análisis de correlación (Herramientas de Excell, R^2 como indicador de la relación de dependencia de una variable de la otra) obteniéndose una relación lineal con un coeficiente de correlación $R^2 = 0.94$ para un 95 % de significación.

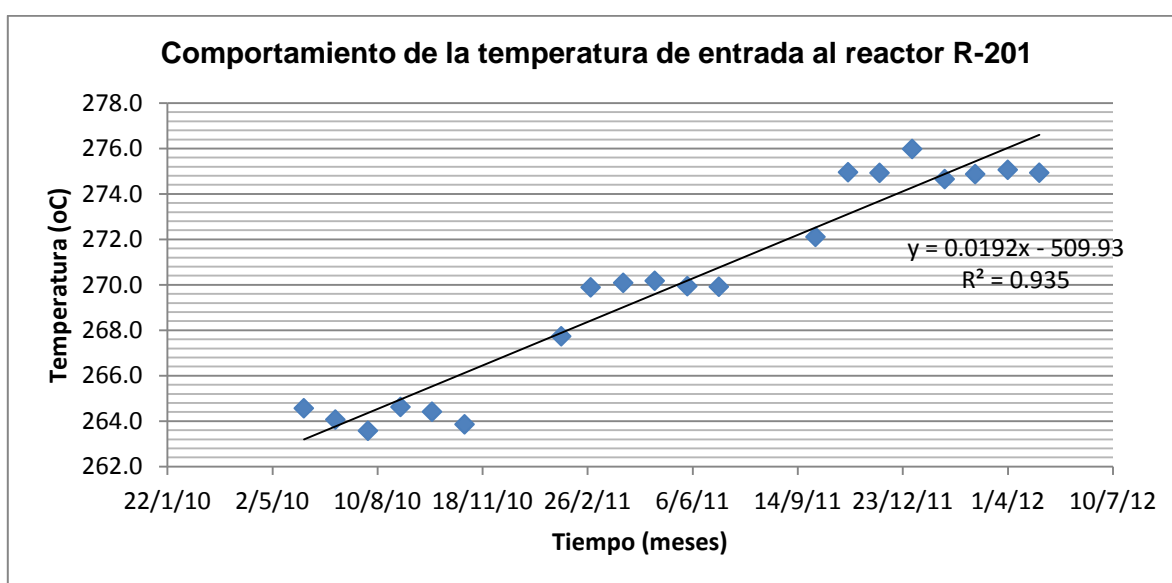


Figura 3.5. Comportamiento de la temperatura de entrada al reactor R-201.

Se estima el ciclo de vida del catalizador a partir de la extrapolación de la correlación obtenida hasta obtener $10\text{ }^{\circ}\text{C}$ menos que la máxima temperatura de operación del reactor: $320\text{ }^{\circ}\text{C}$ ($330\text{ }^{\circ}\text{C}$). El tiempo correspondiente debe coincidir con el ciclo de vida del catalizador manteniendo los valores de presión, flujo y pureza de hidrógeno que se ha empleado en el reactor) (Figura 3.6).

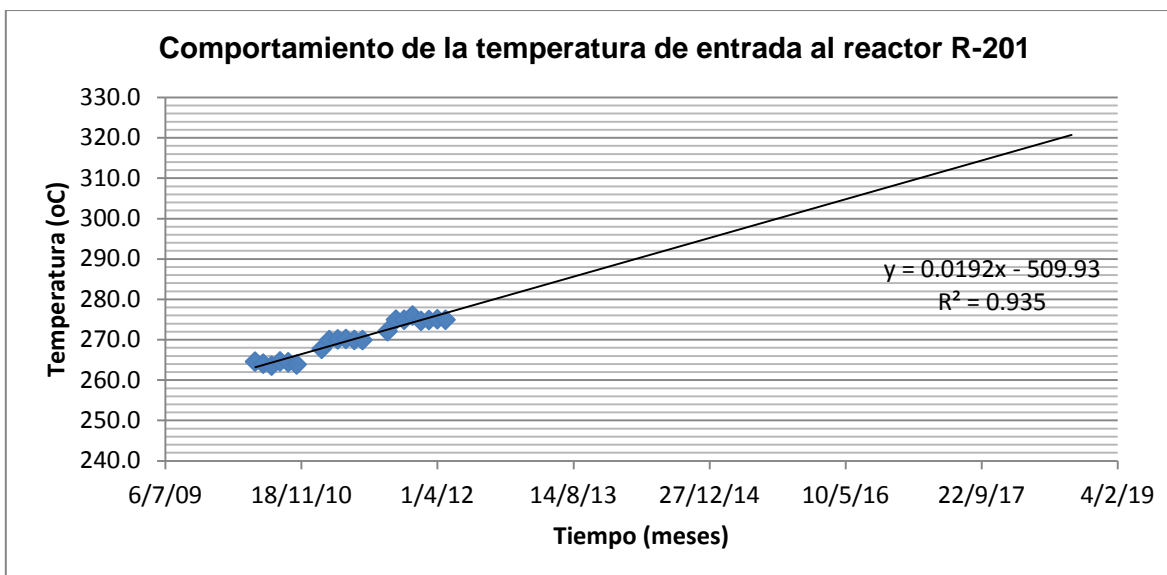


Figura 3.6. Extrapolación de la correlación de la temperatura de entrada al reactor en función del tiempo de operación.

Según la ecuación de correlación $y=0.0192*x-509.93$ el valor de temperatura de 320 °C se obtiene en mayo del 2018.

Entonces se estima el ciclo de vida del catalizador. Se tiene en cuenta que comenzó sus operaciones en marzo de 2008 y se ha detenido la unidad durante 15 meses, entonces se obtiene un ciclo de vida (CV) de 9 años, bajo las condiciones de operación: inyección 65 m³/h, presión 34 kgf/cm² (g), flujo 1300 Nm³/h, pureza de hidrógeno 99.4 % vol.

El valor obtenido de ciclo de vida de 9 años es cercano al ciclo de vida que propone el proveedor Axens (Axens IFP Group Technologies, 2007) para este catalizador.

Por tanto actualmente queda un tiempo de vida de: julio-2012 a mayo-2018 de 5 años con 10 meses correspondiente a 2220 días.

Si se tiene en cuenta que el ciclo de vida total estimado es de 9 años (3240 días) al catalizador le queda un ciclo de vida del 68.5 % de todo el ciclo de vida del catalizador. Por ello se plantea que ha perdido capacidad o actividad en un 31.5 %.

Esto muestra la probable influencia de la presencia de coque y de metales pesados (plomo) en la alimentación que ha conllevado a una disminución del ciclo de vida del catalizador del 31.5 %.

3.3.5. Acumulación de impurezas en la parte superior de la cama catalítica mostrando una desactivación aparente del catalizador.

En la bibliográfica revisada se plantea que la acumulación de depósitos en el tope de la cama catalítica puede conllevar a una desactivación aparente del catalizador evidenciado por un incremento de la caída de presión a través del reactor. Dicha acumulación puede provocar una distorsión del patrón de flujo y una disminución de la calidad de los productos obtenidos (UOP, 2003).

A la cama catalítica del reactor llegan los productos de corrosión formados aguas arriba del reactor. Estos procesos pueden manifestarse con mayor frecuencia durante las paradas de la unidad dado por desprendimientos de los productos de la corrosión como el sulfuro de hierro y que pueden llegar y acumularse en la parte superior de la cama catalítica del reactor (Shell Chemical Company, 1974).

Esta acumulación puede ser solo evidenciada con la apertura del reactor y su inspección, lo cual no se ha realizado desde su inicio en explotación. Se podrá realizar la inspección durante el proceso de desnatado del reactor.

3.4. Estimación del tiempo para la toma de acciones.

Para definir hasta cuándo se puede operar el reactor como máximo se:

- (1) Estima la caída de presión máxima de operación del sistema ($\Delta P_{\text{máx}}$),
- (2) Estima el comportamiento de la caída de presión versus tiempo y el momento en que se alcanza la caída de presión máxima del sistema.

3.4.1. Estimación de la caída de presión máxima de operación del sistema.

Se calcula el diferencial de presión (ΔP_r) mediante la ecuación 2.1. La presión de entrada al reactor (P_{er}) depende de la presión de salida del compresor (P_{sc}) y de la caída de presión del sistema hasta la entrada del reactor ΔP_{sis} , y se calcula por la ecuación 2.2.

El diferencial de presión del sistema ΔP_{sis} es la caída de presión del sistema desde el compresor hasta la entrada del reactor y corresponde con la suma de las caídas de presión del intercambiador de calor influente/efluente, del horno y de las líneas. Su valor es de 3.2 kgf/cm².

La presión de succión del compresor (P_{sc}) depende de la presión de entrada al compresor (P_{ec}) y de la relación de compresión (τ). Esta última se calcula por la ecuación 2.3. La presión de entrada al compresor es la que se tiene en el tambor separador B-201. La máxima relación de compresión se obtiene de los datos del proyecto (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) (Anexo 4) tomando un valor de $P_{sc}/P_{ec} = 46 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (abs.)} / 32 \text{ kgf/cm}^2 \text{ (abs.)} = 1.438 = \tau$.

La mayor presión de descarga del compresor 45 kgf/cm² se obtiene con 31 kgf/cm² en la succión. Por tanto manteniendo constante el diferencial de presión del sistema (ΔP_{sis}) se tiene que la presión máxima a la entrada del reactor ($P_{er \text{ máx.}}$), calculada por la ecuación 2.4, toma un valor de 41.8 kgf/cm². Esta presión es inferior a la de diseño del reactor que es de 48 kgf/cm² (ZNMIP, 1980) . Por tanto se puede operar a esta presión.

Si se mantiene la presión de salida del reactor en 34.4 Kgf/cm², el diferencial de presión máximo teórico posible calculado por la ecuación 2.5 toma un valor de 7.4 kgf/cm².

Entonces se puede operar el sistema hasta que la caída de presión en el reactor R-201 sea de 7.0 kgf/cm² como máximo. Este resultado se encuentra en el rango referido por la UOP (UOP,

August,2003) donde se plantea que el máximo rango de diferencial de presión al que se permite operar es de: 4.0- 7.0 kgf/cm².

No solo se calcula la caída de presión máxima teórica del sistema sino que además se estima la temperatura de los gases de salida del compresor para comprobar que cumple con las especificaciones establecidas para la operación del compresor que permite una temperatura de salida de los gases de 90 °C máximo (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985).

Según la literatura la temperatura de descarga de los compresores actualmente está usualmente no muy lejos de la de isotropía. La diferencia depende de las fugas internas, la eficiencia de enfriamiento, el tipo de construcción y la relación de compresión (ENSP-IFP, 2006). En este caso se supone un 100% de eficiencia de compresión.

Esta temperatura se calcula por la ecuación 2.6 propuesta por el IFP (Instituto Francés del Petróleo) (ENSP-IFP, 2006). En la determinación del factor de compresibilidad para gases reales y mezclas se emplea la correlación de Standing y el procedimiento de Kay para condiciones pseudocríticas (Netto). La relación de calores específicos se obtuvo a través del PROII y tiene un valor de 1.408. El valor obtenido para la temperatura de salida de los gases es de 74.43 °C.

Además se calcula la temperatura de salida de los gases empleando el Simulador PROII. Las propiedades del gas de reciclo se tomó a partir de su composición. Como temperatura de entrada al compresor se tomó la de entrada del tambor separador. Las presiones de descarga y succión son las de proceso. El método termodinámico empleado es el Soave-Redlich-Kwong. Con la aplicación del PROII se obtiene una temperatura de salida de 74.27 °C (Ver Anexo 5).

La diferencia entre los valores obtenidos por ambos métodos es de: 0.16 °C que representa un 0.2% del valor calculado empleando el método del IFP. Finalmente se toma el valor promedio:

74.35 °C ± 0.16 °C. Este valor es inferior a los 90 °C que es la temperatura máxima permisible para este equipo (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985).

Por tanto se concluye que la operación del compresor puede llegar hasta una presión de descarga de 46 Kgf/cm² (abs)= 45 kgf/cm² (g) manteniendo la temperatura de salida de los gases en el rango especificado. Esta presión es 3 kgf/cm² (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) inferior a la de diseño del reactor de hidrofinación manteniendo el requerimiento de seguridad establecido en el Reglamento tecnológico donde se define que la presión de operación debe ser 3 kgf/cm² inferior a la de trabajo de las válvulas de seguridad del sistema que es de 48 kgf/cm² coincidiendo con la presión de diseño del reactor (ZNMIP, 1980).

Para la estimación del momento en que se puede alcanzar el máximo diferencial de presión se realiza la extrapolación de la correlación que mejor se ajusta al comportamiento del diferencial de presión en función del tiempo, manteniendo las restricciones establecidas para obtener la correlación.

3.4.2. Estimación del tiempo máximo de operación del reactor hasta alcanzar el diferencial de presión máximo teórico.

Se realiza el análisis del comportamiento del diferencial de presión en el tiempo (desde 2009 a 2012) aplicando tres correlaciones: lineal, exponencial y cuadrática. Se extrapolan los resultados de cada correlación y se evalúan con respecto a un valor actual real de 3.7 kgf/cm² correspondiente a la fecha 18/08/2012 (41139, valor numérico de dicha fecha), se determina el porcentaje de error. Los resultados se muestran a continuación (Tabla 3.5).

Tabla 3.5. Resultados del ajuste de las correlaciones lineal, exponencial y cuadráticas al comportamiento de la caída de presión del R-201 en función del tiempo.

Correlación	Lineal	Cuadrática	Exponencial
Ecuación	$Y=0.0019*x-77.194$	$Y=2*10^{-6}*x^2-0.1897*x+3801.1$	$Y=7*10^{-21}*e^{0.0012*x}$
Coefficiente de correlación (r)	0.93	0.97	0.96
Coefficiente (R^2)	0.86	0.94	0.93
Desviación Estándar	0.238	0.156	0.182
Según extrapolación (fecha en que se obtiene un $\Delta P=7.0$ kgf/cm ²)	16/5/2018	20/01/2014	24/5/2014
ΔP estimado para el 18/08/2012 (kgf/cm ²)	2.92	3.73	3.32
Porcentaje de error (%)	21.2	0.8	10.4

Como se observa en la tabla anterior la ecuación cuadrática obtenida se ajusta mejor al comportamiento real ya que se obtiene un coeficiente de correlación de 0.97 y un coeficiente de significación de 0.94, lo cual permite afirmar que con una probabilidad del 95 % esta ecuación reproduce el comportamiento de la caída de presión del reactor en el tiempo manteniéndola alimentación con el mismo nivel de calidad en cuanto a insaturados, compuestos de alto peso molecular y el flujo del compresor de gas de reciclo.

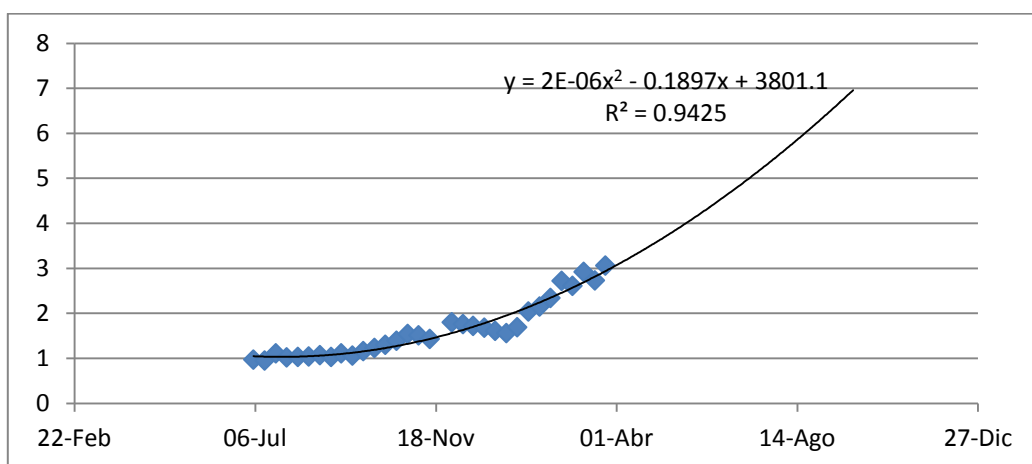
El valor estimado de caída de presión para la fecha actual (18/08/2012) difiere solo en un 0.8 % del valor real, lo que muestra la calidad de la estimación obtenida.

Teniendo en cuenta los dos aspectos anteriores se concluye que se puede emplear dicha ecuación para estimar el tiempo en que el valor de caída de presión en el reactor llegará a su valor máximo teórico.

Si mantenemos como valor máximo teórico 7.0 kgf/cm^2 este valor se obtendrá en enero de 2014. Es decir que el tiempo máximo de que se dispone para tomar las acciones para la disminución definitiva de la caída de presión en el R-201 es hasta diciembre de 2013.

Un gráfico de la extrapolación realizada empleando la ecuación cuadrática se presenta a continuación (Figura 3.2).

Figura 3.2. Extrapolación del comportamiento del diferencial de presión del reactor R-201.



3.5. Análisis Técnico-Económico de las Alternativas.

3.5.1. Identificación de las alternativas de posible aplicación.

Según el análisis realizado se plantea que la causa de elevación de la caída de presión del hidrofinador está dada por la acumulación de partículas, impurezas mecánicas en la parte superior de la cama catalítica del reactor lo cual crea una resistencia al paso de la mezcla gaseosa limitando una buena distribución del fluido en el catalizador (UOP, 2003).

En el reactor se emplea a propuesta de Axens los ACT (Axens, 2012; Axens, 2012) para alargar la vida útil del catalizador pues éstos retienen en su superficie libre los metales pesados y las impurezas que puedan llegar en la alimentación evitando que estos lleguen al catalizador.

Por lo general estas impurezas suelen ser partículas de sulfuro de hierro formadas como resultado de procesos de corrosión en las tuberías y aparatos del sistema. Estas partículas se concentran fundamentalmente en los ACT y las primeras capas de catalizador. Esto permite que sea menor la cantidad de catalizador afectado por esta causa.

Ante esta situación la mejor solución técnica es la realización de un skimming o desnatado del reactor consistente en la extracción de 1 a 1.5 m de altura de cama catalítica y su sustitución por catalizador fresco. No se propone el cribado y la reposición del catalizador usado porque la presencia de coque puede limitar la eliminación de partículas no consiguiéndose el objetivo propuesto (UOP, 2003). La eliminación previa del coque conllevaría a la realización de una regeneración y como se muestra en el Acápite 3.2.4 se estima que el catalizador está al 68.5% de su ciclo de operación.

El reactor R-201 en su parte superior tiene las bolas de cerámica, luego los ACT 077, los ACT108 y finalmente la cama catalítica. Por ello para la realización del desnatado se hace necesario primeramente la extracción de las bolas de cerámica, luego los ACT y posteriormente el catalizador. Se conoce además que el sulfuro de hierro presenta propiedades pirofóricas por lo que ocurre su auto-ignición en presencia de oxígeno, de ahí la necesidad de realización de este trabajo en una atmósfera de nitrógeno que garantice que no se inicien reacciones de combustión dentro del reactor que puedan conllevar a la autodestrucción del catalizador coquificado. Las reacciones de combustión del coque depositado sobre el catalizador son exotérmicas y son auto-sostenibles. De aquí la importancia de realización del desnatado en una atmósfera inertizada.

Para trabajar en una atmósfera de nitrógeno se necesitan medios de protección individual y sistemas de seguridad con los que no cuenta la empresa. La búsqueda de suministradores de este servicio permitió identificar cuatro posibles suministradores: BEFESA (Befesa Gestión de Residuos Industriales, 2009); Buchen (Buchen Group); CEDA (CEDA International Corporation, 2012) y REUCO (REUCO.S.A., 2012).

El desnatado a un sistema con contenido pirofórico conlleva a la realización de trabajos en condiciones de riesgo para el personal y la instalación por lo que se propone valorar además la regeneración como una acción previa al desnatado para garantizar condiciones de trabajo más seguras.

Teniendo en cuenta estos aspectos se analiza la posibilidad de realizar la regeneración del catalizador para la eliminación de los compuestos sulfurosos y posteriormente poder realizar el desnatado del reactor con personal de la empresa. La regeneración consiste en la quema del coque depositado en el catalizador y en ese proceso los compuestos del azufre se convierten en óxidos perdiendo sus características pirofóricas y permitiendo realizar el trabajo con el reactor abierto a la atmósfera (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005). El catalizador después de retirado del reactor puede ser tratado para la recuperación de sus metales (Catalyst Separation, Recovery and Recycling. Chemistry and Process Desing, 2006). En este caso la devolución se realiza al proveedor de este.

La adición de productos químicos no es tomada como una alternativa para el análisis ya que al evaluar las consecuencias de la aplicación de dicha alternativa se presentan las siguientes situaciones:

- (1) No se especifica, en la literatura de referencia sobre el tema, la influencia aguas abajo de los productos formados como resultado de las reacciones entre el producto adicionado y los compuestos formados en la cama del reactor.
- (2) No se encontró la aplicación de estos productos en refinerías con las cuales se mantienen relaciones de amistad que permita obtener conocimiento sobre las experiencias en su empleo.
- (3) Los suministradores de estos productos están al alcance de la aplicación de la Ley Torricelli de EE.UU.

De lo anteriormente expuesto se puede concluir que:

1. Se presentan dos alternativas para la disminución o eliminación de la elevada caída de presión en el Reactor de hidrofinación R-201 la primera: realización de un desnatado

del reactor por un contratista y la segunda: realización de la regeneración del catalizador y posterior realización del desnatado por personal de la refinería.

2. Se hace necesaria la valoración técnico-económica de ambas alternativas para la toma de la decisión.

3.5.2. Valoración técnica de alternativas para la realización del desnatado del reactor R-201.

En lo adelante durante todo el documento nos referiremos a las alternativas de la siguiente forma:

- Alternativa #1. Realización de un desnatado por personal contratado.
- Alternativa #2. Realización de la regeneración del catalizador y posterior realización del desnatado por personal de la refinería.

3.5.2.1. Análisis técnico de la Alternativa #1: Desnatado.

Descripción del servicio de desnatado.

El servicio de desnatado incluye los siguientes trabajos (REUCO.S.A., 2012):

1. Montaje de maniobra consistente en: ubicar los equipos lo más próximo posible al reactor sin entorpecer el paso; montar de los equipos adscritos al L.S.S.; señalar y balizar la zona de trabajo; montar la maniobra de aspiración desde el equipo de vacío, hasta la parte superior del reactor; Montar el sistema de descarga del silo-filtro; conectar los equipos a tierra; comprobar todos los sistemas de seguridad.
2. Proceso de descarga de los inertes y catalizador: Descarga por aspiración del inerte y catalizador en una altura de un metro, en función de su estado de coquización, se usarán herramientas manuales para su fraccionamiento y aspiración; comprobación del lecho una vez vaciado la cantidad prevista.
3. Toma de muestras de catalizador: una vez realizada la descarga de los inertes superiores y del catalizador coquificado se toman muestras de catalizador y se identifican.

4. Carga del reactor de forma *soft* (suave) que incluye: comprobación del diagrama de carga; identificación de las cotas y carga del catalizador fresco. El catalizador será cargado desde los bidones a una tolva de carga. Esta tolva será izada mediante una grúa hasta la boca del reactor. Mediante el uso de una manga instalada desde la tolva hasta la superficie del catalizador, se descargará evitando romperlo. Se realizará además la comprobación de cotas de catalizador, la carga de las bolas de alúmina de acuerdo con lo previsto en el diagrama y la comprobación de cotas de las bolas de inertes.
5. Retirada de equipos y desmontaje de maniobra. Se limpiará la zona de trabajo, vaciará y limpiarán los equipos, dándose los trabajos por terminados.
6. Presentación del Informe final de carga.

La ejecución de esta alternativa permite:

- ✓ La aplicación de la solución técnica referida en la literatura como la más adecuada a la situación que se presenta.
- ✓ La realización por personal especializado con el conocimiento (*know-how*) y la experiencia en la ejecución de dicho trabajo.
- ✓ La realización de los trabajos con los medios Técnicos necesarios para la realización de los trabajos:
 - Equipos de aspiración y filtrado (sistema de vacío con control de caudal de aspiración, motor de accionamiento diesel, sistema de control de la carga neumática, sistema de filtración de polvo, sistema neumático de limpieza de filtros, regulación para cualquier tipo de envase, tomas de nitrógeno, termopar interior para el control de la temperatura del producto aspirado, regulación neumática de descarga del producto).
 - Equipos de carga (Tolvas de carga abierta y carga cerrada y sistema de regulación de carga, mangas de descarga, sistema de medición de cotas).
 - Equipos auxiliares (Equipos para la realización de tomas de muestras, manguera de aspiración con continuidad eléctrica, medidores portátiles de gases).
 - Equipos de protección individual (Casco, botas ,guantes ,Trajes tipo Tyveck para la protección del polvo, trajes ignífugos y antiestáticos, máscara completa con filtro

para polvo P3, equipos semiautónomos y autónomos y de respiración y arnés de seguridad)

- Sistema especializado (L.S.S (*Life Saving System*)) para trabajos en atmósfera de nitrógeno consistente en: Unidad redundante de aire respirable, medición en continuo de la temperatura interior del reactor, monitorización del aire respirable, equipo de comunicación, unidad de TV, H₂S, O₂; LIE (límite inferior de explosividad).
- ✓ La duración de los trabajos se estima solo de tres días.
- ✓ Se consume nitrógeno durante las operaciones de extracción y carga de los inertes y el catalizador.
- ✓ La carga de catalizador fresco debe ser sulfurada nuevamente empleando etilmercaptano (EM), dimetildisulfuro (DMDS) ó dietilmercaptano (DEM) en una relación del 14% en peso.

Ventaja: Desde el punto de vista técnico permite el desarrollo de los trabajos con la calidad adecuada y responde a las necesidades en un corto período de tiempo.

Desventaja: Se trata con personal contratado al que se le debe pagar por tiempo de demora si no le es imputable la causa que la provocó.

3.5.2.2. Análisis técnico de la Alternativa #2. Realización de la regeneración del catalizador y posterior realización del desnatado por personal de la refinería.

La regeneración del catalizador es un proceso de quema del coque depositado en el catalizador, por si misma no elimina las partículas de impurezas presentes, ni elimina los metales pesados depositados (UOP, 2003), los cuales constituyen venenos permanentes del catalizador y no se eliminan haciéndose necesario el cambio de catalizador afectado. La eliminación de finos en el catalizador solo se logra mediante el cribado de éste.

En la presente situación la regeneración se tiene en cuenta como un medio de pasivación del catalizador pues en el proceso de quema se eliminan los sulfuros (pirofóricos) permitiendo el trabajo en una atmósfera normal. En estas condiciones los trabajadores de la refinería pueden realizar la extracción de los inertes y del catalizador. La extracción en este caso se haría de forma manual.

Ventaja: Se pueden ejecutar las acciones por el personal de la refinería.

Desventajas:

1. El sistema de regeneración del catalizador de hidrofinación de nafta instalado, el cual responde a las exigencias del proyecto que le dio origen, tiene las facilidades para el empleo de vapor y aire.

El catalizador de hidrofinación de nafta HR-406 es de la firma Axens cuyo procedimiento de regeneración establecido es mediante recirculación de nitrógeno con un lazo de neutralización con sosa cáustica y amoníaco. La ejecución de la regeneración con recirculación de nitrógeno se hace técnicamente no posible dado que conllevaría a cambios muy sustanciales en el sistema (mezcla del sistema de recirculación de reformación con el de hidrofinación, trabajo a presiones inadecuadas, cortes y soldaduras en sistemas de alta presión, etc, que conllevarían a incrementar los riesgos en la planta y los problemas de corrosión en el equipamiento del sistema de enfriamiento).

2. Por otra parte Axens no recomienda la realización de una regeneración con vapor debido a la probabilidad de pérdida de actividad. En la literatura (D.S.J.Jones, 2006) se expresa claramente como una pérdida de actividad irreversible el resultado de altas temperaturas en conexión con alta presión parcial de agua. En este caso el material soporte del catalizador puede perder área de superficie debido al colapso de poros o por un incremento en el diámetro de los poros manteniendo el volumen de poro aproximadamente constante.

Desde el punto de vista operacional, en el procedimiento de regeneración con vapor se establece que se debe mantener todo el tiempo una temperatura superior a los 200 °C en la cama catalítica para evitar la condensación del vapor de agua en los poros del catalizador y su posterior evaporación brusca en el momento de elevación de temperatura y la sinterización del

catalizador. Esto tiene probabilidad de ocurrencia cuando se debe bajar temperatura para emplatillar el sistema y proceder a la regeneración, también cuando por algún motivo se pueda apagar algún quemador y baje la temperatura del lecho.

3. Además de ello cualquier regeneración realizada in situ recupera el 90% de la actividad del catalizador. Actualmente se estima que no sea necesaria la regeneración aún según el comportamiento de la actividad del catalizador.
4. En la literatura se refiere que la mayoría de los catalizadores de hidrofinación tienen ciclos de operación de aproximadamente 6 u 8 años sin regeneración (UOP, 2003) y que el problema más frecuente es precisamente la elevación de la caída de presión del sistema conllevando al desnatado o descarga total del catalizador para su cribado. Axens propuso para este catalizador en las condiciones de operación de nuestra planta un ciclo de vida de 10 años (Axens IFP Group Technologies, 2007).
5. Desde el punto de vista operacional el hecho de realización de la regeneración inicialmente y posterior desnatado (de forma manual) conlleva a un mayor tiempo de salida de servicio de la unidad.
6. Se tiene además consumo de vapor y aire durante la regeneración y mediciones de gases de combustión.
7. Después de la regeneración del catalizador es necesario sulfurarlo completamente por lo que es necesario el consumo de: 2.3 ton de dimetildisulfuro (DMDS) (ó en su lugar 2.4 ton de metilmercaptano ó 3 ton de etilmercaptano) que no se tienen en la actualidad.

3.5.3. Análisis Económico de Alternativas.

Tras el análisis técnico realizado que muestra las ventajas y desventajas de cada una de las alternativas a aplicar, desde el punto de vista técnico la aplicación del desnatado parece ser la aplicación más idónea a emplear.

El hecho de contratar el personal y los equipos, procedentes de Europa, para la realización de éste conlleva a costos elevados. La regeneración por su parte también conlleva a pérdida de tiempo de operación y gastos de productos.

Teniendo en cuenta estos aspectos se hace necesario realizar la estimación de los costos de cada alternativa que permita realizar una valoración más completa de la situación.

Para la valoración económica se tomarán en cuenta los siguientes aspectos: a) cantidad de nitrógeno; b) cantidad de vapor; c) cantidad de aire; d) demanda de aditivo para la activación del catalizador; e) necesidad de contratación del servicio. Los resultados se resumen en la Tabla 3.6.

Tabla 3.6. Costos relacionados con la aplicación de las alternativas en estudio.

Indicadores	Costos (CUC)			
	Desnatado		Regeneración+Desnatado	
	Cantidad	Costo	Cantidad	Costo
Cantidad de nitrógeno (m ³)	533.22	1598.00	227.94	136.00
Cantidad de vapor(ton)	0.00	0.00	560.00	33868.8
Cantidad de aire (kg)	0.00	0.00	102961.76	2671.86
Demanda de etil mercaptano (tanques 200 litros)	3	7128.21	18	42769.26
Costo de contratación del servicio	1	73259	0.00	0.00
Costo total		81985.21		79445.92

El costo estimado (sin los costos adicionales de operación) muestran que la aplicación del desnatado es 2539 USD más cara que la Regeneración+ Desnatado por el personal de la refinería. Esta diferencia representa un 3% del costo de la variante Regeneración + Desnatado.

El análisis técnico y el de los costos adicionales de operación son los que definen entonces la variante de mejor aplicación. En el caso de la variante Desnatado el costo operacional se refiere al pago por demora en la ejecución del trabajo el cual depende de la situación financiera de la refinería. El costo adicional de operación de la variante Regeneración

+Desnatado incluye la obtención de catalizador fresco a través de un proceso de solicitud y recepción de ofertas y la solicitud de una carga completa de catalizador para tener de respaldo lo cual conlleva al desembolso de una suma elevada.

Teniendo en cuenta estos elementos se propone el Desnatado como alternativa más adecuada desde el punto de vista técnico y económico para la disminución de la caída de presión en el reactor de hidrofinación de nafta R-201.

La estimación de los costos aparece a continuación:

3.5.3.1. Demanda de nitrógeno.

El nitrógeno se usa inicialmente para el barrido del sistema ya sea para la aplicación del desnatado como para la regeneración. Estas cantidades son estimadas. Es necesario barrer dos veces según se recomienda por la Agencia de Protección contra Incendios de los EE.UU (National Fire Protection Association, 1997) todo el volumen del sistema. Se barre el sistema al inicio y al final de las operaciones. Se calcula el volumen total del sistema de hidrofinación que interviene en la operación (Tabla A4.1) resultando igual a 113.97 m^3 . Por tanto el consumo de nitrógeno para barrido tanto para el desnatado como para la regeneración es de $113.97 \text{ m}^3 * 2 = 227.94 \text{ m}^3$.

Para estimar la cantidad de nitrógeno necesaria para ventear constantemente el reactor no permitiendo la entrada de oxígeno al sistema y de esta manera garantizar las condiciones de seguridad para el personal y la instalación durante la ejecución del desnatado se analizaron tres métodos: el planteado por Bobrobsky (Бобровский, y otros, 1980), los referidos en las normas de Petróleos de Venezuela (PDVSA, 1996; PDVSA, 1996) y las recomendaciones de la Agencia Nacional de Protección contra Incendios de los EE.UU (American Petroleum Institute, 1997) basadas en el método desarrollado por Husa (Husa, 1964). Este método recomienda un flujo de venteo de 0.01 pie/s a 1 pie/s y es el aplicado en esta investigación.

Husa recomienda un flujo máximo de nitrógeno de 1 pie/s (0.3 m/s) y mínimo de 0.02 pie/s (0.006 m/s). El flujo de nitrógeno se puede determinar por la siguiente ecuación:

(3.1)

Dónde:

v- velocidad a través de orificio de venteo: 0.3 m/s.

A- Área de la sección de venteo (orificio): 0.196 m².

Obteniéndose un flujo de nitrógeno Q de 0.059 m³/s equivalente a 211.95 m³/h a las condiciones de trabajo (presión 1.02 kgf/cm² y temperatura 35 °C).

Según la oferta presentada se trabajará tres días en la ejecución del desnatado por lo que el consumo de venteo es de: 15260 m³ de nitrógeno (P=1.02 kgf/cm², T=35 °C). Aplicando esta misma metodología el flujo mínimo a emplear sería de: 0.001 m³/s correspondiente a 4.24 m³/h y un consumo en los tres días de trabajo de 305.28 m³.

Regeneración + Desnatado.

La regeneración se realiza con una mezcla vapor-aire por lo que el nitrógeno se emplea solo para el cambio inicial de atmósfera y después en el cambio de atmósfera para la eliminación de aire después de realizado el cambio de los inertes y el catalizador. El desnatado posterior de la regeneración no requiere nitrógeno ya que en este caso los compuestos pirofóricos fueron eliminados en el proceso de quema.

3.5.3.2. Demanda de vapor.

El proceso de realización de desnatado no se consume vapor.

La demanda tanto de aire como de vapor depende de la etapa en que se encuentre el proceso de regeneración. En general el proceso de regeneración (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005; NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) se puede dividir en dos grandes etapas: calentamiento inicial y quema de coque.

Para el calentamiento inicial se usan 3.2 ton/h de vapor por m² de catalizador y en la quema de coque 1.9 ton/h de vapor por m² de catalizador. El área del reactor es de 3.8 m².Entonces el consumo de vapor es de:

- Cantidad de vapor para calentamiento (Vapor1): 48.64 ton vapor.

- Cantidad de vapor para la quema de coque (Vapor 2): 457.86 ton de vapor.

Total de vapor a consumir: 503.5 ton vapor. Esta cantidad es estimando 48 horas para la quema inicial y 15 horas para la segunda quema. Si tomamos un 10% de reserva para el inicio y final del proceso la cantidad total de vapor a emplear es: 553.85 ton de vapor. Según la nota aclaratoria del proyecto la cantidad de vapor a utilizar para este proceso es de 560 ton de vapor. La diferencia del vapor obtenido teniendo en cuenta el procedimiento de regeneración con vapor de Axens (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005) y lo referido para el proyecto base de la planta (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985) es de 1%.

3.5.3.3. Demanda de aire.

La demanda de aire varía en función de la etapa en que se encuentre la regeneración variando desde 44 kg/h hasta 1160 kg/h por m² de catalizador.

Entonces la cantidad de aire necesaria sería: es de 93601.6 kg, asumiendo un 10% para ajuste de flujo la cantidad total sería de 102961.76 kg de aire técnico. Densidad del aire a condiciones normales (0 °C, 1 kgf/cm²): 0.081 kg/m³.

3.5.3.4. Costos adicionales de operación

Los costos adicionales de operación, en la presente investigación, se definen como los costos que están asociados a situaciones operacionales, del proceso o de la instalación que pueden provocar un incremento en el costo inicial de la operación.

En este caso se identifican dos aspectos:

- a) En el proceso de regeneración se puede ocurrir pérdida de actividad del catalizador reflejado en una disminución del ciclo de vida del catalizador.
- b) En el proceso de desnatado, el contratista adiciona costos por demora en la ejecución de los trabajos por causas imputables a la Refinería, dentro de estas pueden estar: demora en el enfriamiento del reactor, falta de abastecimiento de nitrógeno; problemas en el abastecimiento de oxígeno al personal que ejecuta los trabajos entre otros.

Ambos costos permiten evaluar con mayor certidumbre los costos relacionados con cada una de las alternativas.

- Costo asociado a la pérdida de actividad del catalizador durante la regeneración.

Como se ha planteado con anterioridad la regeneración presenta el riesgo de pérdida de actividad del catalizador, por ello se decide estimar los costos asociados a esto. Para ello se comienza con la estimación del ciclo de vida actual del catalizador. Se toma la dependencia de la variación de la temperatura con el tiempo bajo el supuesto de mantener una alimentación de nafta de 63 m³/h, la misma relación de H₂/HC, la pureza de hidrógeno superior a 99% y una presión de 34.2 kgf/cm²(g).

Para la estimación del ciclo de vida del catalizador se construye un gráfico de temperatura en función del tiempo. Se tomó el promedio mensual de la temperatura a la entrada del reactor de hidrofinación R-201, se construyó el gráfico y se extrapola la ecuación de correlación para estimar el ciclo de vida del catalizador. Los datos empleados son la media de los valores mensuales de temperatura de entrada al reactor, desde su arrancada, después de eliminar los valores correspondientes a paradas fallos imprevistos, etc.

Según se plantea en la literatura la regeneración in situ de un catalizador es capaz de recuperar el 90% de su actividad (Jones, y otros, 2006).

Si se supone que esta es la actividad que debe ser recuperada tras una regeneración con nitrógeno y que la recuperación tras la regeneración con vapor es menor y que además esta disminución está relacionada con la desactivación del catalizador por pérdida de área (ensanchamiento de poros del catalizador, ruptura de poros, etc., debidas a la elevada presión de vapor de agua que puede ser condensada en los poros del catalizador durante la regeneración y que se evapora al llegar a las temperaturas operacionales) y que también puede ocurrir cambios en la estructura y textura del promotor del catalizador (por elevación de la temperatura a valores superiores a 700 °C) (Marinkovic-Neduein, y otros, 1997) se pueden plantear menores valores de recuperación de la actividad.

Se calcula la disminución del ciclo de vida del catalizador, expresado en días, como la diferencia entre el ciclo de vida actual (CVA) y el ciclo de vida recuperado después de la regeneración (CVR).

El CVR se determina como un porcentaje del CVA bajo los supuestos siguientes: (1) que la pérdida de actividad del catalizador está relacionada con la disminución del área efectiva del catalizador, (2) que el ciclo de vida del catalizador, según la UOP es la cantidad de nafta a hidrotratar por m³ de catalizador (UOP, 2003), (3) durante las operaciones se mantiene un inyección de nafta de 63 m³/h y (4) se mantiene el volumen de catalizador. Los resultados se muestran en la Tabla 3.7 y la Figura 3.5.

Tabla 3.7. Ciclo de vida perdido del catalizador a partir del porcentaje de recuperación de la actividad del catalizador.

Recuperación (%)	CVA Días	CVR Días	CVP Días	CVP Años
100	2070	-	0.0	0.00
90	-	1863.0	207.0	0.57
87	-	1800.9	269.1	0.74
85	-	1759.5	310.5	0.85
80	-	1656.0	414.0	1.13
75	-	1552.5	517.5	1.42
70	-	1449.0	621.0	1.70
65	-	1345.5	724.5	1.98
60	-	1242.0	828.0	2.27

Al adquirir el catalizador se espera que sea explotado durante un determinado ciclo de vida el cuál dependerá de las características del catalizador, la materia prima a hidrodesulfurar y las condiciones de operación a que este se someta. Durante este tiempo se debe hidrotratar una cantidad determinada de nafta virgen pesada.

Esa misma aseveración se puede presentar de la siguiente forma: el costo del catalizador será recuperado a partir de una cantidad de nafta que será hidrotratada durante su ciclo de vida.

Por ello la autora propone la siguiente relación para evaluar la afectación económica por la disminución del ciclo de vida del catalizador (desactivación del catalizador):

Costo del catalizador (\$ desembolsado)/m³ de nafta previsto correr durante su ciclo de vida=
 Costo del catalizador (\$)/nafta CV(m³)

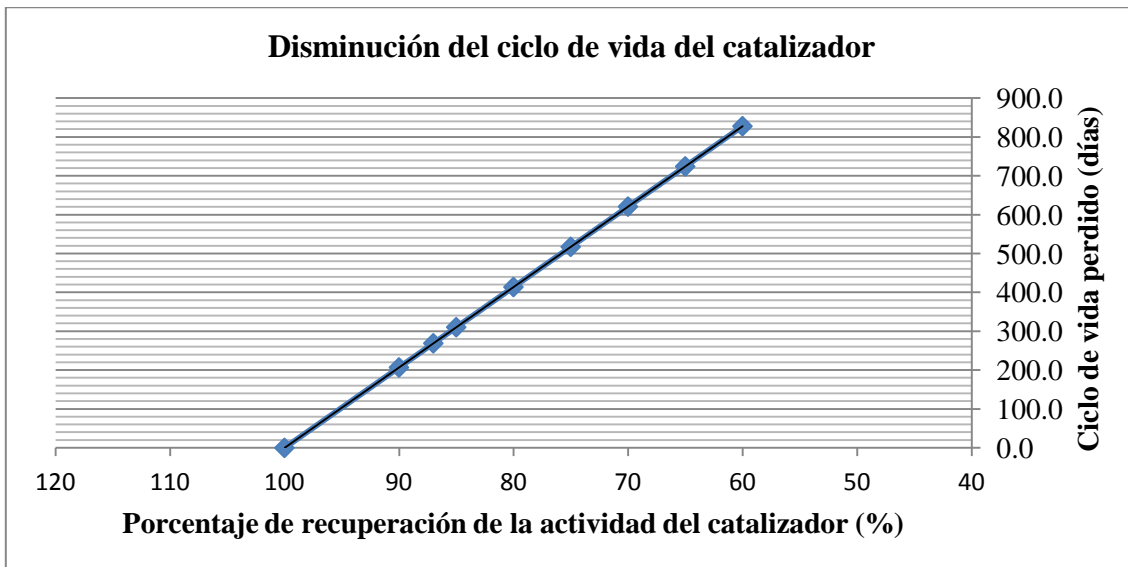


Figura 3.5.- Disminución del ciclo de vida del catalizador en función del porcentaje de actividad del catalizador recuperado después de la regeneración con vapor.

El costo del catalizador fue de 15.57 usd/kgs (Axens Procatalyse Catalysts & Adsorbents Business Unit, 2006). Costo total del catalizador= 398 592 usd.

El ciclo de vida del catalizador es de 9 años (Ver Acápite 3.2.4) y la capacidad de la unidad es de 63m³/h por ello la cantidad de m³ de nafta virgen pesada a hidrofinar durante el ciclo de vida es de: 4 490 640 m³

Entonces,

$$\text{Costo del catalizador (usd)/nafta CV(m}^3\text{)} = 398\,592\$/4490640\text{ m}^3 = 0.089\text{ usd/m}^3\text{ nafta.}$$

La disminución del ciclo de vida del catalizador hace que se pueda hidrofinar menor cantidad de nafta virgen pesada por Kg de catalizador teniéndose que desembolsar dinero para la compra de nuevo catalizador antes del tiempo previsto.

La cantidad de dinero a desembolsar en función del ciclo de vida recuperado del catalizador después de la regeneración se muestra en la Tabla 3.8 y la Figura 3.6.

Tabla 3.8. Determinación del costo del catalizador (desembolso) sin respaldo en nafta hidrofinada.

Recuperación (%)		CVA (Días)	CVR (Días)	NDH (m ³)	CC(\$) (\$/m ³ NVP)
100	Días	2070	-	-	0.089
	Nafta a hidrofinar(m ³)	3129840	-	0	0
90	Días	-	1863		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	2816856	312984	27856
85	Días	-	1759.5		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	2660364	469476	41783
80	Días	-	1656		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	2503872	625968	55711
75	Días	-	1552.5		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	2347380	782460	69639
70	Días	-	1449		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	2190888	938952	83567
65	Días	-	1345.5		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	2034396	1095444	97495
60	Días	-	1242		
	Nafta a hidrofinar(m ³)	-	1877904	1251936	111422

Nota: CVA- Ciclo de vida actual; CVR- Ciclo de vida recuperado; NDH- Nafta dejada de hidrofinar; CC- costo del catalizador=costo necesario por desembolso para la adquisición de catalizador fresco (\$); NVP- Nafta virgen pesada.

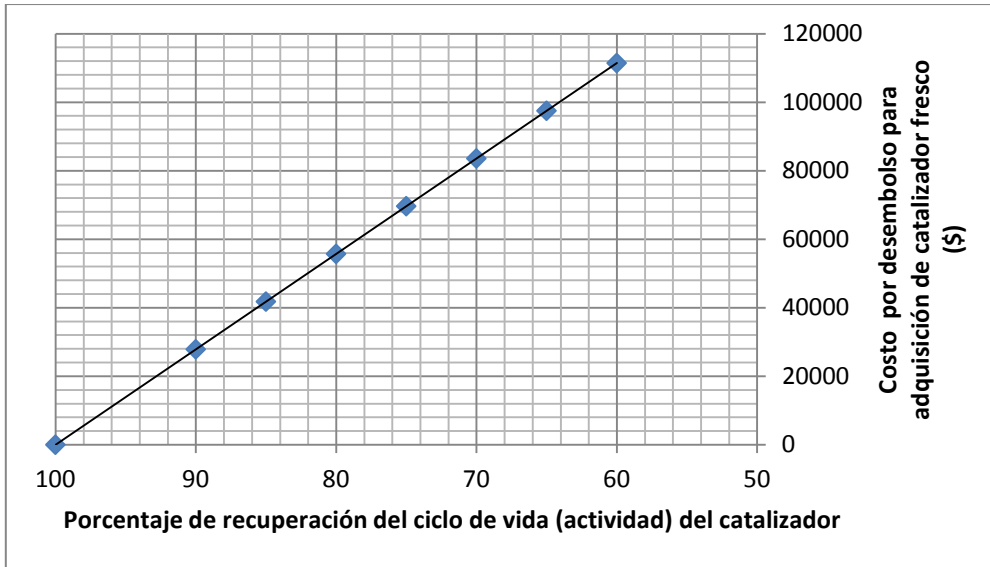


Figura 3.6. Costo por desembolso para adquisición de catalizador fresco.

De ahí que la evaluación económica de la alternativa: Regeneración + Desnatado tenga un costo variable, mostrando la sensibilidad de los costos con respecto al porcentaje de recuperación del ciclo de vida del catalizador. Lo cual permite estimar una de las consecuencias del empleo de esta alternativa.

- Costo asociado con el desnatado del reactor incluyendo el recargo por demora en ejecución de los trabajos.

El desnatado del reactor como se había mencionado anteriormente se realiza por parte del contratista. Éste impone un recargo por la demora (imputable a la Refinería Cienfuegos) en la ejecución de los trabajos (Representaciones Unidas Continentales S.A., 2012). El recargo por demora es de 330 usd/h durante las primeras 24 horas, posteriormente se mantiene este recargo y se adicionan 360 usd/día. El costo inicial del contrato (sin recargo) es de 73 259 usd. Se realizan los cálculos de costos hasta 96 horas de demora, no se espera que se supere este tiempo. Los resultados se muestran en la Tabla 3.9 y se muestran en la Figura 3.7.

Tabla 3.9. Costo del desnatado incluido el recargo por demora en la ejecución de trabajos

Indicador	Tiempo de Espera días	Costo USD	Costo por recargo USD	Costo Total USD
Costo (Mano Obra)	0	73259	0	73259
Costo más recargo por espera	24	330 hora	7920	81179
Costo más recargo por espera mayor de 24 horas	48	330 hora+360 día	16200	89459
	72	331 hora+360 día	24120	97379
	96	332 hora+360 día	32040	105299

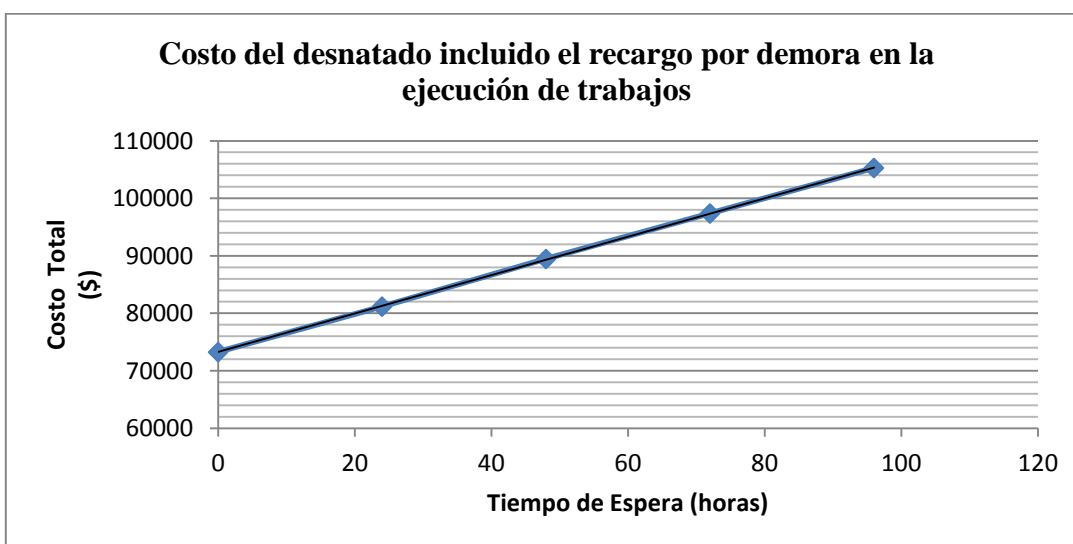


Figura 3.7. Costos del desnatado incluido el recargo por demora en la ejecución de los trabajos

3.5.3.5. Consumo de etilmercaptano (EM)

El etilmercaptano (EM) es un compuesto órgano-sulfurado que se emplea para la activación de los catalizadores. Los catalizadores frescos se pueden adquirir con sus metales en forma de óxido o en su forma sulfurada. Después de sufrir un proceso de regeneración el catalizador queda en su forma oxidada y debe ser sulfurado (Axens. Departamento de Asistencia Técnica, 2005).

En el caso específico que se trata en el presente trabajo el catalizador fresco a reponer después del desnatado se encuentra en forma de óxido por tanto debe ser sulfurado con etil mercaptano.

El proceso a realizar es el mismo tanto si se realiza el desnatado como si se realiza la regeneración. La diferencia es que en el primer caso solo se sulfura la cantidad de catalizador fresco que se repone y en el caso de la regeneración se debe sulfurar toda la cantidad de catalizador que se encuentra en el reactor. La cantidad de EM a emplear se calcula como un porcentaje de la masa del catalizador con un exceso que garantice la sulfuración completa del catalizador (Axens IFP Group Technologies, 2008; Valentin, 2007).

La cantidad de agente sulfurante depende del compuesto utilizado. Para el HR-406 tenemos que el tenor en metales es (de acuerdo a su ficha técnica):

Cobalto (como CoO) = 3%

Molibdeno (como MoO₃) = 14%

La cantidad estequiométrica de dimetil disulfuro (DMDS) requerida para la sulfuración es 11 % p/p del peso de catalizador cargado en el reactor. Axens recomienda suplir un 30% más que el estequiométrico, es decir una cantidad de DMDS igual al 14 % p/p del peso de catalizador cargado. Si se utiliza metil-mercaptan (MM) o etil-mercaptan (EM), debido al diferente contenido porcentual en azufre (S), las cantidades deben ser respectivamente 14.3% o 18.5% del peso de catalizador cargado.

En el caso de la regeneración:

El volumen total de catalizador cargado es 23.4 m³. Con una densidad de carga densa igual a 0.71 ton/m³ da 16.6 ton de catalizador. Para sulfurar tal cantidad, necesitamos 3.0 ton EM (18 tanques de 200 litros, densidad: 0.845 k/litros).

En el caso del desnatado: La cantidad de catalizador a cargar es de 2.21 ton por tanto son necesarios 0.409 ton EM (3 tanques de 200 litros, densidad: 0.845 kg/litros).

3.6. Conclusiones Parciales.

1. El contenido de olefinas en la nafta virgen pesada de alimentación al reactor de hidrofinación R-201 desde el 2008 al 2012 haya sido muy bajo (<0.3%vol.) no considerándose como posible causa de la elevación de la caída de presión.
2. La cantidad de plomo acumulada en el catalizador (3.35% peso) supera el 2% peso manteniendo su actividad.
3. El contenido estimado de plomo en el catalizador sugiere el reemplazo de la parte superior de la cama catalítica.
4. Solo el 0.6 % de los compuestos alimentados al R-201 son precursores de formación de coque.
5. El ciclo de vida del catalizador ha disminuido en un 31.5% siendo la causa más probable la presencia de coque y de metales pesados (plomo) en la alimentación.
6. El tiempo máximo disponible para la disminución de la caída de presión en el R-201 es hasta diciembre de 2013.
7. La causa más probable de elevación de la caída de presión del hidrofinador es la acumulación de partículas e impurezas mecánicas en la parte superior de la cama catalítica del reactor R-201.
8. Se propone el desnatado como alternativa más idónea desde el punto de vista técnico-económico para la disminución de la caída de presión del reactor R-201.

CONCLUSIONES

1. La causa más probable de elevación de la caída de presión del hidrofinador es la acumulación de partículas e impurezas mecánicas en la parte superior de la cama catalítica del reactor R-201.
2. Se propone el desnatado como alternativa más idónea desde el punto de vista técnico-económico para la disminución de la caída de presión del reactor R-201.

RECOMENDACIONES

3. Se recomienda realizar el desnatado del reactor R-201 antes de diciembre de 2013 mediante la contratación de personal especializado.
4. Investigar la posibilidad de emplear uno de los reactores disponibles en la Refinería como reactor trampa.

BIBLIOGRAFÍA

1. American Petroleum Institute. 1997. API 521. Guide for Pressure-Relieving and Depressuring Systems. 4th *API Recommended Practices*. s.l. : API, 1997.
2. Antos, George J. y Aitani, Abdullah M. 2004. *Catalytic Naphtha Reforming*. Second Edition. New York : Marcel Dekker, Inc, 2004. ISBN: 0-82-47-5058-6.
3. Axens. 2012. ACT 077 Catalytic beds protection. Technical Data Sheet. *Axens Catalyst & Adsorbents*. 2012.
4. —. 2012. ACT 108 Catalytic beds protection. Data Sheet. *Axens Catalyst&Adsorbents*. 2012.
5. Axens IFP Group Technologies. 2007. Catalyst Technical Proposal. Catalyst Technical Offer. *Procatalyse Catalyst & Adsorbents Business Unit*. Cienfuegos : s.n., 2007.
6. —. 2008. Sulfiding Operating Guidelines for HR 506. *Standard Operating Guidelines*. 2008, págs. 1-9. Rev.3.
7. Axens Procatalyse Catalysts & Adsorbents Business Unit. 2006. Catalysts Commercial Offer-Rev 0. PDV_CUPET SA. for a project in Cuba. 2006. Job 0601692.
8. Axens. Departamento de Asistencia Técnica. 2005. Guía para la regeneración in situ del catalizador HR-406. *Guía para la Operación Estándar*. 2005.
9. AXENS.IFP.Group Technologies. 2007. CATALYST HANDBOOK FOR DISTILLATES HYDROTREATMENT(Naphtha, Kero, Gasoil,VGO). *HR Series*. 2007.
10. Befesa Gestión de Residuos Industriales. 2009. Befesa Gestión de Residuos Industriales. *Servicios Catalizadores*. [En línea] 2009. [Citado el: 16 de 04 de 2012.] <http://www.befesa-gri.com/corp/web/es/Services/Catalizadores>.
11. BetzDaerborn. Division of Hercules Incorporated. 2000. Treatments for on line Removal of Refinery Deposits. Program for HDS reactor bed. Case History. 2000.
12. Bond, Geoffrey C. 2005. Chemisorption and Reactions of Hydrogen. [ed.] M. V. Twigg y M. S. Spencer. *Metal-Catalysed Reactions of Hydrocarbons*. s.l. : Springer US, 2005, págs. 93-152. http://dx.doi.org/10.1007/0-387-26111-7_3.
13. —. 2006. Introduction to the Catalysis of Hydrocarbon Reactions. [ed.] M. V. Twigg y M. S. Spencer. *Metal-Catalysed Reactions of Hydrocarbons*. s.l. : Springer US, 2006, págs. 35-91. Disponible en <http://www.springerlink.com/content/978-0-387-24141-8/fulltext/#section=595183&page=1>.
14. —. 2005. Small Metal Particles and Supported Metal Catalysts. [ed.] M. V. Twigg y M. S. Spencer. *Metal-Catalysed Reactions of Hydrocarbons*. s.l. : Springer US, 2005, págs. 35-91. Disponible en: http://dx.doi.org/10.1007/0-387-26111-7_2.
15. Borns, David. 2006. Oil and Gas Industry Applications of Gas Flow in Porous Media. [aut. libro] Clifford K. Ho y Stephen W. Webb. *Gas Transport in Porous Media*. s.l. : Springer Netherlands, 2006, 20, págs. 407-418. Disponible en:http://dx.doi.org/10.1007/1-4020-3962-X_25.
16. Buchen Group. Buchen Group-Industrial Catalyst Service. *Homepage-BUCHEN-ICS GmbH*. [En línea] [Citado el: 16 de 04 de 2012.] <http://www.buchen-ics.com/>.
17. *Catalyst Separation, Recovery and Recycling. Chemistry and Process Desing*. Cole-Hamilton, David J. y Tooze, Robert P. 2006. 2006, Catalysis by Metal Complexes, Vol. 30. DOI:10.1007/1-4020-4087-3.
18. CEDA International Corporation. 2012. CEDA catalyst service. *CATALYST Services-Services*. [En línea] 2012. [Citado el: 16 de 04 de 2012.] <HTTP://www.cedagroup.com/sites/CATALYST/Services.html>.
19. *Chemical, Mechanical Treatment Options Reduce Hydroprocessor Fouling*. Groce, B.C. 1996. 29 de 01 de 1996, Oil and Gas Journal.

20. *Controlling Hydrotreater Reactor Bed Fouling*. S.S. Shih y Hoang, J. 2000. Atlanta : s.n., 2000. AIChE 2000 Spring National Meeting Advances in Hydroprocessing II.
21. Civenpetrol. Unidad de Negocios. 2007. WebLab. *Análisis de Laboratorio*. [En línea] 2007. [Citado el: 15 de 04 de 2012.] [http://ait-aut.refcfg.civenpetrol.cu/\(S\(nxrvbseerjkl3o2lp2aettx\)\)/laboratorio/pages/cliente/S200/analisisS200.aspx?Mod=Laboratorio](http://ait-aut.refcfg.civenpetrol.cu/(S(nxrvbseerjkl3o2lp2aettx))/laboratorio/pages/cliente/S200/analisisS200.aspx?Mod=Laboratorio).
22. D.S.J. Jones. 2006. Hydrotreating. [aut. libro] Peter R. Pujadó D.S.J. Jones. *Hand Book of Petroleum Processing*. s.l. : Springer, 2006.
23. Devore, Jay L. 1995. *Probability and Statistics for Engineering and Sciences*. 4th. s.l. : Wadsworth Publishing, 1995.
24. Eijsbouts, Sonja. 2009. Life of Hydroprocessing Catalysts and total Catalyst Management. [aut. libro] B. Delmon, G.F. Froment y P. Grange. *Hydrotreatment and Hydrocracking of oil fractions*. s.l. : Elsevier, 2009.
25. ENSP-IFP. 2006. PROCESS ENGINEERING APPLIED TO PETROLEUM REFINING. Module 5: Fluid flow-Rotating machinery. RECIPROCATING COMPRESSORS. *Refining-Petrochemicals-Chemicals-Engineering*. PDVSA. s.l. : ENSP Formation Industrie-IFP Training, 2006. MT COM-00275-A-A.
26. Esso Engineering. 1956. Section VII-B. Fixed Bed Reactors. Hidrofining Reactors. *Manual Engineering Practice*. La Habana : s.n., 1956.
27. *Evaluation of catalyst activity for hydrotreating and hydrocracking*. Berg, G. A., y otros. 1973. 7, s.l. : Springer New York, 1973, Chemistry and Technology of Fuels and Oils, Vol. 9, págs. 497-498. Disponible en: <http://dx.doi.org/10.1007/BF00724934>. ISSN: 0009-3092.
28. Exxon Engineering. 1995. Fixed Bed Reactors. Single Phase Reactor. *Design Practices. Section VII-B*. 1995.
29. Husa, H.W. 1964. How to Compute Safe Purge Rates. *Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner*. 1964. Vol. 43, 5, págs. 179-182.
30. Hyams, Daniel. 1997. CurveExpert Version 1.34. A curve fitting system for Window, Double-precision/32 bits package. *Portions copyright Microsoft Corporation*. [Software]. 1997.
31. *Inhibition of the Hydrogenation and Hydrodesulfurization Reactions by Nitrogen Compounds over NiMo/Al₂O₃*. Beltramone, A., y otros. 2008. 3, Netherlands : Springer Netherlands, 01 de 07 de 2008, Catalysis Letters, Vol. 123, págs. 181-185. 1011-372X.
32. Jones, D.S.J. y Pujadó, P.R. 2006. *Handbook of Petroleum Processing*. s.l. : Springer, 2006.
33. Marinkovic-Neduein, R., Kis, E. y Djuric, M. 1997. Deactivation Studies on NiO-MoO₃/Al₂O₃ and CoO-MoO₃/Al₂O₃ hydrodesulfurization catalyst. [aut. libro] Albert F. Froment. *Hydrotreatment and Hydrocracking of Oil Fractions: Proceedings of the 1st International Symposium/6th European Workshop*. Oostende : Elsevier, 1997, Vol. 106. También disponible en <http://books.google.com.cu/books?id=hNmMXXXmnFAC>.
34. Mirian Paredes del Sol. 2009. Hidrofinación y Reformación de Petróleo. Cienfuegos : Centro Politécnico Petróleo. Sede Cienfuegos, 2009.
35. National Fire Protection Association. 1997. NFPA 69 Standard on Explosion Prevention Systems. 4th 1997. págs. 69-18.
36. NEFTECHIMPROMEXPORT. 1985. Compresor de Gas 2M10-11/42-GOT2. Serie N12. *Libro de Servicio 76T FO*. 1985. z/h 71-021/GO301-04008.
37. —. 1985. Nota Aclaratoria. Proyecto Sección 200. Moscú : s.n., 1985.
38. —. 1985. Reglamento tecnológico Sección 200. Reformación catalítica. Moscú : s.n., 1985. 60339-TP4/01-200-85.

39. Netto, Ricardo Santiago. FisicaNet. [En línea] [Citado el: 12 de 04 de 2012.] www.fisicanet.com.ar/fisica/gases/tb02_gases_reales_calculos.php.
40. —. 2005. FisicaNet. [En línea] 2005. [Citado el: 12 de 04 de 2012.] www.fisicanet.com.ar/fisica/gases/tb02_gases_reales_calculos.php.
41. Ong, Say-Kee. 2006. Solid/Gas Partitioning. [aut. libro] Clifford K. Ho y Stephen W. Webb. *Gas Transport in Porous Media*. s.l. : Springer Netherlands, 2006, Vol. 20, págs. 47-54. Disponible en: http://dx.doi.org/10.1007/1-4020-3962-X_4.
42. PDVSA. 1996. MDP-02-FF-03- Flujo en Fase Líquida. *Manual de Diseño de Proceso. Flujo de Fluidos*. 1996. pág. 65.
43. —. 1996. MDP-02-FF-04- Flujo en Fase Gaseosa. *Manual de Diseño de Proceso. Flujo de Fluidos*. 1996. pág. 46.
44. PEMEX. 2012. Industria Petrolera, actualidad, desarrollo y proyectos. [En línea] 2012. [Citado el: 24 de 07 de 2012.] <http://www.industriapetroleraamericana.com/category/nueva-refineria>.
45. Press, William H., y otros. 1992. *Numerical Recipes in C: The Art of Scientific Computing*. 2nd. New York : Cambridge. University Press, 1992.
46. *Pressure Drop and Liquid distribution problems in hydrotreater Units*. Christensen, Paul. 1993. s.l. : Catalyst Division Haldor Topsoe A/S, 1993.
47. *Pruebas en un Simulador para el Cálculo de la Caída de Presión en los Reactores de Hidrodesulfuración*. Águeda, Ricardo, Dávila, Lucía y Marrero Aguilar, Cándido. 2003. 2, México : Tecnología Ciencia y Educación (IMIQ), 2003, Vol. 18.
48. Representaciones Unidas Continentales S.A. 2012. 2012017. Oferta Técnica para el descostreamiento / carga de 1-1 ½ metros de catalizador e inertes desde / hacia Hidrotratamiento de Nafta R201. La Habana, Cuba : s.n., 2 de agosto de 2012.
49. REUCO.S.A. 2012. *OFERTA COMERCIAL No. 2012017*. Cienfuegos, Cuba : s.n., 05 de 2012.
50. Robles, Rafael Torres y Arellano, J. Javier Castro. 2002. *Análisis y Simulación de Procesos de Refinación de Petróleo*. México : Alfaomega, 2002. 970-18-7990-2.
51. Rodríguez, Ricardo Morales. 2006. Efecto de la Transferencia de masa en el proceso de separación-reacción para la HDS profunda de diesel. *Tesis para obtener el grado de Maestro en Ciencias (Ingeniería Química)*. México : s.n., 2006.
52. Sapag Chain, Nassir y Sapag Chain, Reinaldo. 1988. *Preparación y Evaluación de Proyectos*. 3ra Edición. Bogotá : McGraw-Hill Iberoamericana, S.A., 1988. págs. 1-390. I.S.B.N.:958-600-338-8.
53. Shell Chemical Company. 1974. General aspects of Hydrotreating/Hydrodesulphurization. *Hydrotreating/Hydrodesulphurization Process Guide*. Hague : s.n., 1974, Chapter 1, pág. 10.
54. —. 1974. Process Engineering Calculations. *Hydrotreating/Hydrodesulphurization Process Guide*. Hague : s.n., 1974, Chapter 4, pág. 4.7.6.
55. —. 1974. Process Operation. *General aspects of hydrotreating/Hydrodesulphurization*. Hague : s.n., 1974. Vol. Chapter 3, pág. 4.
56. Simulation Science Inc. 2007. SIMSCI PRO/II 8.1. 2007.
57. Sokal, Robert R. y Rohlf, James. 1995. *Biometry: The Principles and Practice of Statistics in Biological Research*. [ed.] W.H. Freeman. 2nd. New York : s.n., 1995.
58. Technologies, Axens-IFP Group. 2012. Axens Services. [En línea] 2012. [Citado el: 24 de 6 de 2012.] <http://www.axens-group.com>.
59. UOP. 2003. Naphtha Hydrotreating Process. General Operating Manual. August de 2003.
60. Urpí, José Lluch. 2005. Tecnología y Margen de Refino. *Curso para CUPET*. s.l. : Instituto Superior de la Energía, 2005.

61. Valentín, Rodolfo. 2012. Asistencia Técnica. [ed.] Axens IFP Group Technologies. Cienfuegos, Cuba : s.n., Marzo de 2012. Asistencia Técnica.
62. Valentin, Rodolfo. 2007. NAPHTA UNIT HYDROTREATMENT AND CATALYTIC REFORMER. Visit Report. Cienfuegos, Cuba : Axens IFP Group Technologies, 20 de december de 2007. págs. 1-3.
63. Vannice, M. Albert. 2005. Catalyst Characterization. [aut. libro] William H. Joyce. M. Albert Vannice. *Kinetics of Catalytic Reactions*. s.l. : Springer US, 2005, págs. 14-37. Disponible en http://dx.doi.org/10.1007/978-0-387-25972-7_3.
64. —. 2005. Catalyst Characterization. *Kinetics of Catalytic Reactions-Solutions Manual*. s.l. : Springer US, 2005, págs. 1-6. Disponible en <http://www.springerlink.com/content/978-0-387-25973-4/#section=525157&page=1&locus=0>.
65. Vega, Peter. 1995. *Estudios de Hidrotratamiento en Planta Piloto. Informe Técnico. Gerencia de Catalizadores*. s.l. : Instituto mexicano del Petróleo, 1995.
66. Wajchman, Mauricio y Wajchman, Bernardo. 1997. *El Proceso Decisional y los Costos*. Primera. Buenos Aires : Ediciones Macchi, 1997. págs. 1-260. I.S.B.N.:950-537-395-3.
67. ZNMIP. 1980. Pasaporte Reactor PG-GA-2200-33. *Documentación Técnica. Pasaporte*. Moscú : s.n., 1980.
68. Бобровский, С.А. у Е.И., Яковлев. 1980. *ГАЗОВЫЕ СЕТИ И ГАЗО-ХРАНИЛИЩА*. s.l. : Недра, 1980. pág. 413. 622.691.4.054.

SIMBOLOGÍA

WABT: Temperatura promedio del lecho por peso de catalizador.

HDS: Hidrodesulfuración.

HDN: Hidrodesnitrificación.

S: Contenido de azufre.

T: Tiempo.

ppH₂: Presión parcial de hidrógeno.

Ea: Energía de activación.

R: Constante de los gases.

Ko: Actividad del catalizador

LHSV: Velocidad espacial.

GO-Conv: Conversión

WABT SOR: *Weight Average Bed Temperature Start of run* (Temperatura promedio del lecho catalítico al inicio del ciclo de operación).

WABT EOR: *Weight Average Bed Temperature End of run*. (Temperatura promedio del lecho catalítico al final del ciclo de operación).

DCS: *Distributing Control System* (Sistema de Control Distribuido).

CVA: Ciclo de vida actual.

CVR: Ciclo de vida recuperado después de la regeneración.

CVP: Ciclo de vida perdido.

CV: Ciclo de vida.

NDH: Nafta dejada de hidrofinar.

CC: Costo del catalizador=costo necesario por desembolso para la adquisición de catalizador fresco.

NVP- Nafta virgen pesada.

DMDS: Dimetil disulfuro.

MM : Metil-mercaptano.

EM : Etil-mercaptano.

ANEXOS

Anexo 1.

Figura A1.1. Diagrama de flujo de la Unidad de hidrofinación de nafta.

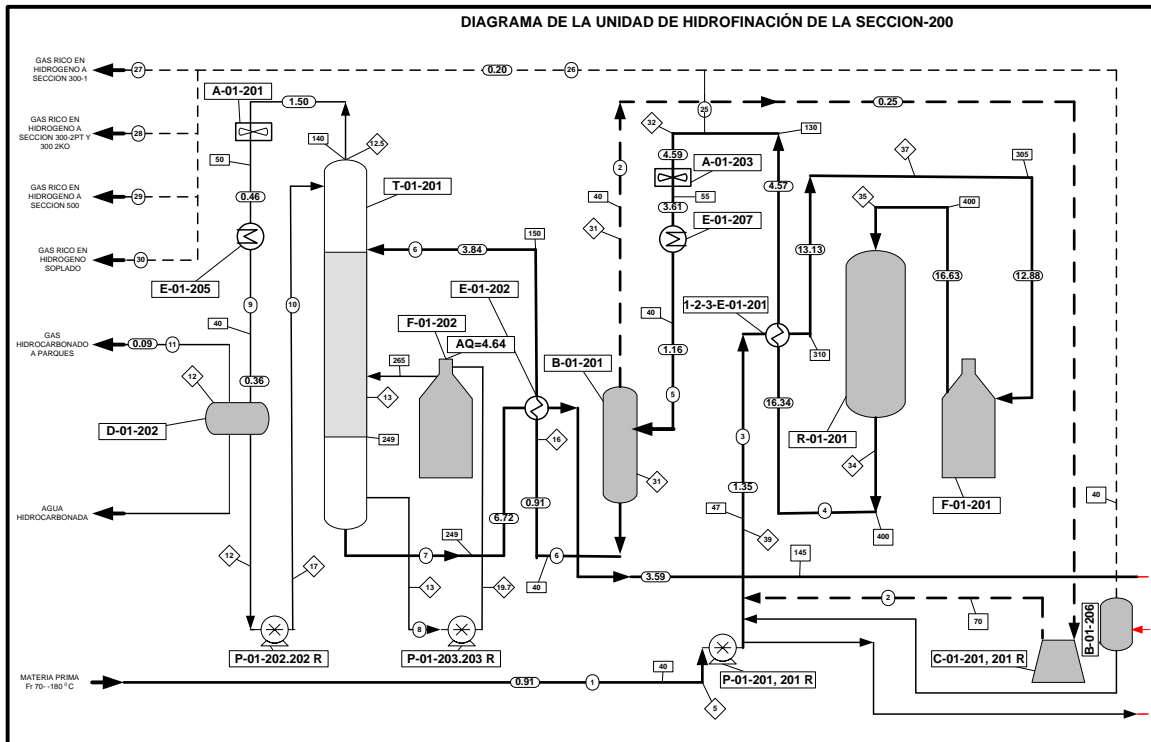
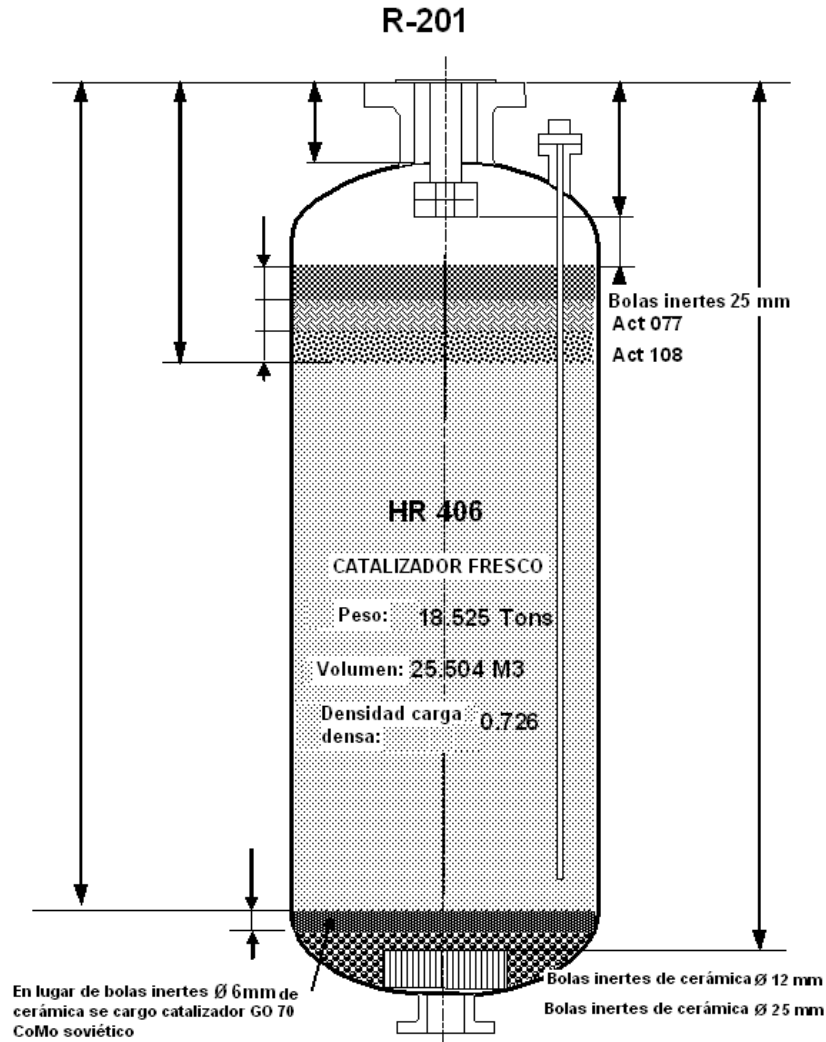


Figura A1.2. Esquema de carga del reactor de hidrofinación de nafta R-201.



Carga densa: 142.5 tanques = 18.525 ton

CAMA CATALÍTICA					SIMULACIÓN DE LABORATORIO			
Area (m ²)	Altura (m)	Volumen (m ³)	Peso (t)	Densidad de carga (dc)	Suave (ds)	Densa (dd)	$\frac{dc}{ds} = 1.25$	
3.801	6.71	25.504	18.525	0.726	0.578	0.709		

Anexo 2.

Tabla A2.1. Valores de la caída de presión del reactor R-201.

Fecha	Fecha (numérico)	ΔP (kgf/cm ²)
01-Jul-09	39995.00	0.97
01-Ago-09	40026.00	0.95
01-Sep-09	40057.00	1.11
01-Oct-09	40087.00	1.02
01-Nov-09	40118.00	1.03
01-Dic-09	40148.00	1.04
01-Ene-10	40179.00	1.07
01-Feb-10	40210.00	1.03
01-Mar-10	40238.00	1.11
01-Abr-10	40269.00	1.06
01-May-10	40299.00	1.16
01-Jun-10	40330.00	1.23
01-Jul-10	40360.00	1.3
01-Ago-10	40391.00	1.39
01-Sep-10	40422.00	1.54
01-Oct-10	40452.00	1.51
01-Nov-10	40483.00	1.43
01-Ene-11	40544.00	1.8
01-Feb-11	40575.00	1.76
01-Mar-11	40603.00	1.72
01-Abr-11	40634.00	1.68
01-May-11	40664.00	1.61
01-Jun-11	40695.00	1.56
01-Jul-11	40725.00	1.69
01-Ago-11	40756.00	2.04
01-Sep-11	40787.00	2.15
01-Oct-11	40817.00	2.34
01-Nov-11	40848.00	2.72
01-Dic-11	40878.00	2.61
01-Ene-12	40909.00	2.92
01-Feb-12	40940.00	2.73
01-Mar-12	40969.00	3.06

Anexo 3.

Tabla A3.1 Acumulación de plomo en el reactor R-201.

Fecha	Conc. Plomo (mg/m ³)	Nafta Corrida (m ³)	Cantidad Plomo (mg)	Cantidad Plomo acumulado(mg)
03/07/2009	1.44	20411.70	29392.8	29392.8
16/07/2009	1.32	7735.20	10210.5	39603.3
21/07/2009	1.12	12972.01	14528.7	54132.0
30/07/2009	0.76	12092.36	9190.2	63322.2
06/08/2009	0.92	6048.68	5564.8	68886.9
12/08/2009	1.60	10475.53	16760.8	85647.8
19/08/2009	0.76	10025.45	7619.3	93267.1
26/08/2009	0.68	26088.23	17740.0	111007.1
16/09/2009	0.84	14002.75	11762.3	122769.4
24/09/2009	1.12	20178.22	22599.6	145369.0
08/10/2009	0.84	11167.92	9381.1	154750.1
16/10/2009	0.76	6964.15	5292.8	160042.8
21/10/2009	0.60	20538.07	12322.8	172365.7
04/11/2009	1.94	10176.75	19742.9	192108.6
11/11/2009	1.64	9067.11	14870.1	206978.6
17/11/2009	1.38	10581.76	14602.8	221581.5
24/11/2009	1.56	10467.85	16329.8	237911.3
01/12/2009	1.50	14521.69	21782.5	259693.9
14/01/2010	1.84	13832.13	25451.1	285145.0
26/01/2010	1.70	17618.09	29950.8	315095.7
30/01/2010	1.58	6226.24	9837.5	324933.2
03/02/2010	1.44	5831.59	8397.5	333330.7
10/02/2010	1.36	10809.03	14700.3	348031.0
17/02/2010	1.24	10113.54	12540.8	360571.7
24/02/2010	1.44	9823.04	14145.2	374716.9
03/03/2010	1.40	9921.11	13889.6	388606.5
11/03/2010	1.64	9962.37	16338.3	404944.8
16/03/2010	1.56	7127.04	11118.2	416062.9
10/02/2010	1.52	11304.06	17182.2	433245.1
10/08/2011	1.20	3543.45	4252.1	437497.3
15/08/2011	0.66	72286.63	47709.2	485206.4
04/10/2011	1.02	30826.24	31442.8	516649.2
25/10/2011	1.16	11826.18	13718.4	530367.6
02/11/2011	1.04	9060.06	9422.5	539790.0
08/11/2011	1.22	12089.61	14749.3	554539.4
16/11/2011	1.10	19633.01	21596.3	576135.7
29/11/2011	1.04	10458.02	10876.3	587012.0
06/12/2011	1.10	2927.46	3220.2	590232.2
06/01/2012	0.96	23787.99	22836.5	613068.7
16/02/2012	0.94	7560.80	7107.2	620175.8

Tabla A3.2. Contenido de olefinas en la nafta virgen pesada.

No.Reg	Fecha	Olefinas
24205	23/11/2011 11:18	< 0.2 %vol.
7333	13/04/2011 11:40	< 0.2 %vol.
6878	07/04/2011 14:45	< 0.2 %vol.
6873	07/04/2011 13:44	< 0.2 %vol.
6871	07/04/2011 13:33	< 0.2 %vol.
6869	07/04/2011 13:29	< 0.2 %vol.
6778	06/04/2011 16:41	< 0.2 %vol.
3591	02/03/2011 11:47	< 0.2 %vol.
19117	27/09/2010 15:10	< 0.2 %vol.
18720	17/09/2010 17:34	0.2
17765	06/09/2010 11:14	< 0.2 %vol.
17763	06/09/2010 11:13	< 0.2 %vol.
17481	30/08/2010 14:11	< 0.2 %vol.
No.Reg	Fecha	Olefinas
5630	14/03/2012 16:57	< 0.2 %vol.

Tabla A3.3. Concentración de plomo en la nafta virgen pesada de alimentación al hidrofinaor.

Año	2009			2010			2011			2012		
No.Reg	Fecha	Plomo	No.Reg	Fecha	Plomo	No.Reg	Fecha	Plomo	No.Reg	Fecha	Plomo	
23190	01/12/2009 15:01	1.5	20523	13/10/2010 14:57	1.34	25137	06/12/2011 14:51	1.1	12922	12/06/2012 14:36	3.6	
22725	24/11/2009 14:47	1.56	19935	06/10/2010 10:55	1.44	24664	29/11/2011 11:56	1.04	12266	05/06/2012 14:13	2.5	
22203	18/11/2009 17:57	1.38	18040	08/09/2010 13:55	1.26	24072	22/11/2011 12:37	1.1	11136	22/05/2012 16:04	0.82	
21709	11/11/2009 09:57	1.64	16999	25/08/2010 16:53	1.32	23465	16/11/2011 17:22	1.1	10573	15/05/2012 16:09	1.24	
21208	04/11/2009 10:49	1.94	14497	21/07/2010 14:27	1.34	22942	08/11/2011 15:57	1.22	7840	12/04/2012 18:35	1.06	
20226	21/10/2009 12:00	0.6	13898	13/07/2010 12:51	1.12	22473	02/11/2011 16:31	1.04	7298	03/04/2012 17:54	0.8	
19722	16/10/2009 14:16	0.76	13297	06/07/2010 10:22	1.36	21848	25/10/2011 12:15	1.16	3838	21/02/2012 14:14	0.84	
19303	08/10/2009 15:03	0.84	12968	01/07/2010 11:59	1.26	20312	04/10/2011 12:31	1.02	3446	16/02/2012 18:20	0.94	
18338	24/09/2009 10:56	1.12	12397	23/06/2010 15:54	1.38	16389	15/08/2011 16:51	0.66	589	10/01/2012 11:42	0.96	
17778	16/09/2009 08:08	0.84	11833	16/06/2010 13:11	1.24	15850	09/08/2011 16:07	1.2		Promedio (ppb)	1.4	
16441	26/08/2009 11:58	0.68	8839	04/05/2010 16:46	1.64	12067	22/06/2011 11:50	1.52		Desv STD	1.0	
15929	19/08/2009 10:03	0.76	7761	21/04/2010 14:52	1.88	11559	14/06/2011 15:56	1.6		Máximo	3.6	
15424	12/08/2009 10:31	1.06	7289	14/04/2010 12:49	1.52	11187	09/06/2011 12:26	1.62				
15028	06/08/2009 12:40	0.92	7211	14/04/2010 12:42	1.6	10216	24/05/2011 14:14	1.44				
14496	30/07/2009 11:33	0.76	6799	07/04/2010 21:30	1.62	9685	17/05/2011 13:41	1.2				
13896	21/07/2009 14:42	1.12	5754	24/03/2010 11:58	1.64	8787	04/05/2011 16:59	1.22				
13560	16/07/2009 15:11	1.32	5246	16/03/2010 16:05	1.52	8238	28/04/2011 19:01	0.92				
12404	03/07/2009 14:09	1.44	4749	11/03/2010 10:52	1.56	7765	19/04/2011 16:01	1.02				
	Promedio (ppb)	1.1	4256	03/03/2010 10:29	1.64	7402	15/04/2011 17:14	1.38				
	Desv STD	0.4	3706	24/02/2010 18:59	1.4	6157	30/03/2011 15:30	1.4				
	Máximo	1.9	3192	17/02/2010 15:43	1.44	4083	02/03/2011 10:50	1.8				
			2739	10/02/2010 14:52	1.24	3668	25/02/2011 17:50	2.12				
			2149	03/02/2010 14:56	1.36	3052	16/02/2011 17:07	1.78				
			1845	30/01/2010 12:09	1.44	1364	25/01/2011 17:04	1.68				
			1595	26/01/2010 15:51	1.52	912	19/01/2011 16:23	1.52				
			1512	26/01/2010 10:23	1.58		Promedio (ppb)	1.3				
			648	13/01/2010 16:01	1.7		Desv STD	0.3				
			90	05/01/2010 15:13	1.84		Máximo	2.1				
				Promedio (ppb)	1.5							
				Desv STD	0.2							
				Máximo	1.9							

Tabla A3.4. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2008).

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008				Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008				Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008				Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008			
No.Reg	Fecha	Destilación Final		No.Reg	Fecha	Destilación Final		No.Reg	Fecha	Destilación Final		No.Reg	Fecha	Destilación Final	
8862	04/07/2008	171.0		6312	02/04/2008	173.0		8511	03/05/2008	159.0		5729	13/05/2008	177.0	
8859	04/07/2008	159.0		6296	22/05/2008	176.0		8492	03/05/2008	179.0		5717	12/05/2008	176.0	
8847	04/07/2008	165.0		6285	22/05/2008	170.0		8462	02/05/2008	162.0		5704	12/05/2008	180.0	
8839	03/07/2008	178.0		6279	22/05/2008	183.0		8450	02/05/2008	164.0		5695	12/05/2008	177.0	
8835	03/07/2008	167.0		6273	21/05/2008	189.0		8446	02/05/2008	161.0		5653	11/05/2008	180.0	
8826	03/07/2008	164.0		6261	21/05/2008	180.0		8436	02/05/2008	170.0		5635	11/05/2008	176.0	
8824	03/07/2008	170.0		6255	21/05/2008	175.0		8432	02/05/2008	166.0		5627	11/05/2008	176.0	
8823	03/07/2008	168.0		6247	21/05/2008	168.0		8418	25/06/2008	165.0		5600	10/05/2008	160.0	
8811	02/07/2008	169.0		6233	21/05/2008	178.0		8407	25/06/2008	178.0		5585	09/05/2008	178.0	
8789	02/07/2008	168.0		6186	20/05/2008	200.0		8404	25/06/2008	183.0		5582	09/05/2008	167.0	
8788	02/07/2008	171.0		6174	20/05/2008	180.0		8394	25/06/2008	160.0		5577	09/05/2008	161.0	
8782	01/07/2008	170.0		6164	20/05/2008	173.0		8387	25/06/2008	165.0		5560	09/05/2008	152.0	
8774	01/07/2008	168.0		6148	19/05/2008	169.0		8377	24/06/2008	157.0		5559	09/05/2008	166.0	
8758	01/07/2008	168.0		6147	19/05/2008	173.0		8372	24/06/2008	166.0		5488	08/05/2008	167.0	
8752	01/07/2008	165.0		6141	19/05/2008	179.0		8352	24/06/2008	165.0		5476	08/05/2008	177.0	
8744	30/06/2008	179.0		6111	19/05/2008	176.0		8336	23/06/2008	162.0		5467	08/05/2008	160.0	
8737	02/07/2008	178.0		6076	18/05/2008	180.0		8330	23/06/2008	160.0		5426	20/03/2008	170.0	
8732	02/07/2008	179.0		6061	18/05/2008	172.0		8315	30/04/2008	169.0		5393	20/03/2008	190.0	
8722	02/07/2008	181.0		6060	18/05/2008	173.0		8305	30/04/2008	166.0		5382	20/03/2008	190.0	
8718	02/07/2008	176.0		6053	18/05/2008	178.0		8298	30/04/2008	166.0		5376	19/03/2008	172.0	
8706	01/07/2008	190.0		6050	18/05/2008	173.0		8291	30/04/2008	166.0		5368	19/03/2008	172.0	
8703	01/07/2008	164.0		6043	18/05/2008	184.0		8278	30/04/2008	174.0		5355	19/03/2008	198.0	
8690	30/06/2008	172.0		6019	17/05/2008	177.0		8274	30/04/2008	157.0		5327	03/05/2008	170.0	
8677	30/06/2008	162.0		6012	28/03/2008	165.0		8264	01/05/2008	166.0		5316	02/05/2008	182.0	
8676	30/06/2008	165.0		6004	28/03/2008	166.0		8255	29/04/2008	187.0		5295	19/03/2008	188.0	
8672	30/06/2008	172.0		5990	17/05/2008	159.0		8230	29/04/2008	162.0		5279	18/03/2008	193.0	
8660	29/06/2008	172.0		5972	17/05/2008	176.0		8225	22/06/2008	162.0		5275	18/03/2008	197.0	
8655	29/06/2008	172.0		5963	16/05/2008	196.0		8210	28/04/2008	160.0		5258	18/03/2008	198.0	
8643	29/06/2008	173.0		5934	16/05/2008	155.0		8180	21/06/2008	148.0		5240	18/03/2008	184.0	
8620	29/06/2008	159.0		5856	26/03/2008	151.0		8159	20/06/2008	156.0		5220	17/03/2008	177.0	
8605	29/06/2008	165.0		5842	15/05/2008	165.0		8145	20/06/2008	162.0		5199	30/04/2008	154.0	
8604	29/06/2008	158.0		5836	15/05/2008	176.0		8132	20/06/2008	162.0		5178	30/04/2008	176.0	
8600	29/06/2008	164.0		5830	14/05/2008	151.0		8122	27/04/2008	166.0		5157	29/04/2008	188.0	
8590	28/06/2008	161.0		5815	26/03/2008	166.0		8111	27/04/2008	155.0		5141	29/04/2008	180.0	
8576	28/06/2008	171.0		5813	26/03/2008	170.0		8087	20/06/2008	153.0		5136	29/04/2008	189.0	
8563	28/06/2008	172.0		5798	26/03/2008	165.0		8067	19/06/2008	175.0		5128	29/04/2008	175.0	
8534	27/06/2008	156.0		5783	25/03/2008	163.0		8058	19/06/2008	155.0		5118	29/04/2008	178.0	
8529	27/06/2008	157.0		5771	25/03/2008	170.0		8056	19/06/2008	163.0		5100	29/04/2008	204.0	
8524	27/06/2008	164.0		5756	13/05/2008	168.0		7995	18/06/2008	161.0		5097	29/04/2008	170.0	
8515	03/05/2008	160.0		5745	13/05/2008	166.0		7991	18/06/2008	156.0		5080	15/03/2008	192.0	

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008				Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008				Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008				Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008			
No.Reg	Fecha	Destilación Final		No.Reg	Fecha	Destilación Final		No.Reg	Fecha	Destilación Final		No.Reg	Fecha	Destilación Final	
7985	17/06/2008	172.0		5067	15/03/2008	165.0		7582	20/04/2008	189.0		4574	08/03/2008	191.0	
7980	17/06/2008	168.0		5059	15/03/2008	166.0		7574	20/04/2008	183.0		4558	19/04/2008	190.0	
7976	17/06/2008	176.0		5055	15/03/2008	232.0		7561	10/06/2008	180.0		4547	18/04/2008	192.0	
7952	17/06/2008	165.0		5053	15/03/2008	188.0		7547	14/06/2008	184.0		4543	08/03/2008	187.0	
7942	17/06/2008	197.0		5045	15/03/2008	198.0		7543	14/06/2008	185.0		4527	08/03/2008	186.0	
7935	17/06/2008	145.0		5030	15/03/2008	174.0		7533	19/04/2008	166.0		4523	08/03/2008	192.0	
7926	19/06/2008	153.0		5021	14/03/2008	170.0		7519	19/04/2008	178.0		4509	07/03/2008	174.0	
7914	17/06/2008	186.0		5004	26/03/2008	182.0		7498	18/04/2008	178.0		4500	07/03/2008	167.0	
7910	16/06/2008	197.0		4993	14/03/2008	182.0		7488	18/04/2008	175.0		4494	07/03/2008	181.0	
7902	16/06/2008	177.0		4962	14/03/2008	204.0		7485	18/04/2008	171.0		4487	07/03/2008	169.0	
7890	16/06/2008	190.0		4957	13/03/2008	184.0		7461	09/06/2008	169.0		4479	07/03/2008	185.0	
7875	16/06/2008	155.0		4942	13/03/2008	177.0		7442	08/06/2008	170.0		4457	07/03/2008	175.0	
7874	16/06/2008	189.0		4931	13/03/2008	175.0		7429	17/04/2008	188.0		4444	07/03/2008	170.0	
7842	15/06/2008	197.0		4925	13/03/2008	175.0		7413	17/04/2008	193.0		4435	07/03/2008	179.0	
7839	15/06/2008	167.0		4917	13/03/2008	186.0		7412	17/04/2008	176.0		4429	07/03/2008	173.0	
7825	15/06/2008	165.0		4896	13/03/2008	189.0		7393	17/04/2008	181.0		4411	06/03/2008	176.0	
7802	14/06/2008	190.0		4880	12/03/2008	188.0		7384	17/04/2008	182.0		4405	13/03/2008	166.0	
7789	14/06/2008	183.0		4874	12/03/2008	183.0		7368	17/04/2008	180.0		4388	06/03/2008	168.0	
7788	14/06/2008	182.0		4868	12/03/2008	176.0		7350	16/04/2008	189.0		4367	15/04/2008	162.0	
7765	14/06/2008	172.0		4858	12/03/2008	195.0		7340	07/06/2008	180.0		4347	15/04/2008	189.0	
7754	14/06/2008	172.0		4849	12/03/2008	200.0		7332	07/06/2008	175.0		4331	15/04/2008	184.0	
7746	14/06/2008	168.0		4838	12/03/2008	198.0		7307	06/06/2008	183.0		4330	15/04/2008	182.0	
7740	14/06/2008	170.0		4827	12/03/2008	190.0		7298	06/06/2008	183.0		4314	14/04/2008	163.0	
7732	14/06/2008	183.0		4818	11/03/2008	183.0		7283	15/04/2008	177.0		4305	05/03/2008	165.0	
7720	13/06/2008	181.0		4802	23/04/2008	184.0		7268	15/04/2008	168.0		4293	05/03/2008	167.0	
7715	13/06/2008	167.0		4783	23/04/2008	176.0		7255	15/04/2008	168.0		4279	14/04/2008	162.0	
7705	13/06/2008	181.0		4748	22/04/2008	178.0		7244	15/04/2008	185.0		4258	13/04/2008	174.0	
7696	13/06/2008	177.0		4746	22/04/2008	175.0		7234	15/04/2008	182.0		4249	13/04/2008	178.0	
7684	13/06/2008	176.0		4724	10/03/2008	177.0		7233	15/04/2008	180.0		4216	13/04/2008	178.0	
7671	12/06/2008	183.0		4711	21/04/2008	170.0		7217	14/04/2008	187.0		4214	13/04/2008	174.0	
7670	12/06/2008	179.0		4701	21/04/2008	170.0		7200	05/06/2008	159.0		4201	12/04/2008	175.0	
7655	12/06/2008	190.0		4672	20/04/2008	184.0		7109	14/04/2008	179.0		4200	12/04/2008	173.0	
7649	12/06/2008	191.0		4657	09/03/2008	192.0		7070	13/04/2008	175.0		4183	12/04/2008	169.0	
7630	12/06/2008	170.0		4638	20/04/2008	175.0		7058	13/04/2008	172.0		4175	12/04/2008	185.0	
7621	20/04/2008	168.0		4633	20/04/2008	177.0		7049	03/06/2						

Tabla A3.5. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2008). Continuación...

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008					
No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final
7985	17/06/2008	172.0	5067	15/03/2008	165.0	7582	20/04/2008	189.0	4574	08/03/2008	191.0
7980	17/06/2008	168.0	5059	15/03/2008	166.0	7574	20/04/2008	183.0	4558	19/04/2008	190.0
7976	17/06/2008	176.0	5055	15/03/2008	232.0	7561	10/06/2008	180.0	4547	18/04/2008	192.0
7952	17/06/2008	165.0	5053	15/03/2008	188.0	7547	14/06/2008	184.0	4543	08/03/2008	187.0
7942	17/06/2008	197.0	5045	15/03/2008	198.0	7543	14/06/2008	185.0	4527	08/03/2008	186.0
7935	17/06/2008	145.0	5030	15/03/2008	174.0	7533	19/04/2008	166.0	4523	08/03/2008	192.0
7926	19/06/2008	153.0	5021	14/03/2008	170.0	7519	19/04/2008	178.0	4509	07/03/2008	174.0
7914	17/06/2008	186.0	5004	26/03/2008	182.0	7498	18/04/2008	178.0	4500	07/03/2008	167.0
7910	16/06/2008	197.0	4993	14/03/2008	182.0	7488	18/04/2008	175.0	4494	07/03/2008	181.0
7902	16/06/2008	177.0	4962	14/03/2008	204.0	7485	18/04/2008	171.0	4487	07/03/2008	169.0
7890	16/06/2008	190.0	4957	13/03/2008	184.0	7461	09/06/2008	169.0	4479	07/03/2008	185.0
7875	16/06/2008	155.0	4942	13/03/2008	177.0	7442	08/06/2008	170.0	4457	07/03/2008	175.0
7874	16/06/2008	189.0	4931	13/03/2008	175.0	7429	17/04/2008	188.0	4444	07/03/2008	170.0
7842	15/06/2008	197.0	4925	13/03/2008	175.0	7413	17/04/2008	193.0	4435	07/03/2008	179.0
7839	15/06/2008	167.0	4917	13/03/2008	186.0	7412	17/04/2008	176.0	4429	07/03/2008	173.0
7825	15/06/2008	165.0	4896	13/03/2008	189.0	7393	17/04/2008	181.0	4411	06/03/2008	176.0
7802	14/06/2008	190.0	4880	12/03/2008	180.0	7384	17/04/2008	182.0	4405	13/03/2008	166.0
7789	14/06/2008	183.0	4874	12/03/2008	183.0	7368	17/04/2008	180.0	4388	06/03/2008	168.0
7788	14/06/2008	182.0	4868	12/03/2008	176.0	7350	16/04/2008	189.0	4367	15/04/2008	162.0
7765	14/06/2008	172.0	4858	12/03/2008	195.0	7340	07/06/2008	180.0	4347	15/04/2008	189.0
7754	14/06/2008	172.0	4849	12/03/2008	200.0	7332	07/06/2008	175.0	4331	15/04/2008	184.0
7746	14/06/2008	168.0	4838	12/03/2008	198.0	7307	06/06/2008	183.0	4330	15/04/2008	182.0
7740	14/06/2008	170.0	4827	12/03/2008	190.0	7298	06/06/2008	183.0	4314	14/04/2008	163.0
7732	14/06/2008	183.0	4818	11/03/2008	183.0	7283	15/04/2008	177.0	4305	05/03/2008	165.0
7720	13/06/2008	181.0	4802	23/04/2008	184.0	7268	15/04/2008	168.0	4293	05/03/2008	167.0
7715	13/06/2008	167.0	4783	23/04/2008	176.0	7255	15/04/2008	168.0	4279	14/04/2008	162.0
7705	13/06/2008	181.0	4748	22/04/2008	178.0	7244	15/04/2008	185.0	4258	13/04/2008	174.0
7696	13/06/2008	177.0	4746	22/04/2008	175.0	7234	15/04/2008	182.0	4249	13/04/2008	178.0
7684	13/06/2008	176.0	4724	10/03/2008	177.0	7233	15/04/2008	180.0	4216	13/04/2008	178.0
7671	12/06/2008	183.0	4711	21/04/2008	170.0	7217	14/04/2008	187.0	4214	13/04/2008	174.0
7670	12/06/2008	179.0	4701	21/04/2008	170.0	7200	05/06/2008	159.0	4201	12/04/2008	175.0
7655	12/06/2008	190.0	4672	20/04/2008	184.0	7109	14/04/2008	179.0	4200	12/04/2008	173.0
7649	12/06/2008	191.0	4657	09/03/2008	192.0	7070	13/04/2008	175.0	4183	12/04/2008	169.0
7630	12/06/2008	170.0	4638	20/04/2008	175.0	7058	13/04/2008	172.0	4175	12/04/2008	185.0
7621	20/04/2008	168.0	4633	20/04/2008	177.0	7049	03/06/2008	171.0	4166	12/04/2008	182.0
7613	20/04/2008	184.0	4615	20/04/2008	180.0	7043	02/06/2008	176.0	4145	11/04/2008	165.0
7605	20/04/2008	181.0	4599	19/04/2008	176.0	7040	02/06/2008	183.0	4137	02/03/2008	161.0
7597	20/04/2008	173.0	4597	19/04/2008	180.0	7016	03/06/2008	209.0	4124	11/04/2008	161.0
7588	20/04/2008	178.0	4589	19/04/2008	162.0	7010	03/06/2008	170.0	4113	11/04/2008	172.0
7583	20/04/2008	188.0	4578	09/03/2008	193.0	7004	03/06/2008	199.0	4101	11/04/2008	160.0

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2008					
No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final
6987	02/06/2008	193.0	4050	10/04/2008	179.0	6519	26/05/2008	201.0	3376	31/03/2008	179.0
6969	02/06/2008	173.0	4049	01/03/2008	173.0	6513	25/05/2008	171.0	3363	30/03/2008	163.0
6941	01/06/2008	169.0	4046	10/04/2008	177.0	6503	25/05/2008	197.0	3356	30/03/2008	172.0
6915	01/06/2008	174.0	4013	01/03/2008	177.0	6484	25/05/2008	174.0	3318	19/02/2008	165.0
6883	31/05/2008	182.0	4001	28/02/2008	156.0	6472	25/05/2008	167.0	3312	19/02/2008	171.0
6882	31/05/2008	180.0	3993	28/02/2008	174.0	6436	24/05/2008	163.0	3304	29/03/2008	162.0
6876	31/05/2008	175.0	3981	01/03/2008	157.0	6434	24/05/2008	177.0	3290	19/02/2008	167.0
6868	31/05/2008	173.0	3973	01/03/2008	158.0	6430	24/05/2008	173.0	3261	28/03/2008	177.0
6860	31/05/2008	183.0	3947	09/04/2008	172.0	6400	03/04/2008	180.0	3219	18/02/2008	175.0
6845	31/05/2008	165.0	3946	09/04/2008	176.0	6377	03/04/2008	172.0	3206	27/03/2008	179.0
6830	31/05/2008	170.0	3917	08/04/2008	171.0	6376	03/04/2008	171.0	3193	27/03/2008	183.0
6824	09/04/2008	168.0	3892	08/04/2008	164.0	6376	03/04/2008	171.0	3176	17/02/2008	171.0
6806	30/05/2008	153.0	3876	07/04/2008	168.0	6361	03/04/2008	183.0	3160	17/02/2008	174.0
6801	30/05/2008	156.0	3853	07/04/2008	168.0	6333	03/04/2008	173.0	3146	17/02/2008	179.0
6794	09/04/2008	158.0	3852	07/04/2008	168.0	6327	03/04/2008	176.0	3081	16/02/2008	181.0
6787	09/04/2008	173.0	3835	07/04/2008	183.0	6320	02/04/2008	172.0	3037	23/03/2008	177.0
6783	09/04/2008	171.0	3807	26/02/2008	179.0		Promedio	175.1			
6770	09/04/2008	190.0	3783	06/04/2008	173.0		Desv STD	11.3			
6763	09/04/2008	182.0	3769	06/04/2008	173.0		Máximo	232.0			
6757	09/04/2008	180.0	3736	06/04/2008	168.0		Mínimo	145.0			
6731	08/04/2008	180.0	3718	05/04/2008	182.0						
6723	29/05/2008	175.0	3706	05/04/2008	192.0						
6699	08/04/2008	175.0	3693	05/04/2008	172.0						
6698	08/04/2008	173.0	3678	05/04/2008	163.0						
6689	08/04/2008	187.0	3658	04/04/2008	160.0						
6678	07/04/2008	205.0	3652	04/04/2008	178.0						
6661	07/04/2008	177.0	3587	03/04/2008	161.0						
6652	07/04/2008	190.0	3575	23/02/2008	162.0						
6634	07/04/2008	180.0	3570	23/02/2008	179.0						
6626	07/04/2008	180.0	3555	23/02/2008	176.0						
6625	07/04/2008	176.0	3530	22/02/2008	188.0						
6615	27/05/2008	177.0	3513	02/04/2008	185.0						
6610	27/05/2008	190.0	3504	02/04/2008	183.0						
6600	29/05/2008	166.0	3491	01/04/2008	180.0						
6598	29/05/2008	185.0	3476	01/04/2008	184.0						
6583	27/05/2008	203.0	3426	31/03/2008	184.0						
6573	27/05/2008	199.0	3413	31/03/2008	195.0						
6572	27/05/2008	187.0	3410	30/03/2008	195.0						
6553	26/05/2008	177.0	3405	31/03/2008	180.0						
6551	26/05/2008	178.0	3384	31/03/2008	170.0						

Tabla A3.6. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2009).

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009					
No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final
23805	10/12/2009	180.0	7186	14/04/2009	179.0	20750	28/10/2009	179.0	6536	06/04/2009	173.0
23731	09/12/2009	172.2	7176	14/04/2009	178.0	20687	27/10/2009	183.0	6514	05/04/2009	178.0
23667	08/12/2009	178.0	7166	14/04/2009	178.0	20626	26/10/2009	178.0	6513	05/04/2009	178.0
23595	07/12/2009	179.1	7165	14/04/2009	181.0	20571	25/10/2009	178.0	6496	05/04/2009	179.0
23526	06/12/2009	175.0	7106	03/07/2009	170.0	20497	24/10/2009	177.0	6482	05/04/2009	177.0
23454	05/12/2009	173.4	7084	03/07/2009	176.0	20432	23/10/2009	176.0	6478	05/04/2009	182.0
23391	04/12/2009	190.0	7077	03/07/2009	177.0	20348	23/10/2009	179.0	6418	04/04/2009	181.0
23324	03/12/2009	178.2	7048	03/07/2009	179.0	20282	21/10/2009	176.0	6357	03/07/2009	174.0
23253	02/12/2009	176.2	7034	03/07/2009	181.0	20199	20/10/2009	178.0	6329	03/07/2009	173.0
23170	01/12/2009	180.0	7001	12/04/2009	168.0	20139	19/10/2009	176.0	6290	02/04/2009	178.0
23109	30/11/2009	179.6	6990	12/04/2009	189.0	20061	18/10/2009	179.0	6289	02/04/2009	178.0
23041	29/11/2009	180.5	6982	11/04/2009	162.0	20011	17/10/2009	190.0	6282	02/04/2009	171.0
22896	27/11/2009	180.0	6958	11/04/2009	181.0	19927	16/10/2009	177.0	6255	02/04/2009	185.0
22833	26/11/2009	180.0	6957	11/04/2009	180.0	19859	15/10/2009	178.0	6249	01/04/2009	183.0
22770	26/11/2009	177.0	6947	11/04/2009	185.0	19773	14/10/2009	176.0	6241	01/04/2009	179.0
22700	24/11/2009	178.5	6939	11/04/2009	186.5	19691	14/10/2009	175.0	6219	01/04/2009	191.0
22625	23/11/2009	179.0	6921	10/04/2009	188.0	19612	12/10/2009	176.0	6210	31/03/2009	193.0
22500	23/11/2009	180.2	6907	10/04/2009	179.0	19558	11/10/2009	183.0	6197	31/03/2009	182.0
22428	21/11/2009	178.0	6886	10/04/2009	193.0	19491	10/10/2009	178.0	6195	31/03/2009	181.0
22337	19/11/2009	180.0	6879	10/04/2009	177.0	19418	09/10/2009	178.0	6156	30/03/2009	175.0
22260	18/11/2009	175.0	6850	10/04/2009	190.0	19340	08/10/2009	177.0	6147	30/03/2009	176.0
22175	21/11/2009	177.5	6847	10/04/2009	182.0	19282	07/10/2009	179.0	6139	30/03/2009	172.0
22113	16/11/2009	182.0	6826	03/07/2009	175.0	19206	06/10/2009	176.0	6128	30/03/2009	173.0
22047	15/11/2009	179.2	6817	03/07/2009	170.0	19119	05/10/2009	178.0	6120	30/03/2009	171.0
21985	14/11/2009	178.0	6797	09/04/2009	174.0	19050	04/10/2009	176.0	6093	29/03/2009	174.0
21901	13/11/2009	180.4	6796	09/04/2009	180.0	18987	03/10/2009	176.0	6077	29/03/2009	182.0
21837	12/11/2009	176.0	6721	08/04/2009	171.0	18918	02/10/2009	175.0	6076	29/03/2009	180.0
21767	11/11/2009	178.6	6715	08/04/2009	170.0	18860	02/10/2009	176.0	6053	29/03/2009	182.0
21696	10/11/2009	178.0	6701	03/07/2009	165.0	18783	30/09/2009	178.0	6026	28/03/2009	178.0
21614	09/11/2009	171.8	6694	03/07/2009	170.0	18721	29/09/2009	179.0	6019	28/03/2009	183.0
21556	08/11/2009	178.0	6689	03/07/2009	165.0	18654	29/09/2009	177.0	5991	28/03/2009	175.0
21487	07/11/2009	177.0	6679	03/07/2009	187.0	18600	27/09/2009	177.0	5979	28/03/2009	174.0
21346	05/11/2009	172.1	6652	03/07/2009	184.0	18519	26/09/2009	177.0	5970	28/03/2009	176.0
21269	04/11/2009	180.0	6651	03/07/2009	188.0	18466	25/09/2009	182.0	5963	27/03/2009	185.0
21193	03/11/2009	178.1	6643	03/07/2009	174.0	18412	24/09/2009	174.0	5939	27/03/2009	183.0
21120	02/11/2009	185.0	6621	07/04/2009	175.0	18397	24/09/2009	180.0	5929	27/03/2009	178.0
21042	01/11/2009	179.0	6613	07/04/2009	174.0	18324	23/09/2009	181.0	5924	27/03/2009	172.0
20981	31/10/2009	178.0	6592	06/04/2009	164.0	18232	22/09/2009	179.0	5910	27/03/2009	172.0
20907	30/10/2009	176.0	6589	06/04/2009	174.0	18168	21/09/2009	174.0	5853	03/07/2009	178.0
20845	29/10/2009	186.0	6555	06/04/2009	180.0	18113	20/09/2009	178.0	5845	26/03/2009	171.0

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009					
No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final
18057	20/09/2009	181.0	5837	26/03/2009	173.0	15198	10/08/2009	175.0	5328	19/03/2009	168.0
17975	18/09/2009	177.0	5823	03/07/2009	173.0	15132	07/08/2009	179.0	5314	19/03/2009	169.0
17901	17/09/2009	174.0	5816	03/07/2009	174.0	14997	05/08/2009	170.0	5307	18/03/2009	178.0
17832	16/09/2009	177.0	5775	25/03/2009	179.0	14942	04/08/2009	178.0	5300	03/07/2009	183.0
17770	15/09/2009	183.0	5771	03/07/2009	180.0	14863	03/08/2009	181.0	5292	03/07/2009	175.0
17691	14/09/2009	174.0	5755	25/03/2009	181.0	14805	02/08/2009	181.0	5276	03/07/2009	174.0
17634	13/09/2009	174.0	5753	25/03/2009	180.0	14720	03/08/2009	177.0	5268	03/07/2009	170.0
17565	12/09/2009	181.0	5733	24/03/2009	174.0	14655	31/07/2009	258.0	5260	03/07/2009	170.0
17491	11/09/2009	175.0	5726	24/03/2009	171.0	14559	30/07/2009	186.0	5247	03/07/2009	172.0
17412	10/09/2009	175.0	5708	24/03/2009	177.0	14476	29/07/2009	190.0	5241	03/07/2009	170.0
17347	09/09/2009	175.0	5687	24/03/2009	185.0	14365	28/07/2009	174.0	5229	03/07/2009	174.0
17218	07/09/2009	174.0	5669	24/03/2009	189.0	14303	27/07/2009	185.0	5205	17/03/2009	171.0
17142	06/09/2009	170.0	5659	24/03/2009	176.0	14211	26/07/2009	170.0	5204	17/03/2009	171.0
17091	05/09/2009	174.0	5647	23/03/2009	172.0	14160	26/07/2009	173.0	5199	17/03/2009	177.0
17007	04/09/2009	176.0	5642	23/03/2009	170.0	14093	24/07/2009	182.0	5186	17/03/2009	180.0
16915	01/09/2009	175.0	5628	23/03/2009	169.0	14022	23/07/2009	170.0	5160	16/03/2009	172.0
16844	31/08/2009	188.0	5617	23/03/2009	171.0	13941	22/07/2009	185.0	5154	16/03/2009	173.0
16789	30/08/2009	179.0	5613	23/03/2009	174.0	13882	23/07/2009	167.0	5146	16/03/2009	178.0
16710	29/08/2009	178.0	5607	23/03/2009	184.0	13802	21/07/2009	168.0	5142	16/03/2009	179.0
16639	28/08/2009	172.0	5598	22/03/2009	184.0	13754	21/07/2009	173.0	5120	16/03/2009	176.0
16567	27/08/2009	180.0	5576	22/03/2009	185.0	13696	22/07/2009	189.0	5110	16/03/2009	187.0
16498	26/08/2009	182.0	5575	22/03/2009	188.0	13613	17/07/2009	180.0	5094	16/03/2009	176.0
16426	25/08/2009	180.0	5563	22/03/2009	169.0	13532	16/07/2009	163.0	5077	03/07/2009	176.0
16356	24/08/2009	172.0	5555	22/03/2009	170.0	13459	16/07/2009	175.0	5076	03/07/2009	177.0
16293	23/08/2009	184.0	5546	22/03/2009	175.0	13378	14/07/2009	166.0	5057	03/07/2009	180.0
16230	23/08/2009	174.0	5535	21/03/2009	171.0	13303	14/07/2009	178.0	5040	03/07/2009	179.0
16126	21/08/2009	178.0	5534	21/03/2009	171.0	13216	12/07/2009	184.0	5035	03/07/2009	179.0
16068	20/08/2009	180.0	5511	21/03/2009	171.0	13151	11/07/2009	172.0	5023	03/07/2009	178.0
16054	20/08/2009	180.0	5509	21/03/2009	171.0	13070	10/07/2009	170.0	5015	03/07/2009	171.0
15978	19/08/2009	182.0	5494	21/03/2009	171.0	12934	08/07/2009	171.0	5010	03/07/2009	166.0
15909	18/08/2009	179.0	5493	21/03/2009	171.0	12875	07/07/2009	177.0	4998	03/07/2009	179.0
15830	17/08/2009	180.0	5486	21/03/2009	173.0	12799	06/07/2009	169.0	4997	03/07/2009	178.0
15779	16/08/2009	178.0	5470	21/03/2009	171.0	12642	07/07/2009	175.0	4989	03/07/2009	173.0
15710	15/08/2009	183.0	5427	03/07/2009	170.0	12614	03/07/2009	175.0	4981	03/07/2009	173.0
15635	14/08/2009	177.0	5426	03/07/2009	170.0	12572	03/07/2009	171.0	4965	03/07/2009	179.0
15550	13/08/2009	181.0	5418	03/07/2009	182.0	12390	03/07/2009	169.0	4947	03/07/2009	182.0
15482	12/08/2009	181.0	5391	03/07/2009	176.0	10790	03/06/2009	177.0	4945	03/07/2009	178.0
15410	11/08/2009	180.0	5388	03/07/2009	177.0	10776	02/06/2009	180.0	4930	03/07/2009	178.0
15324	10/08/2009	173.0	5362	03/07/2009	170.0	10761	02/06/2009	170.0	4929	03/07/2009	177.0
15258	09/08/2009	174.0	5348	19/03/2009	177.0	10738	02/06/2009	181.0	4897	03/07/2009	171.0

Tabla A3.7. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2009). Continuación...

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009					
No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final
10722	01/06/2009	172.0	4895	03/07/2009	175.0	9975	22/05/2009	176.0	4416	03/07/2009	179.0
10675	01/06/2009	171.0	4894	03/07/2009	172.0	9951	22/05/2009	172.0	4394	03/07/2009	174.0
10652	01/06/2009	173.0	4888	03/07/2009	170.0	9934	21/05/2009	171.0	4373	06/03/2009	175.0
10631	31/05/2009	174.0	4872	03/07/2009	168.0	9916	21/05/2009	175.0	4357	05/03/2009	174.0
10600	31/05/2009	174.0	4856	03/07/2009	176.0	9906	21/05/2009	175.0	4349	05/03/2009	173.0
10586	30/05/2009	185.0	4841	03/07/2009	173.0	9877	21/05/2009	170.0	4328	05/03/2009	174.0
10565	30/05/2009	172.0	4838	03/07/2009	176.0	9872	21/05/2009	172.0	4315	05/03/2009	175.0
10520	30/05/2009	176.0	4831	03/07/2009	179.0	9862	20/05/2009	169.0	4284	04/03/2009	175.0
10502	29/05/2009	178.0	4823	03/07/2009	177.0	9856	20/05/2009	176.0	4272	04/03/2009	175.0
10470	29/05/2009	188.0	4801	11/03/2009	166.0	9844	20/05/2009	174.0	4268	04/03/2009	183.0
10465	29/05/2009	190.0	4785	11/03/2009	171.0	9801	20/05/2009	171.0	4242	04/03/2009	179.0
10444	29/05/2009	180.0	4771	11/03/2009	170.0	9778	20/05/2009	176.0	4234	04/03/2009	181.0
10428	28/05/2009	184.0	4768	11/03/2009	172.0	9757	19/05/2009	170.0	4216	03/03/2009	182.0
10413	28/05/2009	180.0	4754	11/03/2009	168.0	9743	19/05/2009	174.0	4183	03/03/2009	176.0
10369	28/05/2009	177.0	4753	11/03/2009	176.0	9724	19/05/2009	177.0	4175	03/03/2009	184.0
10352	27/05/2009	178.0	4750	11/03/2009	175.0	9681	18/05/2009	174.0	4160	03/03/2009	170.0
10347	27/05/2009	174.0	4721	03/07/2009	175.0	9642	18/05/2009	172.0	4155	03/03/2009	173.0
10332	27/05/2009	166.0	4698	10/03/2009	168.0	9619	17/05/2009	179.0	4142	03/03/2009	173.0
10299	27/05/2009	182.0	4690	10/03/2009	168.0	9577	17/05/2009	173.0	4135	03/07/2009	176.0
10297	27/05/2009	165.0	4678	09/03/2009	172.0	9575	17/05/2009	191.0	4118	03/03/2009	176.0
10287	26/05/2009	168.0	4660	03/07/2009	180.0	9564	16/05/2009	172.0	4109	03/07/2009	173.0
10274	26/05/2009	170.0	4652	03/07/2009	177.0	9553	16/05/2009	177.0	4101	02/03/2009	171.0
10249	26/05/2009	183.0	4649	03/07/2009	178.0	9530	16/05/2009	178.0	4082	02/03/2009	172.0
10238	26/05/2009	189.0	4636	09/03/2009	181.0	9522	16/05/2009	174.0	4079	02/03/2009	170.0
10222	25/05/2009	189.0	4635	09/03/2009	182.0	9504	15/05/2009	176.0	4063	01/03/2009	185.0
10195	25/05/2009	184.0	4629	03/07/2009	173.0	9483	15/05/2009	174.0	4060	01/03/2009	183.0
10176	25/05/2009	184.0	4604	09/03/2009	179.0	9476	15/05/2009	172.0	4023	03/07/2009	179.0
10166	25/05/2009	169.0	4579	08/03/2009	175.0	9455	15/05/2009	176.0	4018	03/07/2009	177.0
10148	24/05/2009	175.0	4548	08/03/2009	185.0	9405	14/05/2009	175.0	3995	03/07/2009	172.0
10143	24/05/2009	183.0	4538	03/07/2009	181.0	9363	14/05/2009	175.0	3975	03/07/2009	174.0
10129	24/05/2009	183.0	4534	08/03/2009	183.0	9343	13/05/2009	187.0	3974	03/07/2009	176.0
10095	24/05/2009	171.0	4514	03/07/2009	189.0	9294	13/05/2009	171.0	3953	04/03/2009	184.0
10087	24/05/2009	177.0	4506	03/07/2009	182.0	9283	13/05/2009	171.0	3941	03/07/2009	175.0
10069	23/05/2009	175.0	4477	03/07/2009	178.0	9268	12/05/2009	168.0	3906	27/02/2009	180.0
10051	23/05/2009	178.0	4472	03/07/2009	172.0	9251	12/05/2009	169.0	3896	27/02/2009	173.0
10023	23/05/2009	175.0	4461	03/07/2009	180.0	9204	12/05/2009	171.0	3879	27/02/2009	173.0
10014	23/05/2009	181.0	4457	03/07/2009	177.0	9196	12/05/2009	172.0	3869	27/02/2009	179.0
10007	23/05/2009	189.0	4446	03/07/2009	190.0	9174	11/07/2009	176.0	3850	26/02/2009	179.0
10002	22/05/2009	175.0	4435	03/07/2009	190.0	9156	11/07/2009	169.0	3829	26/02/2009	180.0
9986	22/05/2009	175.0	4417	03/07/2009	176.0	9128	11/05/2009	177.0	3828	26/02/2009	178.0
Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009					
No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final	No.Reg	Fecha	Destilación Final
9068	10/05/2009	176.0	3820	03/07/2009	174.0	8113	03/07/2009	173.0	3286	03/07/2009	176.0
9052	09/05/2009	176.0	3812	03/07/2009	172.0	8106	03/07/2009	178.0	3261	18/02/2009	162.0
9007	09/05/2009	171.0	3797	03/07/2009	176.0	8091	27/04/2009	172.0	3257	03/07/2009	174.0
9002	09/05/2009	169.0	3788	25/02/2009	193.0	8087	27/04/2009	182.0	3240	18/02/2009	178.0
8991	08/05/2009	169.0	3784	25/02/2009	183.0	8072	26/04/2009	163.0	3202	18/02/2009	174.0
8969	08/05/2009	178.0	3769	25/02/2009	185.0	8067	26/04/2009	181.0	3187	17/02/2009	180.0
8940	08/05/2009	185.0	3766	25/02/2009	173.0	8050	26/04/2009	196.0	3183	17/02/2009	176.0
8923	08/05/2009	171.0	3745	03/07/2009	175.0	8043	26/04/2009	182.0	3162	17/02/2009	173.0
8915	08/05/2009	171.0	3720	25/02/2009	178.0	8012	26/04/2009	214.0	3141	03/07/2009	176.0
8897	07/05/2009	175.0	3701	24/02/2009	173.0	8010	26/04/2009	183.0	3098	03/07/2009	175.0
8875	07/05/2009	169.0	3695	24/02/2009	174.0	8002	26/04/2009	210.0	3097	03/07/2009	175.0
8394	01/05/2009	176.0	3666	24/02/2009	174.0	7972	25/04/2009	178.0	3088	03/07/2009	175.0
8389	01/05/2009	173.0	3646	24/02/2009	172.0	7962	25/04/2009	177.0	3075	03/07/2009	177.0
8381	01/05/2009	177.0	3639	23/02/2009	180.0	7954	25/04/2009	176.0	3056	16/02/2009	176.0
8373	01/05/2009	170.0	3617	03/07/2009	171.0	7945	25/04/2009	183.0	3012	15/02/2009	183.0
8366	01/05/2009	171.0	3590	23/02/2009	173.0	7938	24/04/2009	183.0	2998	15/02/2009	167.0
8326	30/04/2009	188.0	3589	23/02/2009	175.0	7937	24/04/2009	182.0	2985	03/07/2009	198.0
8321	30/04/2009	187.0	3571	03/07/2009	166.0	7935	24/04/2009	173.0	2976	03/07/2009	166.0
8305	03/07/2009	185.0	3556	03/07/2009	186.0	7906	24/04/2009	173.0	2953	03/07/2009	177.0
8304	03/07/2009	180.0	3555	03/07/2009	172.0	7905	24/04/2009	172.0	2949	03/07/2009	165.0
8291	03/07/2009	174.0	3549	03/07/2009	177.0	7900	24/04/2009	180.0	2941	03/07/2009	165.0
8280	03/07/2009	176.0	3542	03/07/2009	172.0	7886	24/04/2009	181.0	2919	03/07/2009	174.0
8262	03/07/2009	173.0	3534	03/07/2009	187.0	7884	24/04/2009	174.0	2912	03/07/2009	167.0
8248	03/07/2009	178.0	3532	03/07/2009	185.0	7875	24/04/2009	175.0	2882	13/02/2009	163.0
8242	03/07/2009	178.0	3513	22/02/2009	173.0	7873	24/04/2009	175.0	2868	13/02/2009	169.0
8241	03/07/2009	256.0	3505	22/02/2009	174.0	7871	24/04/2009	172.0	2851	13/02/2009	168.0
8238	03/07/2009	177.0	3499	22/02/2009	178.0	7861	23/04/2009	178.0	2835	13/02/2009	168.0
8225	29/04/2009	180.0	3493	22/02/2009	176.0	7859	23/04/2009	175.0	2815	13/02/2009	170.0
8206	03/07/2009	184.0	3486	21/02/2009	169.0	7852	23/04/2009	173.0	2782	12/02/2009	164.0
8182	28/04/2009	167.0	3466	21/02/2009	186.0	7847	23/04/2009	175.0	2773	12/02/2009	186.0
8177	28/04/2009	180.0	3447	21/02/2009	177.0	7833	23/04/2009	187.0	2752	12/02/2009	170.0
8175	28/04/2009	177.0	3441	21/02/2009	182.0	7825	23/04/2009	180.0	2725	11/02/2009	168.0
8167	28/04/2009	177.0	3437	21/02/2009	172.0	7824	23/04/2009	175.0	2689	11/02/2009	179.0
8164	28/04/2009	178.0	3419	21/02/2009	170.0	7816	23/04/2009	177.0	2672	11/02/2009	160.0
8156	28/04/2009	175.0	3410	21/02/2009	168.0	7808	23/04/2009	170.0	2670	11/02/2009	168.0
8152	28/04/2009	184.0	3403	20/02/2009	174.0	7796	23/04/2009	169.0	2658	03/07/2009	167.0
8145	28/04/2009	184.0	3377	20/02/2009	169.0	7769	22/04/2009	166.0	2654	03/07/2009	158.0
8129	03/07/2009	184.0	3370	20/02/2009	170.0	7756	22/04/2009	168.0	2631	10/02/2009	170.0
8128	03/07/2009	180.0	3363	20/02/2009	170.0	7745	22/04/2009	169.0	2616	10/02/2009	170.0
8121	03/07/2009	183.0	3340	03/07/2009	174.0	7739	22/04/2009	173.0	2606	09/02/2009	173.0

Tabla A3.8. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2009). Continuación...

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2009					
Destilación			Destilación			Destilación			Destilación		
No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final
7707	22/04/2009	171.0	2598	09/02/2009	168.0	7249	03/07/2009	180.0	150	03/01/2009	172.0
7697	22/04/2009	170.0	2582	09/02/2009	170.0	7236	03/07/2009	176.0	142	03/01/2009	179.0
7682	21/04/2009	172.0	2556	09/02/2009	169.0	7232	03/07/2009	172.0	125	03/01/2009	177.0
7675	21/04/2009	178.0	2541	03/07/2009	171.0	7219	03/07/2009	185.0	100	02/01/2009	172.0
7665	21/04/2009	175.0	2520	08/02/2009	168.0	7214	03/07/2009	178.0	89	02/01/2009	178.0
7660	21/04/2009	178.0	2471	08/02/2009	174.0	7194	14/04/2009	182.0	83	02/01/2009	172.0
7647	21/04/2009	182.0	2470	08/02/2009	179.0				76	02/01/2009	179.0
7630	20/04/2009	170.0	2453	10/02/2009	166.0		Promedio	176.4			
7621	03/07/2009	172.0	2447	10/02/2009	178.0		Desv STD	7.3			
7606	03/07/2009	172.0	1762	29/01/2009	166.0		Máximo	258.0			
7602	03/07/2009	169.0	1749	28/01/2009	168.0		Mínimo	158.0			
7589	03/07/2009	175.0	1739	28/01/2009	166.0						
7586	03/07/2009	176.0	1712	28/01/2009	166.0						
7577	03/07/2009	184.0	1666	27/01/2009	172.0						
7563	19/04/2009	172.0	1656	03/07/2009	178.0						
7552	19/04/2009	170.0	1649	27/01/2009	159.0						
7542	19/04/2009	175.0	1631	03/07/2009	173.0						
7538	19/04/2009	170.0	1630	03/07/2009	175.0						
7527	03/07/2009	166.0	1623	03/07/2009	173.0						
7521	03/07/2009	169.0	1613	26/01/2009	170.0						
7507	03/07/2009	168.0	1588	26/01/2009	173.0						
7492	03/07/2009	167.0	1567	03/07/2009	176.0						
7477	18/04/2009	168.0	1566	03/07/2009	174.0						
7451	18/04/2009	169.0	1536	03/07/2009	173.0						
7437	17/04/2009	175.0	1529	25/01/2009	178.0						
7423	03/07/2009	164.0	1519	24/01/2009	176.0						
7417	03/07/2009	169.0	1501	24/01/2009	172.0						
7407	03/07/2009	173.0	1500	24/01/2009	177.0						
7400	03/07/2009	181.0	1492	24/01/2009	172.0						
7391	03/07/2009	174.0	1484	24/01/2009	174.0						
7387	03/07/2009	174.0	1462	03/07/2009	175.0						
7386	03/07/2009	177.0	1437	23/01/2009	176.0						
7349	03/07/2009	180.0	1419	23/01/2009	172.0						
7342	16/04/2009	183.0	1393	22/01/2009	174.0						
7341	16/04/2009	178.0	1367	22/01/2009	175.0						
7312	16/04/2009	181.0	1348	22/01/2009	174.0						
7309	16/04/2009	180.0	251	04/01/2009	176.0						
7296	16/04/2009	180.0	244	04/01/2009	178.0						
7288	03/07/2009	182.0	240	04/01/2009	176.0						
7287	03/07/2009	178.0	206	04/01/2009	174.0						

Tabla A3.9. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2010).

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2010						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2010					
Destilación			Destilación			Destilación			Destilación		
No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final
22159	03/11/2010	171.5	12307	21/06/2010	176.0	19375	27/09/2010	179.0	7531	17/04/2010	180.0
22081	08/11/2010	172.2	12211	20/06/2010	179.7	19313	26/09/2010	180.1	7458	16/04/2010	181.0
21999	01/11/2010	186.0	12163	19/06/2010	178.1	19238	25/09/2010	181.4	7407	15/04/2010	180.0
21907	31/10/2010	176.8	12079	18/06/2010	174.0	19168	24/09/2010	178.0	7336	14/04/2010	178.2
21824	30/10/2010	174.9	11987	17/06/2010	177.0	19104	23/09/2010	178.1	7267	13/04/2010	188.0
21712	30/10/2010	174.0	11901	16/06/2010	178.0	19050	22/09/2010	180.0	7194	12/04/2010	181.0
21626	28/10/2010	180.0	11817	15/06/2010	177.0	19034	22/09/2010	180.0	6996	09/04/2010	182.0
21547	27/10/2010	180.0	11736	15/06/2010	183.0	18959	21/09/2010	179.2	6917	08/04/2010	179.1
21466	26/10/2010	176.0	11653	13/06/2010	178.3	18905	20/09/2010	177.0	6832	07/04/2010	177.9
21295	24/10/2010	177.4	11594	12/06/2010	178.2	18841	19/09/2010	178.1	6764	06/04/2010	180.6
21221	23/10/2010	177.1	11503	11/06/2010	179.0	18777	18/09/2010	176.4	6694	05/04/2010	176.0
21169	22/10/2010	177.0	11415	10/06/2010	181.0	18693	17/09/2010	179.8	6628	04/04/2010	178.5
21096	21/10/2010	176.0	11336	09/06/2010	179.2	18636	16/09/2010	179.3	6568	03/04/2010	184.0
21021	20/10/2010	178.0	11269	08/06/2010	178.9	18579	15/09/2010	176.0	6495	02/04/2010	176.4
20942	19/10/2010	175.8	11165	07/06/2010	180.0	18553	15/09/2010	176.3	6424	01/04/2010	177.6
20858	18/10/2010	177.0	11098	06/06/2010	182.0	18497	14/09/2010	171.1	6346	31/03/2010	175.9
20714	18/10/2010	184.0	11020	05/06/2010	180.1	18400	13/09/2010	179.2	6272	31/03/2010	179.0
20631	15/10/2010	179.7	10877	03/06/2010	177.0	18328	12/09/2010	180.5	6185	29/03/2010	180.1
20581	14/10/2010	176.2	10788	03/06/2010	180.0	18232	10/09/2010	180.0	6118	28/03/2010	180.8
20423	12/10/2010	180.0	10709	01/06/2010	177.0	18161	09/09/2010	180.3	6044	27/03/2010	177.1
20363	11/10/2010	177.1	9165	08/05/2010	175.8	18084	08/09/2010	179.1	5967	29/03/2010	180.0
20230	09/10/2010	197.0	9089	07/05/2010	179.0	18017	07/09/2010	179.5	5872	25/03/2010	179.8
20151	09/10/2010	183.0	8995	06/05/2010	178.0	17969	06/09/2010	176.3	5803	24/03/2010	179.0
20091	07/10/2010	179.6	8908	05/05/2010	177.4	17881	05/09/2010	174.9	5739	23/03/2010	182.8
20084	07/10/2010	179.1	8808	04/05/2010	179.0	17814	04/09/2010	177.0	5684	22/03/2010	181.0
20068	07/10/2010	179.0	8731	03/05/2010	172.8	17736	03/09/2010	179.0	5588	21/03/2010	179.8
20067	07/10/2010	178.5	8664	02/05/2010	179.0	17664	02/09/2010	177.4	5520	20/03/2010	175.5
20065	07/10/2010	178.2	8597	01/05/2010	179.0	17582	01/09/2010	178.8	5441	19/03/2010	180.0
20063	06/10/2010	178.4	8499	02/05/2010	175.0	17523	31/08/2010	178.0	5383	18/03/2010	180.1
20039	06/10/2010	182.0	8390	29/04/2010	179.0	17452	30/08/2010	178.4	5322	17/03/2010	180.0
20032	06/10/2010	179.1	8305	29/04/2010	176.1	17387	29/08/2010	185.0	5218	16/03/2010	182.5
20022	06/10/2010	178.2	8233	27/04/2010	180.0	17300	28/08/2010	181.0	5149	15/03/2010	182.0
19994	06/10/2010	174.9	8150	02/05/2010	179.6	17227	29/08/2010	174.3	5084	14/03/2010	184.0
19915	05/10/2010	181.7	8095	25/04/2010	183.0	17140	26/08/2010	179.1	4998	13/03/2010	180.0
19855	04/10/2010	182.0	8019	24/04/2010	175.1	17072	25/08/2010	177.4	4938	12/03/2010	178.6
19790	03/10/2010	180.1	7956	23/04/2010	180.0	16951	24/08/2010	178.8	4877	11/03/2010	180.0
19725	02/10/2010	179.6	7869	22/04/2010	182.5	16878	23/08/2010	178.6	4790	12/03/2010	178.7
19642	01/10/2010	180.0	7808	21/04/2010	180.0	16808	22/08/2010	177.2	4721	09/03/2010	176.0
19592	30/09/2010	178.7	7734	20/04/2010	195.0	16745	21/08/2010	182.0	4644	08/03/2010	178.4
19511	29/09/2010	179.3	7661	19/04/2010	177.0	16626	20/08/2010	176.1	4567	07/03/2010	173.3

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2010						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2010					
Destilación			Destilación			Destilación			Destilación		
No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final
16456	18/08/2010	182.0	4444	05/03/2010	179.6	13016	01/07/2010	177.0	1073	19/01/2010	180.2
16364	17/08/2010	175.3	4315	03/03/2010	182.5	12954	30/06/2010	179.0	700	14/01/2010	177.0
16315	16/08/2010	176.4	4240	02/03/2010	184.0	12817	28/06/2010	176.0	633	15/01/2010	171.0
15940	09/08/2010	180.0	4164	01/03/2010	180.0	12736	27/06/2010	176.6	556	12/01/2010	176.3
15872	08/08/2010	179.4	4098	28/02/2010	176.0	12686	26/06/2010	176.0	483	11/01/2010	174.0
15808	07/08/2010	171.2	4004	27/02/2010	178.6	12609	25/06/2010	175.0	404	10/01/2010	167.5
15733	06/08/2010	180.0	3924	27/02/2010	184.0	12537	24/06/2010	178.2	365	09/01/2010	179.0
15655	05/08/2010	177.0	3830	25/02/2010	178.5	12464	23/06/2010	178.5	278	08/01/2010	169.3
15568	04/08/2010	177.1	3769	24/02/2010	179.0	12378	22/06/2010	178.0			
15504	03/08/2010	175.1	3690	23/02/2010	177.7					Promedio	178.6
15420	02/08/2010	179.0	3627	22/02/2010	179.3					Desv STD	3.2
15374	01/08/2010	180.5	3478	20/02/2010	176.2					Máximo	197.0
15296	31/07/2010	176.0	3396	19/02/2010	176.0					Mínimo	167.5
15225	30/07/2010	177.0	3171	16/02/2010	180.0						
15144	29/07/2010	179.0	3091	15/02/2010	179.0						
15081	28/07/2010	181.0	3027	14/02/2010	181.0						
15008	27/07/2010	175.8	2949	15/02/2010	180.9						
14945	26/07/2010	180.0	2886	12/02/2010	180.0						
14857	25/07/2010	177.1	2779	11/02/2010	177.5						
14786	24/07/2010	175.3	2721	10/02/2010	180.0						
14709	23/07/2010	175.0	2661	09/02/2010	177.2						
14626	22/07/2010	178.4	2589	08/02/2010	182.0						
14541	21/07/2010	181.7	2504	07/02/2010	179.3						
14481	20/07/2010	180.6	2450	06/02/2010	177.0						
14383	19/07/2010	181.5	2359	05/02/2010	177.0						
14315	18/07/2010	179.9	2304	04/02/2010	173.8						
14228	17/07/2010	181.0	2213	03/02/2010	177.1						
14146	16/07/2010	181.0	2135	02/02/2010	182.0						
13971	14/07/2010	182.1	2022	01/02/2010	175.1						
13872	13/07/2010	177.7	1973	31/01/2010	180.0						
13805	12/07/2010	177.7	1894	30/01/2010	181.4						
13724	11/07/2010	179.2	1830	29/01/2010	174.7						
13671	10/07/2010	180.0	1721	28/01/2010	177.0						
13563	09/07/2010	179.0	1661	27/01/2010	178.0						
13503	08/07/2010	171.6	1577	26/01/2010	174.5						
13416	07/07/2010	183.4	1502	25/01/2010	177.0						
13348	06/07/2010	179.1	1427	24/01/2010	172.3						
13283	05/07/2010	179.0	1363	23/01/2010	180.0						
13217	04/07/2010	180.0	1282	22/01/2010	176.2						
13135	03/07/2010	173.0	1223	22/01/2010	176.7						

Tabla A3.10. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2011).

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2011						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2011					
Destilación		Destilación		Destilación		Destilación		Destilación		Destilación	
No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha
25150	07/12/2011	176	12472	27/06/2011	176.6	21836	25/10/2011	183	9670	17/05/2011	180.9
25129	06/12/2011	178.7	12398	26/06/2011	176.9	21687	23/10/2011	179	9607	16/05/2011	177.4
25086	05/12/2011	178.9	12334	25/06/2011	177	21634	22/10/2011	178.2	9532	15/05/2011	183
25040	04/12/2011	178	12262	24/06/2011	178.5	21553	21/10/2011	182.4	9472	14/05/2011	177.9
24966	03/12/2011	177	12188	23/06/2011	177.4	21472	20/10/2011	180	9394	13/05/2011	178.6
24892	02/12/2011	177.1	12058	21/06/2011	181	21384	19/10/2011	177.8	9324	12/05/2011	178
24806	01/12/2011	176.5	11977	20/06/2011	182	21306	18/10/2011	179.7	9241	11/05/2011	178.1
24736	30/11/2011	177.5	11922	19/06/2011	177.5	21222	20/10/2011	177.1	9199	11/05/2011	174.5
24638	29/11/2011	176.4	11854	18/06/2011	187	21157	16/10/2011	182	9159	11/05/2011	176.2
24562	28/11/2011	176.2	11767	17/06/2011	178.4	21082	15/10/2011	177	9105	09/05/2011	177.7
24493	27/11/2011	177.5	11711	16/06/2011	179.1	20993	14/10/2011	178.4	9047	08/05/2011	177.9
24434	26/11/2011	178	11613	15/06/2011	187.9	20939	13/10/2011	180	8966	07/05/2011	178.2
24333	25/11/2011	180	11552	14/06/2011	184	20865	12/10/2011	176	8897	06/05/2011	179.7
24255	24/11/2011	178.3	11520	13/06/2011	175.1	20800	11/10/2011	176.6	8824	05/05/2011	179
24165	23/11/2011	179.6	11485	12/06/2011	178	20729	10/10/2011	175.3	8758	04/05/2011	177
24055	22/11/2011	177.8	11434	11/06/2011	183	20672	09/10/2011	177.9	8677	03/05/2011	179.2
23882	20/11/2011	176.2	11365	10/06/2011	178.2	20600	08/10/2011	181.7	8587	02/05/2011	185.1
23795	19/11/2011	177.4	11304	09/06/2011	179	20526	07/10/2011	180	8534	01/05/2011	178.1
23718	18/11/2011	177.9	11222	08/06/2011	181.4	20443	07/10/2011	178	8507	30/04/2011	180
23598	17/11/2011	173	11148	08/06/2011	181	20374	05/10/2011	181	8426	29/04/2011	177.8
23528	16/11/2011	179.4	11092	06/06/2011	182	20298	04/10/2011	181.4	8352	28/04/2011	180.2
23453	15/11/2011	174.8	11027	05/06/2011	179	20225	03/10/2011	180	8295	28/04/2011	175.1
23351	14/11/2011	175.9	10947	04/06/2011	179.3	20133	02/10/2011	176.7	8230	26/04/2011	185
23293	13/11/2011	177.2	10885	03/06/2011	182.5	20066	01/10/2011	175.4	8164	25/04/2011	179.8
23215	12/11/2011	176	10797	03/06/2011	184	19987	30/09/2011	176.3	8093	24/04/2011	178
23137	11/11/2011	179.1	10720	02/06/2011	176.7	19896	29/09/2011	180	8026	23/04/2011	178
23069	10/11/2011	179.6	10692	31/05/2011	180	19821	28/09/2011	177.2	7963	22/04/2011	177.4
22995	09/11/2011	179	10650	30/05/2011	181	19733	27/09/2011	176.3	7887	21/04/2011	178.7
22923	08/11/2011	178.1	10578	31/05/2011	177	19639	26/09/2011	177.2	7817	20/04/2011	177.1
22795	06/11/2011	178.4	10515	28/05/2011	181.1	19557	25/09/2011	182	7728	19/04/2011	180
22720	05/11/2011	178.2	10427	27/05/2011	177.4	19462	24/09/2011	179.1	7672	18/04/2011	175.5
22608	04/11/2011	180	10361	26/05/2011	179.6	19406	23/09/2011	177.1	7599	17/04/2011	181.7
22533	03/11/2011	176.7	10282	25/05/2011	177	19335	22/09/2011	177	7543	16/04/2011	177.8
22459	02/11/2011	179.8	10205	24/05/2011	180.1	19264	21/09/2011	181	7463	15/04/2011	179.6
22298	31/10/2011	178	10106	24/05/2011	176.6	19176	20/09/2011	179.3	7394	14/04/2011	179
22217	30/10/2011	180.2	10044	22/05/2011	182.3	19100	19/09/2011	180.5	7305	13/04/2011	178
22149	29/10/2011	182	9986	21/05/2011	182.4	19021	18/09/2011	176.3	7222	12/04/2011	175.7
22071	28/10/2011	178	9919	20/05/2011	180.6	18935	17/09/2011	179.3	7155	11/04/2011	180
21993	27/10/2011	180	9829	19/05/2011	181.5	18877	16/09/2011	178.5	7091	10/04/2011	177
21918	26/10/2011	178.4	9742	18/05/2011	179.4	18800	15/09/2011	176.7	7023	09/04/2011	176.4

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2011						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2011					
Destilación		Destilación		Destilación		Destilación		Destilación		Destilación	
No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha	No.Reg	Fecha
18738	14/09/2011	176	6934	08/04/2011	172.2	15491	05/08/2011	176	3726	24/02/2011	178.2
18552	13/09/2011	178.2	6749	06/04/2011	173.2	15414	04/08/2011	179	3652	23/02/2011	172.4
18482	11/09/2011	178	6652	05/04/2011	175.6	15320	04/08/2011	172.8	3560	22/02/2011	173.3
18404	10/09/2011	177	6593	04/04/2011	172.2	15245	02/08/2011	176.1	3487	22/02/2011	176
18323	09/09/2011	180.8	6530	03/04/2011	173	15164	01/08/2011	176	3431	20/02/2011	172.7
18259	08/09/2011	181.3	6470	02/04/2011	181	15094	31/07/2011	175.2	3358	19/02/2011	174.1
18184	07/09/2011	179.4	6364	01/04/2011	173.9	15013	30/07/2011	179	3274	18/02/2011	172
18101	06/09/2011	177.2	6300	31/03/2011	172.1	14912	29/07/2011	178.2	3197	17/02/2011	178
18009	05/09/2011	177	6221	30/03/2011	177.1	14839	28/07/2011	179	3082	16/02/2011	173
17951	04/09/2011	174.2	6146	29/03/2011	176	14752	27/07/2011	179	2991	15/02/2011	179
17871	05/09/2011	174.2	6005	27/03/2011	182.5	14653	26/07/2011	177.8	2899	14/02/2011	179
17808	02/09/2011	179.5	5936	26/03/2011	183.2	14570	25/07/2011	175.6	2849	13/02/2011	173.1
17715	01/09/2011	173.4	5868	25/03/2011	177	14502	24/07/2011	175.5	2762	12/02/2011	176.1
17636	31/08/2011	174.5	5700	26/03/2011	178.3	14416	25/07/2011	182	2683	11/02/2011	172
17554	30/08/2011	180.5	5602	22/03/2011	174.9	14331	22/07/2011	176.1	2557	10/02/2011	172
17478	29/08/2011	178.5	5530	21/03/2011	170.7	14268	21/07/2011	176	2461	09/02/2011	183
17412	28/08/2011	180	5457	20/03/2011	177.7	14191	20/07/2011	177.6	2366	08/02/2011	173.4
17339	27/08/2011	178.3	5401	19/03/2011	177	14101	19/07/2011	178	2299	07/02/2011	177.9
17257	26/08/2011	177.1	5325	18/03/2011	173	13966	17/07/2011	178	2240	06/02/2011	171
17181	25/08/2011	173.3	5254	17/03/2011	178	13887	17/07/2011	204	2178	05/02/2011	177.7
17120	24/08/2011	174.9	5183	16/03/2011	180	13806	15/07/2011	177	2083	04/02/2011	176
17038	23/08/2011	176.2	5098	21/03/2011	171.6	13732	14/07/2011	178	2007	03/02/2011	180.7
16953	22/08/2011	179.1	5033	14/03/2011	175.4	13633	13/07/2011	180.1	1915	02/02/2011	177.9
16874	21/08/2011	180.7	4973	13/03/2011	179	13559	12/07/2011	182.4	1851	01/02/2011	185
16806	20/08/2011	180	4902	12/03/2011	171.6	13489	11/07/2011	184	1785	31/01/2011	180.1
16718	19/08/2011	177.3	4829	11/03/2011	171.9	13426	10/07/2011	187	1721	30/01/2011	182
16645	18/08/2011	177.9	4748	10/03/2011	178	13338	09/07/2011	182.2	1649	29/01/2011	179.9
16568	17/08/2011	176	4678	09/03/2011	168	13265	08/07/2011	175.5	1574	28/01/2011	182.9
16476	16/08/2011	179.2	4601	08/03/2011	170	13215	10/07/2011	180	1499	27/01/2011	180.2
16373	15/08/2011	176.1	4522	07/03/2011	170.7	13141	06/07/2011	178.9	1424	26/01/2011	182.3
16278	14/08/2011	181	4453	06/03/2011	166	13057	05/07/2011	176.3	1346	25/01/2011	182.8
16182	13/08/2011	178.3	4386	05/03/2011	180	12997	04/07/2011	176	1258	24/01/2011	178.5
16078	12/08/2011	176.3	4304	04/03/2011	170.1	12936	03/07/2011	181	1195	23/01/2011	187.3
16005	11/08/2011	179.4	4210	03/03/2011	171.5	12787	01/07/2011	178	1114	22/01/2011	174.7
15909	10/08/2011	180.4	4134	02/03/2011	181	12695	30/06/2011	178.3	971	20/01/2011	178.6
15883	10/08/2011	180	4070	01/03/2011	168	12627	29/06/2011	178	889	19/01/2011	178.5
15832	10/08/2011	176	3997	01/03/2011	175.6	12544	29/06/2011	178.3	818	18/01/2011	171.9
15742	10/08/2011	179.9	3940	27/02/2011	176.7				681	16/01/2011	187
15677	07/08/2011	179.5	3864	26/02/2011	169.2						
15582	06/08/2011	176.3	3814	25/02/2011	170						
									Promedio		178.0
									Desv STD		3.6
									Máximo		204.0
									Mínimo		166.0

Tabla A3.11. Compuestos de alto peso molecular (Punto Final de Ebullición mayor de 180 °C Año: 2012).

Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2012						Punto Final de Ebullición Nafta Virgen Pesada Año:2012					
Destilación			Destilación			Destilación			Destilación		
No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final	No.Reg	Fecha	Final
14520	30/06/2012	177.3	7899	11/04/2012	175.0	10224	11/05/2012	177.0	4313	27/02/2012	178.8
14423	29/06/2012	175.3	7817	10/04/2012	182.0	10127	10/05/2012	178.0	4219	26/02/2012	180.1
14317	29/06/2012	175.6	7722	09/04/2012	182.4	10042	09/05/2012	178.0	4150	25/02/2012	180.2
14211	27/06/2012	176.8	7650	08/04/2012	175.0	9967	08/05/2012	177.9	4066	24/02/2012	179.0
14106	28/06/2012	175.0	7505	07/04/2012	180.0	9901	07/05/2012	191.0	3990	23/02/2012	178.9
13632	21/06/2012	181.2	7440	05/04/2012	179.7	9821	06/05/2012	176.6	3899	23/02/2012	177.7
13544	20/06/2012	173.4	7354	04/04/2012	184.0	9751	05/05/2012	177.4	3830	21/02/2012	180.4
13458	19/06/2012	183.0	7274	03/04/2012	178.6	9680	04/05/2012	179.9	3749	20/02/2012	180.5
13375	18/06/2012	177.9	7240	02/04/2012	179.0	9614	03/05/2012	177.4	3660	19/02/2012	179.3
13303	17/06/2012	178.6	7184	02/04/2012	174.3	9556	02/05/2012	184.0	3601	18/02/2012	176.8
13216	16/06/2012	171.0	7019	31/03/2012	179.0	9486	01/05/2012	182.0	3526	17/02/2012	179.0
13001	13/06/2012	177.1	6935	30/03/2012	177.3	9389	30/04/2012	182.5	3430	17/02/2012	180.0
12913	12/06/2012	176.9	6846	29/03/2012	182.2	9303	29/04/2012	179.0	3177	15/02/2012	178.2
12814	11/06/2012	176.9	6781	28/03/2012	178.1	9207	28/04/2012	176.0	3093	12/02/2012	184.0
12715	10/06/2012	179.3	6666	27/03/2012	182.0	9140	27/04/2012	181.4	3006	12/02/2012	177.4
12631	09/06/2012	178.0	6561	26/03/2012	179.7	9070	26/04/2012	178.6	2926	10/02/2012	179.1
12524	08/06/2012	177.0	6439	25/03/2012	180.1	8990	25/04/2012	180.0	2827	09/02/2012	179.4
12423	07/06/2012	180.0	6339	24/03/2012	179.0	8911	24/04/2012	177.8	2690	08/02/2012	179.0
12319	06/06/2012	177.9	6249	23/03/2012	180.0	8840	23/04/2012	175.1	2578	07/02/2012	179.0
12250	05/06/2012	173.9	6176	22/03/2012	182.1	8766	22/04/2012	172.2	2508	06/02/2012	180.0
12153	04/06/2012	174.2	6111	21/03/2012	178.7	8696	22/04/2012	173.0	2449	05/02/2012	179.2
12077	03/06/2012	178.0	6038	20/03/2012	178.6	8627	20/04/2012	179.0	986	14/01/2012	178.0
11902	31/05/2012	177.9	5965	19/03/2012	180.0	8556	19/04/2012	173.2	895	13/01/2012	179.8
11736	29/05/2012	175.0	5901	18/03/2012	178.1	8476	18/04/2012	174.0	764	12/01/2012	173.7
11637	28/05/2012	177.6	5834	17/03/2012	179.2	8304	16/04/2012	178.0	664	11/01/2012	174.8
11551	27/05/2012	176.0	5754	16/03/2012	180.0	8213	15/04/2012	175.3	573	10/01/2012	176.2
11474	26/05/2012	178.5	5659	15/03/2012	181.0	8134	14/04/2012	174.5	487	09/01/2012	176.3
11372	25/05/2012	176.0	5498	17/03/2012	179.0	8061	13/04/2012	179.0	415	08/01/2012	188.8
11285	24/05/2012	172.2	5415	12/03/2012	178.9	7969	12/04/2012	180.6	335	07/01/2012	179.0
11211	23/05/2012	176.0	5345	11/03/2012	179.0				247	06/01/2012	174.7
11130	22/05/2012	177.0	5284	10/03/2012	175.9					Promedio	178.3
11065	21/05/2012	172.2	5201	09/03/2012	177.5					Desv STD	3.0
10990	20/05/2012	178.9	5133	08/03/2012	175.5					Máximo	191.0
10886	23/05/2012	180.0	4936	06/03/2012	182.9					Mínimo	171.0
10794	19/05/2012	183.5	4813	04/03/2012	179.5						
10708	17/05/2012	173.7	4737	03/03/2012	179.8						
10623	16/05/2012	176.7	4644	02/03/2012	179.1						
10545	15/05/2012	178.0	4579	01/03/2012	180.0						
10385	13/05/2012	175.4	4499	29/02/2012	179.6						
10305	12/05/2012	179.8	4419	29/02/2012	180.0						

Anexo 4. Relación de compresión del compresor 02C-201

Características técnicas del compresor C-201. (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985)

Medio de trabajo: Hidrógeno y gas combustible.

Presión de succión (abs): 42 kgf/cm² (a)=41 kgf/cm² (g).

Temperatura de succión: 50 °C.

Capacidad en las condiciones de succión: 10.85 m³/min= 651 m³/h.

Presión de descarga (abs)= 60 kgf/cm² (a)= 59 kgf/cm² (g).

Temperatura de descarga: 81 °C.

Relación de compresión (T_{succión}: 50, T_{descarga}: 81)= P_{desc}/P_{succ}= 60/42=1.428= .

Nota: Esta relación corresponde con la de diseño del equipo.

Condiciones de operación (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985)

Medio de trabajo: Hidrógeno y gas combustible.

Densidad del medio: 0.25÷0.45 kg/Nm³; Composición: H₂ hasta 85% vol, H₂S hasta 0.3 % vol, HCl hasta 2.0 mg/Nm³.

Presión de succión (abs): 32 kgf/cm² (a)=31 kgf/cm² (g).

Temperatura de succión: 40÷50 °C.

Capacidad en las condiciones de succión: 18600 Nm³/h.

Presión de descarga (abs)= 40 kgf/cm² (a)= 39 kgf/cm² (g).

Temperatura de descarga: No lo refiere.

Relación de compresión (T_{succión}: 50, T_{descarga}: -)= P_{desc}/P_{succ}= 40/32=1.25= .

Nota aclaratoria (Proyecto) (NEFTECHIMPROMEXPORT, 1985).

Medio de trabajo: Hidrógeno y gas combustible.

Densidad del medio: 0.25÷0.45 kg/Nm³; Composición: H₂ hasta 75% vol min., H₂S hasta 0.3 % vol, HCl hasta 2.0 mg/Nm³.

Presión de succión (abs): 32 kgf/cm² (a)=31 kgf/cm² (g).

Temperatura de succión: 40÷50 °C (No más de 50 °C).

Capacidad en las condiciones de succión: 18600÷22700 Nm³/h.

Presión de descarga (abs)= 40 kgf/cm² (a)= 39 kgf/cm² (g). No más de 46 kgf/cm².

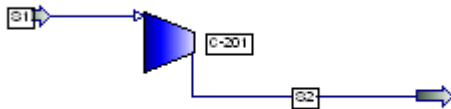
Temperatura de descarga: 70-90 °C.

Relación de compresión (T_{succión}: 50, T_{descarga}: 70-90)= P_{desc}/P_{succ}= 40/32=1.25= .

Relación de compresión máxima (teórica)= P_{desc}/P_{succ}= 46/32=1.438= .

Anexo 5. Determinación de la temperatura de los gases de salida del compresor C-201 empleando el simulador de procesos PROII.

1. Esquema de simulación.



2. Datos de entrada.

Input File
<pre>\$ Generated by PRO/II Keyword Generation System <version 8.1> \$ Generated on: Wed Apr 11 15:54:09 2012 TITLE PROJECT=R-201, PROBLEM=Delta P, USER=Rosaura, DATE=11/04/2012, & SITE=C-20 PRINT STREAM=ALL, RATE=M,GV DIMENSION ENGLISH, TEMP=C, PRES=KG/CM2, WT=KG, LIQVOL=M3, & HTCDEF=KC/H SEQUENCE SIMSCI COMPONENT DATA LIBID 1,H2/2,H2S/3,METHANE/4,ETHANE/5,PROPANE/6,BUTANE/7,PENTANE, & BANK=SIMSCI,PROCESS ASSAY CONVERSION=API94, CURVEFIT=IMPROVED, KVRECONCILE=TAILS THERMODYNAMIC DATA METHOD SYSTEM=SRK, SET=SRK01, DEFAULT STREAM DATA PROPERTY STREAM=S1, TEMPERATURE=40, PRESSURE=32, PHASE=M, & RATE(GV)=407178, COMPOSITION(GV)=1,0.99343/2,7E-5/3,0.003/ & 4,0.0017/5,0.001/6,0.0004/7,0.0004 UNIT OPERATIONS COMPRESSOR UID=C-201 FEED S1 PRODUCT M=S2 OPERATION CALCULATION=ASME, PIN=32, PRES=46 END</pre>

3. Historial de la Corrida.

Solution History		
SIMULATION SCIENCES INC.	R	PAGE H-1
PROJECT R-201	PRO/II VERSION 8.1 ELEC V6.6	
PROBLEM Delta P	CALCULATION	Rosaura
	HISTORY	11/04/2012
=====		
*** PROBLEM SOLUTION BEGINS		
FEED FLASH COMPLETE		
UNIT 1 SOLVED - 'C-201'		
*** PROBLEM SOLUTION REACHED		
*** THIS RUN USED 5.32 PRO/II SIMULATION UNITS		
*** RUN STATISTICS		
STARTED	15:42:02 04/11/12	NO ERRORS
FINISHED	15:42:02 04/11/12	NO WARNINGS
RUN TIMES	NO MESSAGES	
INTERACTIVE	0 MIN, 0.00 SEC	
CALCULATIONS	0 MIN, 0.08 SEC	
TOTAL	0 MIN, 0.08 SEC	

4. Resumen de los resultados.

Name		C-201
Description		C-201
Thermodynamic System		SRK01
Feed Streams		S1
Product Streams		S2
Product Stream Phases		
S2		Vapor
Outlet Temperature	C	74.2651845
Outlet Pressure	kg/cm2	46.00000084
Pressure Increase	kg/cm2	14.00000155
Efficiency - adiabatic		100
Efficiency - polytropic		100
Head - actual	ft	154211.3884
Work - actual	HP	183.9535856
Aftercooler Duty	BTU / hr	N/A
Aftercooler Outlet Temperature	C	N/A
Aftercooler Pressure drop	kg/cm2	N/A

5. Resumen de las características de las corrientes.

Name		S1	S2
Description		S1	S2
Phase		Vapor	Vapor
Thermodynamic System		SRK01	SRK01
Total Molar Rate	kg-mol / hr	486.6945264	486.6945264
Total Mass Rate	kg / hr	1070.958734	1070.958734
Temperature	C	39.9999939	74.2651845
Pressure	kg/cm2	31.99999929	46.00000084
Total Molecular Weight		2.200474168	2.200474168
Total Specific Enthalpy	BTU / kg	374.1853482	811.227433
Total Cp	BTU/lb-F	3.172566617	3.196429727
Total Molar Component Rates	kg-mol / hr		
H2		483.4969434	483.4969434
H2S		0.034068617	0.034068617
METHANE		1.460083565	1.460083565
ETHANE		0.827380691	0.827380691
PROPANE		0.486694541	0.486694541
BUTANE		0.194677802	0.194677802
PENTANE		0.194677802	0.194677802
Total Molar Component Fractions	fraction		
H2		0.99343	0.99343
H2S		7E-05	7E-05
METHANE		0.003	0.003
ETHANE		0.0017	0.0017
PROPANE		0.001	0.001
BUTANE		0.0004	0.0004
PENTANE		0.0004	0.0004
Vapor Molar Rate	kg-mol / hr	486.6945264	486.6945264
Vapor Mass Rate	kg / hr	1070.958734	1070.958734
Vapor Molecular Weight		2.200474168	2.200474168
Vapor Mole Fraction	fraction	1	1
Vapor Specific Enthalpy	BTU / kg	374.1853482	811.227433
Vapor CP	BTU/lb-F	3.172566617	3.196429727
Vapor Composition	fraction		
H2		0.99343	0.99343
H2S		7E-05	7E-05
METHANE		0.003	0.003
ETHANE		0.0017	0.0017
PROPANE		0.001	0.001
BUTANE		0.0004	0.0004
PENTANE		0.0004	0.0004
Vapor Component Rate	kg-mol / hr		
H2		483.4969434	483.4969434
H2S		0.034068617	0.034068617
METHANE		1.460083565	1.460083565
ETHANE		0.827380691	0.827380691

PROPANE		0.486694541	0.486694541
BUTANE		0.194677802	0.194677802
PENTANE		0.194677802	0.194677802
Total Liquid Molar Rate	kg-mol / hr	0	0
Total Liquid Mass Rate	kg / hr	0	0
Total Liquid Molecular Weight		N/A	N/A
Total Liquid Mole Fraction	fraction	0	0
Total Liquid Specific Enthalpy	BTU / kg	0	0
Total Liquid CP	BTU/lb-F	0	0

Anexo 6. Volumen de los equipos y líneas del sistema de hidrofinación.

Tabla A6.1. Volumen de los equipos y líneas del sistema de hidrofinación.

No	Denominación	Descripción	Volumen (m ³)
1	02R-201	Reactor	32.5 ¹
2	02E-201	Intercambiador	11.4
3	02F-201	Horno	3.85
4	1,2V-201	Filtro	3.4
5	02A-203	Enfriador por aire	15.6
6	1,2E-207	Intercambiador	4.0
7	02B-201	Tambor	16
8	02B-202	Tambor	1.6
9	L-202/1	Línea desde nudo de mezcla a 02E-201	0.09
10	L-202/2	Línea desde 02E-201 a 02F-201	1.1
11	L-202/3	Línea desde 02F-201 a 02R-201	0.85
12	L-203/1	Línea desde 02R-201 a 02E-201	0.53
13	L-203/2	Línea desde 02E-201 a 02F-201	4.88
14	L-203/3	Línea desde 02A-203 a 02E-207	2.04
15	L-203/4	Línea desde 02E-207 a 02B-201	0.88
16	L-212/1	Línea desde 02B-201 a 02C-201	8.05
17	L-212/2	Línea desde 02C-201 a Nudo de mezcla	7.2

Nota 1. El volumen del reactor relleno de catalizador con un 80% de llenado total del volumen.