



Universidad de Matanzas "Camilo Cienfuegos"

Facultad de Ciencias Técnicas

Departamento de Química e Ingeniería Química

**Propuesta de solución para evitar las pérdidas económicas, debido a la
desestabilización del proceso de Reformación Catalítica, ocasionada por
fallo eléctrico**

**Trabajo final en opción al Título Académico de Especialista en Tecnologías
de Refinación de Petróleo**

Autor: Ing. Alexis González Martínez

Tutores: MSc. Santiago Díaz Suárez

Esp. Rosaura Usagaua Ramos

MATANZAS

2015

NOTA DE ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Presidente del Tribunal

Presidente del Tribunal

Presidente del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORÍA

Yo, Alexis González Martínez declaro que soy el único autor del presente trabajo y autorizo a la Universidad de Matanzas y al Centro Politécnico del Petróleo a hacer el uso que estime pertinente con la información que aparece en el mismo siempre y cuando se respete nuestra autoría.

Nombre y Apellidos. Firma

DEDICATORIA

A mis hijos Alexis Emilio y Aledmis Ernesto por ser los que me dan fuerzas para estar cada día más preparado.

A mi esposa AnaEly por el apoyo y la ayuda del día a día.

A mi familia, especialmente mi madre y mi abuela, por su preocupación.

A mis compañeros.

AGRADECIMIENTOS

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

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 por su comprensión y ayuda.

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 por su sacrificio y ayuda.

A todos muchas gracias.

RESUMEN

El presente trabajo se realiza en la Planta de Reformación Catalítica, perteneciente a la Refinería de Cienfuegos, de la Empresa CUVENPETROL S.A., ubicada en la Finca Carolina, en el Municipio y la Provincia de Cienfuegos, en la misma se producen con frecuencia fallos en el fluido eléctrico que desajustan los parámetros de operación, afectando la producción y la eficiencia económica de la unidad, razón por la cual el trabajo tiene como objetivo definir la magnitud de las afectaciones a los parámetros de operación y a la eficiencia técnica – económica de la planta y fundamentar una propuesta para minimizar la desestabilización operacional de la planta y sus afectaciones productivas.

SUMMARY

The present work is carried out in the Plant of Catalytic Reactor belonging to the Refinery of Cienfuegos, of the Company CUVENPETROL CORP., located in the Property Carolina, in the Municipality and the City of Cienfuegos, in the same one frequently takes place shortcomings in the electric fluid that alter the operation parameters, affecting the production and the economic efficiency of the unit, reason for which the work has as objective to define the magnitude from the affectations to the operation parameters and the technical efficiency - economic of the plant and to base a proposal to minimize the operational uncertainty of the plant and its productive affectations.

ÍNDICE

INTRODUCCIÓN.....	1
CAPÍTULO 1. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.....	5
1.1. Descripción de los Procesos de Hidrofinación y Reformación Catalítica.....	5
1.1.1. Breve descripción del proceso de Hidrofinación	5
1.1.2 Reacciones químicas del proceso de Hidrofinación catalítica	6
1.2 Breve descripción del proceso de Reformación Catalítica	7
1.2.1 Reacciones químicas del proceso de Reformación catalítica.	7
1.2.2 Parámetros de operación.	10
1.3. Sistema de seguridad de la Planta.	15
1.4 Afectaciones al proceso.....	16
1.4.1. Afectaciones al catalizador.....	18
1.4.2. Contaminantes del catalizador.....	18
1.4.3. Afectaciones a las variables del proceso.	21
1.5. Metodología de cálculos de sistemas hidráulicos.....	29
1.6 Metodología de selección de bombas.....	30
1.7. Metodología de análisis económico	32
CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN.....	34
2.1 Descripción detallada del proceso.....	34
2.1.1. Hidrofinación	34
2.1.2. Reformación.....	43
2.2. Afectaciones a la Producción de la Empresa.....	54
2.3. Determinación de cantidad de fallos eléctricos ocurridos y consecuencias de los fallos.....	54
2.3.1. Primer momento: Operación normal de la planta.....	55
2.3.2. Segundo momento: Operación de la planta bajo un fallo eléctrico.....	55
2.3.3. Tercer momento: Operación de la planta bajo un fallo eléctrico con un sistema adicional de nafta hidrofinada.	56

2.4. Metodología de cálculo empleada para el sistema auxiliar de suministro de Nafta hidrofinada.	57
2.4.1. Cálculo de las pérdidas de carga	57
2.4.2. Cálculo de las bombas.....	59
2.5. Metodología para efectuar el cálculo económico.....	65
CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS.	66
3.1. Frecuencia de las afectaciones por falta del fluido eléctrico y tiempo de recuperación de la estabilidad de la planta.	66
3.2. Resultados de los cálculos hidráulicos del sistema de alimentación emergente de nafta hidrofinada.	72
3.2.1. Selección de la bomba.....	76
3.3. Resultados del análisis económico.....	82
3.3.1. Ingresos dejados de percibir por la desestabilización de la planta	82
3.3.2. Costos de adquisición de los materiales del sistema de bombeo.....	83
3.3.3. Costos de adquisición de la instrumentación para el control automático.....	83
3.3.4. Costos de mano de obra.	84
3.3.5. Costo de adquisición de la bomba seleccionada.....	85
3.3.6. Costo total de la inversión del sistema.	85
3.3.7. Amortización anual de la inversión.....	85
3.4. Reducción de las afectaciones económicas con el sistema adicional de nafta hidrofinada.....	85
CONCLUSIONES	87
RECOMENDACIONES	88
BIBLIOGRAFÍA	89
SIMBOLOGÍA	92
ANEXOS	93

INTRODUCCIÓN

La unidad de reformación catalítica está conformada por dos bloques: por el de hidrofinación de nafta y el de reformación catalítica propiamente. El catalizador empleado en la reformación resulta muy sensible a los contaminantes, entre los cuales se puede mencionar el azufre, y determinados metales pesados, por esta razón la nafta debe ser tratada previamente antes de ser alimentada al reformador. Su tratamiento se realiza en el ya mencionado bloque de hidrofinación, que resulta ser uno de los procesos más usados por ser muy eficiente. (Paredes de Sol, 2009).

La Sección 200 en la Refinería de Cienfuegos está compuesta por el proceso de Hidrofinación y el proceso de Reformación Catalítica. (Ver anexos 1,2,3)

El proceso de hidrofinación es donde ocurre la refinación preliminar con hidrógeno de materia prima, para eliminar compuestos nitrogenados, oxigenados y sulfurosos, este proceso se realiza con circulación de gas hidrogenado y el proceso de reformación catalítica es donde ocurre la transformación de las fracciones de gasolina (rica en parafinas y naftenos en aromáticos) en presencia de un catalizador y bajo condiciones de operación adecuadas, para obtener gasolina con elevado índice de octano. (TIVENCA, 2007).

Entre los metales pesados que es posible eliminar mediante la hidrofinación se encuentran el plomo, el vanadio y el arsénico, sin embargo es necesario señalar que durante este proceso se desarrollan reacciones indeseables tales como, el hidrocraqueo y la saturación de aromáticos, esta última reacción es exotérmica y lenta, pero además de producirse a bajas presiones de hidrógeno puede favorecer la formación del coque. (Axens IFP Group Thecnologies, 2007; D.S. Jones 2006).

Hidrocraqueo. Durante el hidrocraqueo ocurre el rompimiento del enlace carbono-carbono obteniéndose hidrocarburos parafínicos de cadena corta que producen gases disminuyendo el rendimiento de la nafta y posibilitando la formación de coque en el reactor. Puede ocurrir en cadenas alifáticas sustituidas en núcleos bencénicos y depende de las condiciones de operación

La reformación catalítica se define como el proceso mediante el cual se convierte una nafta pesada, (C6-C10-C11 y a veces a C12) por un reordenamiento de las parafinas y naftenos en hidrocarburos aromáticos, en nafta de alto octanaje en presencia de un catalizador específico y en condiciones de temperatura y presión adecuadas.

La formación de Coque en la catálisis resulta de un complejo grupo de reacciones químicas, y su depósito reduce el área activa en el catalizador y por tanto reduce grandemente la actividad catalítica.

El hidrocrqueo provoca diferentes afectaciones como son: disminución de las parafinas en el reformado provocando un aumento del por ciento de aromáticos, es decir, un aumento en octano y pérdida de reformado, disminución en la producción de hidrógeno y aumento en la producción de LPG.

La formación de Coque en la catálisis resulta de un complejo grupo de reacciones químicas, y su depósito en el catalizador reduce el área de superficie activa y reduce grandemente la actividad catalítica.

Para lograr el propósito de la hidrofinación de la nafta se hace necesario controlar una serie de parámetros operacionales que garantizan la calidad del proceso, entre ellos están: la velocidad espacial, la temperatura promedio del lecho del catalizador (WABT), la relación Hidrógeno/Hidrocarburo y la presión del hidrógeno.

En este tipo de planta, las paradas de emergencia pueden provocar el fallo operacional de diferentes equipos, entre los que se encuentran: los compresores, bombas y enfriadores, afectando consecuentemente la alimentación de materia prima a la unidad.

Obviamente en caso de paradas por emergencias o desajustes operacionales en el hidrofinador, si no se logra restablecer rápidamente los parámetros operacionales, disminuye el inyectado de nafta hidrofinada al reformador, pudiendo llegar incluso a producirse la parada por emergencia de éste.

Una de las principales causas que provocan estas paradas por emergencias son los fallos eléctricos producidos en la unidad, los mismos pueden ser ocasionados desde el exterior por el Sistema Electro-energético Nacional, así como por algún fallo interno, aunque este último no es el más habitual. De esta forma, ante este tipo de fallo, se produce la desestabilización de los parámetros operacionales, se incrementan algunos riesgos en el

proceso, a la vez que se afecta el rendimiento de la planta y los resultados económicos del proceso. Para disminuir el efecto de este tipo de parada se deben tomar acciones de forma expedita, que permitan disminuir estos efectos negativos, por lo que se define el siguiente problema de investigación.

Problema de Investigación.

¿Cómo disminuir las afectaciones que se originan en la planta de Reformación Catalítica, como consecuencia de los fallos eléctricos que se producen en el proceso?

Hipótesis:

Si se instala un sistema de alimentación adicional de nafta hidrofinada, se puede reducir las afectaciones que se originan en el proceso, al interrumpirse el suministro de energía eléctrica.

Objetivo General:

Proponer un sistema de alimentación de nafta hidrofinada que disminuya las afectaciones al proceso, al producirse interrupciones en la alimentación de electricidad.

Objetivos específicos:

1. Revisar la bibliografía relacionada con la temática investigada.
 - Disciplina tecnológica del proceso. Parámetros adecuados de operación. Normas de proceso.
 - Aspectos descriptivos de las operaciones del proceso.
 - Aspectos descriptivos de las operaciones del proceso.
 - Posibles consecuencias de las fallas de alimentación de electricidad en estos tipos de plantas, (Informes de procesos u otros documentos).
2. Determinar las afectaciones técnicas en las unidades ante la falta de electricidad.

3. Definir el valor medio del tiempo que dura la desestabilización por fallos en el fluido eléctrico, a partir de los informes de planta.
4. Seleccionar y/o diseñar el sistema de alimentación de nafta adicional.
5. Evaluar técnica – económicamente la propuesta de solución.

CAPÍTULO 1. ANÁLISIS BIBLIOGRÁFICO.

1.1. Descripción de los Procesos de Hidrofinación y Reformación Catalítica.

La reformación catalítica se define como el proceso mediante el cual se convierte una nafta pesada (C_6 - C_{10} - C_{11} y a veces a C_{12}), por un reordenamiento de las parafinas y naftenos en hidrocarburos aromáticos, en nafta de alto octanaje en presencia de un catalizador específico y en condiciones de temperatura y presión adecuadas (Urpí, 2005).

Dada la presencia de catalizador en este proceso, 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 (Axens. IFP Group Technologies, 2001). Los contenidos de azufre en las naftas oscilan entre 0-5 ppm, su presencia da mal olor y desestabiliza las naftas en el proceso de reformación catalítica. Este elemento se encuentra formando los mercaptanos, sulfuros, disulfuros y tiofenos. En los crudos el contenido de azufre puede estar entre 8000 ppm, 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 a su alimentación en el reformador. Uno de los procesos más eficientes y frecuentemente usados es el de Hidrofinación (NEFTECHIMPROMEXPORT, Nota Aclaratoria. Proyecto Sección 200., 1985, NEFTECHIMPROMEXPORT, Reglamento tecnológico Sección 200. Reformación catalítica, 1985, Centro Politécnico Petróleo. Sede Cienfuegos. P. M. "Hidrofinación y Reformación de Petróleo". 2009.)

1.1.1. Breve descripción del proceso de Hidrofinación

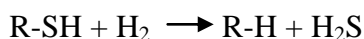
Desde el punto de vista tecnológico la hidrofinación se puede describir como el proceso en el cual se mezcla una corriente de nafta pesada (fracción 70-180⁰C) con una corriente de gas rico en hidrógeno y se hacen reaccionar en presencia de un catalizador de Co-Mo en base de alúmina de la humedad hasta un 3% volumen (TIVENCA, 2008).

1.1.2. Reacciones químicas del proceso de Hidrofinación catalítica.

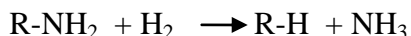
Durante la hidrofinación tiene lugar la descomposición de compuestos hetero-orgánicos contenidos en la materia prima (sulfuros, disulfuros, mercaptanos, tiofenos, pirroles, anilinas, piridinas, compuestos oxigenados: alcoholes, fenoles y ácidos naftenicos) y la saturación con hidrógeno de los productos de descomposición con formación de sulfuro de hidrógeno, agua y amoníaco. Estas reacciones en general se pueden clasificar en deseadas e indeseadas con respecto a los productos a obtener y el uso posterior de la nafta hidrofinada que es en este caso alimentación al proceso de reformación catalítica (AXENS.IFP.Group Technologies., 2007).

Reacciones deseadas:

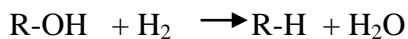
- Reacción de desulfurización. Eliminación de azufre.



- Reacciones de desnitrificación. Eliminación de nitrógeno.

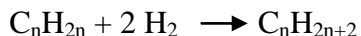


- Reacciones de hidrogenación de compuestos oxigenados. Reacción exotérmica y se desarrolla con más facilidad que las reacciones de desnitrificación.



Las tres reacciones anteriores de hidrogenólisis que conllevan al rompimiento de los enlaces: C-S, C-O, C-N.

- Saturación de olefinas y diolefinas con formación de parafinas. Esta reacción es endotérmica



Estas reacciones son exotérmicas con consumo de hidrógeno (UOP, 2003).

Reacciones Indeseadas:

- Hidrocraqueo. Durante el hidrocraqueo ocurre el rompimiento del enlace carbono-carbono obteniéndose hidrocarburos parafínicos de cadena corta que producen gases disminuyendo el rendimiento de la nafta y posibilitando la formación de coque en el

reactor. Puede ocurrir en cadenas alifáticas sustituidas en núcleos bencénicos y depende de las condiciones de operación.

- Saturación de aromáticos. Esta reacción es indeseada dado que precisamente el objetivo de este proceso es tratar la nafta para ser alimentada al proceso de reformación catalítica cuyo propósito es elevar el contenido de aromáticos en ella. 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.

1.2. Breve descripción del proceso de Reformación Catalítica

Como se ha descrito en la introducción al proceso de Reformación catalítica éste tiene como objetivo elevar el octanaje de la nafta pesada para su uso en la producción de gasolinas. Este proceso se realiza en presencia de un catalizador de Pt-Re en base de alúmina y en condiciones de presión y temperatura adecuadas. Como resultado neto se obtiene nafta reformada estable, gas licuado y gases (hidrógeno).

En el proceso de reformación catalítica hay reacciones deseadas y adversas. Las reacciones deseadas son aquellas que dan lugar a un incremento en el número de octano y alta producción de hidrógeno. Estas son las reacciones a promover entre ellas están la deshidrogenación de naftenos, deshidrociclización de las parafinas, isomerización de naftenos y parafinas lineales.

Las reacciones adversas son las que conducen a un decrecimiento del número de octano y un decrecimiento de la pureza de hidrógeno o pérdidas en los rendimientos. Estas reacciones deben minimizarse entre ellas están hidrocrqueo, hidrogenólisis, hidrodealquilación, dealquilación, transalquilación y formación de coque (*Axens. IFP Group Technologies, 2001*).

1.2.1 Reacciones químicas del proceso de Reformación catalítica.

Reacciones químicas deseadas (con producción de hidrógeno):

1. Deshidrogenación de naftenos: los naftenos (ciclohexano, metilciclohexano, dimetilciclohexano, hasta C₁₀ son deshidrogenados respectivamente a benceno, tolueno y xileno, aromáticos C₉ y C₁₀ con producción de 3 moles de hidrógeno por mol de nafteno.

Termodinámicamente la reacción es altamente endotérmica y es favorecida por altas temperaturas y bajas presiones. A mayor número de átomos de carbono mayor producción de aromáticos. Desde el punto de vista cinético la velocidad de la reacción se incrementa con la temperatura y no se afecta por la presión parcial de hidrógeno. La velocidad de esta reacción es alta comparada con otras reacciones y se incrementa con el aumento del número de átomos de carbono. La reacción se verifica completamente y es promovida por la función metálica del catalizador.

2. Deshidrociclización de parafinas: es aplicable a las parafinas e isoparafinas, involucra la deshidrogenación con el desprendimiento de un mol de hidrógeno seguido del reordenamiento molecular para formar naftenos (reacción más difícil de promover) y la subsiguiente deshidrogenación de los naftenos para formar los aromáticos. Esta reacción ocurre con mayor facilidad a medida que se incrementa el peso molecular de la parafina, sin embargo la tendencia al hidrocraqueo también se incrementa. Cinéticamente la velocidad de esta reacción se incrementa con baja presión y altas temperaturas, es promovida por ambas funciones del catalizador (metálica y ácida).

Reacciones químicas deseadas sin producción de hidrógeno.

1. Isomerización de parafinas lineales: estas reacciones son rápidas, ligeramente exotérmicas y no se afectan por el número de átomos de carbono, desde el punto de vista cinético altas temperaturas favorecen la isomerización y no es afectada por la presión parcial de hidrógeno, son promovidas por la función ácida del soporte del catalizador.
2. Isomerización de los naftenos: involucra un reordenamiento del anillo y es deseable debido a la subsiguiente deshidrogenación del ciclohexano a aromático. Es ligeramente exotérmica, se facilita con el incremento del número de átomos de carbono.

Reacciones Adversas:

1. Hidrocraqueo: las reacciones de craqueo incluyen las reacciones de hidrocraqueo e hidrogenólisis.

El hidrocraqueo afecta a cualquier tipo de inyector (parafinas, isoparafinas, naftenos) en estas reacciones intervienen ambas funciones del catalizador, puede ocurrir de forma paralela a la deshidrociclización de las parafinas. Puede representarse por dos mecanismos, el primero la deshidrogenación de la parafina (involucra función metálica) y el segundo el rompimiento de la olefina resultante y la hidrogenación de las olefinas de cadena corta (involucra función ácida del catalizador). En estas reacciones se produce fundamentalmente C_3 y C_4 .

2. Hidrogenólisis: Involucra un consumo de hidrógeno, es promovida por la función metálica del catalizador y produce hidrocarburos más ligeros (C_1 y C_2). Es una reacción exotérmica y favorecida por alta presión y temperatura.
3. Hidrodealquilación: es el rompimiento de los radicales alquilo de un anillo aromático. Ej. El xileno puede ser dealquilado a tolueno, el cual puede dealquilarse a benceno. La hidrodealquilación consume hidrógeno y produce metano, es favorecida por alta temperatura y presión y promovida por la función metálica del catalizador.
4. Alquilación: es una reacción de condensación, promovida por la función metálica del catalizador, la cual adiciona una molécula de olefina a un anillo aromático aumentando su peso molecular; no consume hidrógeno e incrementa la posibilidad de formación de coque.
5. Transalquilación (desproporcionamiento de un alquilo): dos anillos de tolueno pueden desproporcionarse para formar un anillo de benceno y un anillo de xileno. Esta reacción es promovida por la función metálica del catalizador y ocurre en muy severas condiciones de temperatura y presión.
6. Formación de coque: La formación de coque es el resultado de un grupo de reacciones complejas cuyo mecanismo se encuentra aún sin explicación, está relacionado con productos insaturados pesados (aromáticos polinucleares ó policíclicos). Un alto punto de ebullición del inyector significa mayor cantidad de poliaromáticos y por tanto una mayor tendencia a la formación de coque. Se debe evitar la existencia de altas temperaturas locales en el reactor ya que esto favorece las reacciones de condensación y formación de coque. Los depósitos de éste en el catalizador disminuyen el área superficial y reduce significativamente la actividad del mismo (*Urpi, 2005*).

1.2.2. Parámetros de operación

Las variables (presión, temperatura, velocidad espacial, relación de H₂/HC) que, de acuerdo con la termodinámica y la cinética, tienen un impacto en las reacciones involucradas en el proceso. Este enfoque, que es más bien teórico, no indica si el operador puede realmente cambiar la variable particular. En el presente epígrafe se analizan estas variables desde un punto de vista más práctico como **parámetros de operación** y cómo el operador puede realmente usarlos para ajustar el funcionamiento de la unidad (*Shell Chemical Company, 1974*) (Centro Politécnico del Petróleo. Sede Cienfuegos, 2009).

- **Presión.**

Teóricamente, mientras más baja sea la presión, más alta será la producción de reformado y la pureza del hidrógeno, para una velocidad espacial dada y características de la alimentación.

La presión en la entrada del último reactor es generalmente considerada como la más representativa para los propósitos de este análisis. Sin embargo, hay poca flexibilidad ya que la unidad y el compresor de recirculación están diseñados para una presión dada. Bajar la presión de operación por debajo de los resultados de presión diseñados resulta en una caída más alta de presión y se limita por el diseño de la potencia de conducción del compresor de recirculación. La baja presión que favorece las altas producciones de reformado, favorece también la formación de coque.

- **Temperatura**

La temperatura, conjuntamente con la velocidad espacial es la más importante y el parámetro de operación más usado. Simplemente elevando o disminuyendo la temperatura de la entrada del reactor los operadores pueden elevar o disminuir el número de octano de la producción.

- **Velocidad Espacial.**

Ya que las temperaturas en la entrada del reactor no son necesariamente idénticas es comúnmente aceptado, considerar la temperatura de entrada del peso promedio (WAIT) como representativa de las temperaturas del reactor.

De todos modos, se recomienda el perfil plano de WAIT para la operación en reformadores de cama fija.

La WAIT es definida como se muestra a continuación:

$$WAIT = \frac{wt \text{ del catalizador } R1 * Ti1 + wt \text{ del catalizador } R2 * Ti2 + wt \text{ del catalizador } R3 * Ti3}{wt \text{ total del catalizador}} \quad (1.1)$$

Ti1, Ti2, Ti3,... son temperaturas de entrada a los reactores R1, R2, R3,...

(wt of catalyst R.) es el peso del catalizador en los reactores R1, R2, R3,...

Un aumento de temperatura (es decir, WAIT) tiene los siguientes efectos, asumiendo que la velocidad espacial (es decir, el flujo de la alimentación) y las características de la alimentación se mantienen sin cambios:

- Incrementa el octano.
- Decrece el rendimiento (de la fracción de C5+).
- Decrece la pureza del H2.
- Aumenta el depósito de coque.

A un WAIT constante, el depósito de coque y el envejecimiento del catalizador (causados por las regeneraciones, los posibles depósitos de metales y los problemas inevitables) resulta en una ligera pero estable pérdida de actividad (es decir, del octano) (Axens. IFP Group Technologies, 2001). Un aumento de la temperatura (WAIT) a través de la circulación lleva a esta pérdida de actividad.

La velocidad espacial es la cantidad de líquido (expresada en peso o volumen) que es procesada por hora dividida entre la cantidad de catalizador (en peso o volumen). Lo inverso a la velocidad espacial está ligado al tiempo de residencia (o tiempo de contacto) en los reactores.

Conocer la proporción del flujo líquido (o la velocidad espacial), más el flujo de recirculación y las condiciones de operación de los reactores permite calcular el flujo real en el reactor, por tanto el tiempo de contacto. A menor velocidad espacial (es decir, mayor tiempo de contacto), mayor será la severidad, asumiendo que ninguna de las otras condiciones cambie.

Disminuir la velocidad espacial tiene los mismos efectos que subir la temperatura, es decir:

- Aumenta el octano.
- Disminuye el rendimiento de los productos.

- Disminuye la pureza del H₂.
- Aumenta el depósito de coque.

Si el aumento de la temperatura es limitado (por el diseño del calentador u otra razón) disminuir la velocidad espacial (es decir, disminuyendo la proporción de flujo) puede dar un incremento al octano. Se debe tener en cuenta que cada vez que se cambia la proporción en la alimentación de líquido debe aplicarse una corrección de temperatura si el octano debe ser mantenido. Cuando la alimentación aumenta, la temperatura debe ser elevada y contrariamente, cuando la alimentación se reduce la temperatura debe bajarse. (Robles, y otros, 2002).

- Relación Hidrógeno/Hidrocarburo.

La relación H₂/HC es la proporción de H₂ puro en la recirculación (mol/h) a la proporción de flujo de líquido (mol/h).

La proporción de H₂/HC es calculada como se muestra a continuación:

$$H_2/HC = \frac{R/M * Y}{F/M} \quad (1.2)$$

Donde:

R es el flujo de recirculación en kg/h

M es el peso molecular del gas de recirculación

F es la proporción de alimentación en kg/h

m es el peso molecular de la alimentación

Y vol. fracción de H₂ en el gas de recirculación

$$H_2/HC = \frac{R/22.4 * Y}{F/M} \quad (1.3)$$

Donde:

R es el flujo de recirculación en Nm³/h

22.4 es el volumen molecular del gas de recirculación

F es la proporción de alimentación en kg/h

m es el peso molecular de la alimentación

Y vol. fracción de H₂ en el gas de recirculación

El gas de recirculación MW (M) se obtienen por análisis cromatográfico, así como el volumen de la fracción de H₂ (Y). La alimentación MW (m) se obtiene por análisis cromatográfico o por la correlación de su proporción de destilación y la gravedad específica. Se puede cambiar la proporción de H₂/HC bajando o aumentando el flujo del compresor de recirculación. La proporción de H₂/HC no tiene un impacto obvio en la calidad de la producción (octano) o en el rendimiento. Pero una alta proporción de H₂/HC reduce la formación de coque (Axens. IFP Group Technologies, 2001) (UOP, 2003).

Se recomienda muy estrictamente operar con una proporción de H₂/HC igual a (o mayor) que la figura del diseño pues incrementaría la cantidad de coque y disminuiría el tiempo de vida útil del catalizador (Axens. IFP Group Technologies, 2001).

- **Calidad de la alimentación**

La alimentación siempre ha sido hidrotratada con el objetivo de eliminar el azufre, el nitrógeno, los metales y en caso de naftas craqueadas, las olefinas y las diolefinas.

La calidad de la alimentación, una vez que ha sido hidrotratada, es principalmente expresada por su análisis químico y su proporción de destilación.

A) Análisis químico

El análisis químico de la alimentación ofrece para cada número de carbono (C₆, C₇ a C₁₀) la descomposición en Parafinas, Naftenos, Aromáticos (o PNA).

Debido a que la reacción más rápida es la deshidrogenación de los naftenos en aromáticos, el índice de calidad de una alimentación específica puede ser caracterizado por su concentración inicial en naftenos y aromáticos.

Un índice (A + 0.85N) donde N y A son el por ciento de volumen de naftenos y aromáticos en la alimentación, AXENS acostumbra caracterizar el proceso de la alimentación.

Una alimentación con un alto ($A + 0.85N$) será más fácil de procesar que una con un ($A + 0.85N$) más bajo, es decir:

- El mismo octano se obtendrá a una severidad más baja (temperatura) y el rendimiento de los productos será mayor.
- O para una misma severidad (temperatura), el octano será mayor.

Típicamente, con una alimentación que tiene un índice de reformado, el contenido de hidrocarburos naftenicos es generalmente mayor, el calor de la reacción endotérmica aumenta y la proporción del flujo de alimentación se limita por obligación del diseño del calentador. En el caso opuesto, con una alimentación parafinada la pureza del gas de recirculación disminuye y la operación se limitará por la capacidad del compresor de recirculación.

B) Proporción de destilación.

Una propiedad de alimentación que los refinadores pueden controlar es el límite de destilación. El punto final de la nafta es controlado en la corriente de destilación de la unidad (el fraccionador de la unidad de crudo para una corrida directa de nafta). El punto de ebullición inicial es controlado en el separador del hidrotratador de nafta.

La proporción de destilación de la alimentación en los países europeos donde el punto de ebullición final de la gasolina que se comercializa debe ser más bajo que 205°C es generalmente como sigue a continuación:

	($^{\circ}\text{C}$)	($^{\circ}\text{F}$)
IBP (punto de ebullición inicial)	70-100	158-212
EBP (punto de ebullición final)	140-180	284-356

Un IBP más bajo permite incluir en la alimentación, componentes tales como metilciclopentano (BP 72°C) y ciclohexano (BP 80.7°C) que son precursores de benceno.

En algunos casos, sin embargo, el contenido de benceno en la gasolina debe ser estrictamente limitado. En tales casos el IBP debe ser aumentado a 82°C (180°F) o por encima.

Una alimentación con un bajo IBP generalmente contiene más C6 y parafinas más ligeras y requiere una mayor severidad, para obtener el mismo número de octano que una alimentación con mayor IBP.

Uno debe también considerar el punto final de ebullición de la destilación (EBP). Un alto EBP significa fracciones más pesadas que son más ricas en aromáticos y naftenos y por tanto son más fáciles de procesar.

Sin embargo, las fracciones de un alto punto de ebullición son fuentes potenciales de aromáticos polinucleares que son precursores de coque. Además, el alto EBP de la alimentación conduce a la obtención de un EBP de reformado por encima de 200°C (problema con el conjunto de la gasolina). Los EBP mayores a 180°C (356°F) generalmente no son recomendables en los países europeos.

La proporción de la destilación se expresa por medio del punto de ebullición promedio (MABP) definido como se muestra a continuación (*Axens. IFP Group Technologies, 2001*):

$$\text{MABP} = \frac{[T^{\circ} 10\% + (2 \times T^{\circ} 50\%) + T^{\circ} 90\%]}{4} \quad (1.4)$$

1.3. Sistema de seguridad de la Planta.

Para la seguridad de planta se establece un sistema de señalización y bloqueo para las secciones S-200, S-600, S-700 (MINEM, 2014) cuyo objetivo es la protección del equipamiento y los componentes del proceso.

Este sistema en la S-200 tiene como objetivo entre otros la protección de los hornos y de los catalizadores, para ello establece una serie de bloqueos en la planta ante variaciones de proceso ya sea operacionales o las ocasionadas por fallas en el proceso o externas.

- Ante la falta de materia prima (nafta pesada para el hidrofinador y nafta hidrofinada para el reformador): Flujo menor de $20 \text{ m}^3/\text{h}$ y $30 \text{ m}^3/\text{h}$ respectivamente se apagan los hornos y se mantienen encendidos los compresores. Objetivo: garantizar el flujo suficiente en los hornos para evitar sobrecalentamiento de estos.
- Ante falla de un compresor (disminución o falta de flujo de gas de reciclaje): Flujo inferior a $9000 \text{ Nm}^3/\text{h}$ y $45\,000 \text{ Nm}^3/\text{h}$, se apagan los hornos, se apagan las bombas de alimentación de materias primas.

Cuando hay una falla y acciona el sistema de bloqueo la planta sale del régimen estable de operación y se hace necesario restablecerlo después de haber solucionado la causa que lo produjo.

Fallas que afecten a estos equipos hace que la planta salga del régimen de control momentáneamente y en ocasiones hay demoras dependiendo de la cantidad de equipos que hayan estado afectados.

Una de las fallas que provocan el bloqueo de la planta es el fallo eléctrico, ya sea interno como externo pues provocan la salida de servicio tanto de bombas como de compresores y otros.

La falla eléctrica puede ser: una fluctuación en el voltaje de alimentación en los equipos; el desbalance de voltaje de una de las barras eléctricas o la falta de fluido eléctrico (SHA. Refinería Camilo Cienfuegos., 2014). El tiempo de la falla va desde segundos hasta horas.

1.4. Afectaciones al proceso

Los fallos eléctricos que ocurren en las plantas de reformación catalítica, ocasionan afectaciones que provocan daños temporales y permanentes a los catalizadores de estas plantas. Los catalizadores son el componente fundamental en estas plantas, que permiten aumentar la velocidad de las reacciones para lograr un producto (gasolina) de alto octanaje y con los requisitos de calidad para su comercialización.

Las afectaciones pueden ser relacionadas con:

- El tiempo perdido de operación y/o obtención de productos
- Cuando ocurre un fallo eléctrico, como se expuso en el epígrafe anterior, ocurre la parada de las dos unidades Hidrofinación y Reformación. Según el esquema operacional establecido (Refinería Camilo Cienfuegos, 2007) primeramente se arraca el reformador y luego el hidrofinador.
- Cuando el fallo es de corta duración se logra restablecer el reformador y el hidrofinador prácticamente a la vez y el desajuste operacional es de menor duración así como sus consecuencias. En cambio cuando por algún motivo no se logra restablecer la temperatura y las condiciones operacionales del hidrofinador rápidamente, el reformador debe comenzar a operar con nafta hidrofinada procedente del área de tanques intermedios con la consecuente pérdida de tiempo en las operaciones. De igual manera fallos prolongados conllevan a la parada total de la planta, que conlleva a una pérdida de tiempo aún mayor (SHA. Refinería Camilo Cienfuegos., 2014) con la disminución del ciclo de operación del hidrofinador asociado al catalizador.
- Cuando se está en operación normal se forma coque al inicio de la operación que se va manteniendo casi constante con el tiempo, pero en caso de fallo ocurre la elevación de la temperatura en la cama catalítica por falta de hidrógeno y se forma coque llamado duro (NEFTECHIMPROMEXPORT, Reglamento tecnológico Sección 200. Reformación catalítica, 1985) que solo puede eliminarse con la regeneración. El coque se va acumulando disminuyendo la actividad del catalizador y acortando su tiempo de vida.
- Con la disminución del ciclo de operación del reformador asociado al catalizador. Cuando se está en operación normal se forma coque el cual se va incrementando paulatinamente durante el ciclo de operación. La velocidad de formación del coque es proporcional a la temperatura (Axens. IFP Group Technologies, 2001) pero con presión parcial de hidrógeno y alta temperatura la formación de coque tienen una velocidad mucho mayor.

1.4.1 Afectaciones al catalizador

Los fallos eléctricos repercuten negativamente, provocando determinados daños, siendo los más importantes el envenenamiento por contaminación en la alimentación de la planta y la deposición de coque en el catalizador, los cuales están considerados venenos temporales. (Axens, 2005)

Las reacciones de deshidrogenación y la hidrogenación se intercambian por la actividad metálica.

Los reordenamientos estructurales de las moléculas (de la lineal a la cíclica, por ejemplo) que involucra la reorganización de los enlaces de carbono son primeramente catalizados por la función ácida de la base. Debido a su alta actividad en la deshidrogenación y la deshidrociclización, el platino ha sido seleccionado para el metal catalítico base. El promotor ha sido adicionado para incrementar la selectividad y estabilidad del catalizador. La base es de alúmina de alta pureza (función ácida) que es principalmente activa para la ciclización.

1.4.2. Contaminantes del catalizador

Los contaminantes catalíticos son clasificados en dos categorías. Venenos temporales (algunas veces llamados inhibidores) y venenos permanentes.

Los venenos temporales son aquellos que pueden ser eliminados del catalizador sin una parada y la actividad apropiada del catalizador y la selectividad es restablecida una vez que desaparecen los contaminantes.

Si el operador mantiene las condiciones de operación prevalecientes, antes del envenenamiento del catalizador, el efecto resultante de los venenos temporales es una disminución temporal de la actividad del catalizador.

Los venenos temporales más comunes (inhibidores) del catalizador de reformación son el azufre, nitrógeno orgánico, agua, compuestos orgánicos oxigenados y halógenos, y el coque.

Venenos permanentes son aquellos que inducen a una pérdida de actividad que no puede ser recuperada, incluso con la regeneración y que es tan severa que el catalizador debe ser reemplazado.

Para catalizadores de camas convencionales fijas así como para catalizadores de regeneración continua, los principales venenos permanentes son arsénico, plomo, cobre, hierro, níquel, cromo, mercurio, sodio y potasio.

Para asegurar el uso óptimo del catalizador; un diseño apropiado debe incluir:

- La eliminación de los venenos de la alimentación antes de su introducción a la unidad.
- Los procedimientos necesarios para eliminar, tanto como sea posible, los venenos temporales del catalizador contaminado.

Las impurezas de la alimentación se eliminan mediante el pretratamiento en unidades adecuadamente diseñadas. Sin embargo, su eficiencia nunca es completa, y generalmente limitada en dependencia del tipo de impurezas a ser eliminadas. Además, una pobre adaptación de las condiciones de operación de la unidad de pretratamiento resulta en una disminución de la eficiencia.

Una operación exitosa y sin alteraciones de la unidad de reformación requiere la adaptación apropiada y el control de las condiciones de operación de la unidad de pretratamiento.

1.4.2.1. El azufre y el coque como contaminantes temporales más frecuentes. Mecanismos y consecuencias.

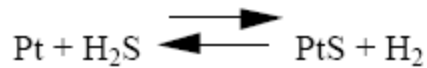
• Azufre

El azufre es la impureza más común encontrada en la alimentación de cualquier unidad de reformado. La concentración máxima permisible es de 0.5 ppm wt expresado como S. Siempre que sea posible, la operación a bajo contenido de azufre proporcionará una estabilidad y selectividad catalítica adicionales.

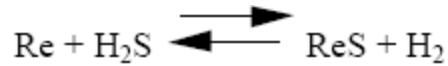
– Mecanismo:

- El envenenamiento es causado por H₂S, contaminando la alimentación de la unidad como resultado de la descomposición en el catalizador, de los componentes contenidos en la alimentación.

El H₂S reacciona con el platino, de acuerdo con la reacción de equilibrio:



Y con el renio de acuerdo con la reacción de equilibrio:



Y consecuentemente reduce la actividad del catalizador mientras decrece el área de contacto metálico.

El mismo tipo de reacción tiene lugar con el H₂S hacia el renio, y reduce la actividad catalítica.

– El efecto de la contaminación:

La contaminación por azufre inhibe la función metálica en el catalizador. Esto es indicado por:

- Una disminución en el rendimiento de hidrógeno.
- Una disminución en la pureza del gas de reciclo.
- Un aumento en el hidrocraqueo (incremento en la producción de LPG).
- Un aumento en la relación del coque.
- Una caída en el Δt en los reactores, específicamente el primero y algunas veces un aumento a través del segundo reactor.

Coque.

El coque que se deposita en el catalizador es un **veneno temporal** ya que su efecto deteriorante es reversible mediante la regeneración. Debido a su gran importancia en los reformadores catalíticos, la formación de coque es tratada de forma separada.

– Mecanismo:

Los derivados aromáticos polinucleares y naftenos son los precursores que se asumen en la formación de coque. Estos resultan tanto de ligeras cantidades de aromáticos polinucleares en la alimentación (dependiendo de la naturaleza del crudo y del punto final de ebullición de la alimentación) o de los aromáticos que producen reacciones del proceso de reformado en sí.

Algunos de los intermediarios de diolefinas de las reacciones reformantes son también precursores potenciales de coque.

El depósito de coque afecta la actividad catalítica al reducir el área de contacto entre el catalizador y los reaccionantes.

– **Prevención y causas de contaminación:**

Debido a que la formación de coque es inherentemente asociada a las reacciones de reformación, no existe una vía real de evitarla. Solamente se puede minimizar.

El coque se reducirá por una disminución en la temperatura del reactor (es decir, si la severidad es reducida) y un incremento en la recirculación del hidrógeno. Una baja presión en el sistema, favorece la formación de coque.

Otro parámetro a vigilar para minimizar el coque es el punto final de alimentación, para limitar la cantidad de poliaromáticos pesados. En los países europeos el punto la temperatura final de alimentación permisible no debe exceder los 180°C (ASTM D86) pues el punto final de ebullición de la gasolina que se comercializa se limita a 205°C. Pero en los EUA, donde el punto final de ebullición puede alcanzar 215°C, el punto final de ebullición de la alimentación puede alcanzar hasta 205°C (400°F). Cuando la alimentación resulta de la mezcla de diferentes corrientes, cada corriente debe cumplir con el punto final de 180°C.

Debe prestarse atención a que, en caso de alimentaciones mezcladas (uso de nafta importada, nafta de destilación directa + nafta craqueada, etc.) el punto final de ebullición de la mezcla no ofrece suficiente información. Cada alimentación debe ser analizada separadamente para saber el punto final de ebullición de cada corriente. **A menudo las alimentaciones mezcladas son responsables de la corta duración de ciclo del catalizador**, aún si el punto final de ebullición de la mezcla se mantiene dentro de los valores aceptables.

1.4.3. Afectaciones a las variables del proceso.

- Variables independientes
 - Presión.

- Temperatura.
- Velocidad espacial.
- Presión parcial de hidrógeno o razón de recirculación de H₂/HC.
- Calidad de la alimentación.

Las anteriores son variables independientes: cada una de ellas puede ser fijada por el operador, dentro del rango de operación del proceso, independientemente de los otros.

Para este número de variables independientes, se tienen los resultados de la unidad, es decir, un conjunto de valores:

- Rendimientos de los productos.
- Calidad del producto (octano).
- Estabilidad del catalizador (formación de coque).

Es preciso resaltar que dentro de este grupo de variables operacionales, las que más se afectan y que repercuten de forma negativa sobre la estabilidad de la planta, una vez que ocurre un fallo eléctrico son la Presión de los Reactores, y la Presión Parcial de Hidrógeno, razón por la cual a continuación se explica su importancia y repercusión en la estabilidad de la planta.

. Presión

La presión parcial del hidrógeno es una variable básica por su efecto inherente en los rangos de reacción. Pero, para simplificar la comprensión se puede usar la presión total del reactor. La presión del reactor es más exactamente definida como la presión promedio. Debido a la distribución catalítica en los reactores, es usualmente cercana a la última presión de la entrada del último reactor.

Todas las reacciones que producen hidrógeno, es decir, des- hidrogenación y la des – hidrociclización son incrementadas por la presión baja. Mientras más baja la presión mayor será el rendimiento tanto del reformado como del hidrógeno para un número de octano dado.

Esta es la razón para minimizar la caída de presión en la unidad y operar a la presión práctica más baja. La presión baja, sin embargo, aumenta el conjunto de coque.

La acción del operador sobre la presión es limitada:

- La elevación de la presión de operación es limitada por la presión de diseño del equipo.
- La disminución de la presión de operación es limitada por la potencia del diseño del compresor de recirculación y el volumen de entrada.

. Hidrógeno para la relación de Hidrogeno/ Hidrocarburo y presión parcial de hidrógeno.

La relación de H₂/HC es la razón del hidrógeno puro en el gas de recirculación (mol /hora) a la razón de flujo de alimentación (mol/hora), en la entrada del primer reactor.

$$\frac{H_2}{HC} = \frac{\text{Hidrógeno puro en recirculación (mol/hora)}}{\text{Flujo de nafta (mol/hora)}} \quad (1.5)$$

La presión parcial del hidrógeno está vinculada a la relación de H₂/HC y a la presión total del sistema. Ya que en la práctica hay poca flexibilidad en la presión total, la presión parcial del hidrógeno es principalmente ajustada mediante el flujo de recirculación.

El hidrógeno de recirculación es necesario en la operación del reformador con fines de estabilizar el catalizador. Este tiene el efecto de barrer los productos de la reacción y los materiales condensables del catalizador, y suministrar hidrógeno disponible al catalizador. Un incremento en el rango de H₂/HC mueve la nafta a través de los reactores a mayor velocidad y contribuye a un mayor descenso del calor, para las reacciones endotérmicas. El resultado final es un aumento en la estabilidad del catalizador.

Un rango de H₂/HC más bajo disminuye la presión parcial de hidrógeno y aumenta la formación de coque.

Dentro del rango de operación normal, la proporción de H₂/HC tiene poca influencia en la calidad del producto o en el rendimiento. No es una variable que el operador ajuste típicamente, se establece por un diseño basado en un balance económico entre las dimensiones

del equipo, es decir, los compresores de recirculación, quemadores encendidos y duración de circulación.

Además, para una unidad dada, la cantidad de recirculación es limitada por las características del compresor de recirculación. (Energía, flujo de succión).

. Temperatura

La actividad catalítica es directamente relacionada con la temperatura del reactor. Por tanto, la variable de operación más directa disponible para el operador, para controlar la calidad del producto y el rendimiento, es la temperatura de entrada del reactor.

En una unidad semiregenerativa convencional cuando todas las variables independientes están estáticas, la pérdida de actividad del catalizador causada por el depósito de coque resulta en una disminución del octano, así como el rendimiento de reformado y la pureza del gas de recirculación.

Una ligera modificación en la temperatura de la entrada del reactor es usada para compensar y mantener el número de octano, o:

- Procesar una cantidad diferente de alimentación.
- Procesar una calidad diferente de alimentación.
- Balancear el envejecimiento del catalizador que ocurre lentamente por varios años.

Un incremento de la temperatura de la entrada del reactor resulta en:

- Un incremento en la conversión de los compuestos no aromáticos de la alimentación principalmente parafinas. Pero ya que la reacción del Hidrocraqueo es más favorecida que la ciclización de las parafinas, el resultado final es:

- Un incremento en el octano pero un decrecimiento en el rendimiento del reformado.
- un incremento en el depósito de coque sobre el catalizador.

. Velocidad espacial

La velocidad espacial es la cantidad de alimentación de líquido, expresada en peso (o volumen) que es procesado en una hora, dividida por la cantidad de catalizador, expresada en peso (o volumen). El peso (volumen) de la alimentación y el catalizador deben ser expresados con la misma unidad.

$$\text{Velocidad espacial de peso por hora: } WHSB = \frac{\text{Peso de alimentación (por hora)}}{\text{Peso del catalizador}} \quad (1.6)$$

$$\text{Velocidad espacial del líquido por hora: } LHSV = \frac{\text{Volumen de alimentación a } 15^{\circ}\text{C}}{\text{Volumen del catalizador}} \quad (1.7)$$

Lo inverso de la velocidad espacial del líquido por hora, es decir $(LHSV)^{-1}$, es el tiempo de permanencia de la alimentación en el reactor. La velocidad espacial entonces afecta directamente la cinética de las reacciones reformantes.

Una disminución en la velocidad espacial significa aumento en el tiempo de permanencia, mayor severidad que resulta en el incremento de octano, disminución en el rendimiento del reformado y mayor depósito de coque.

De lo anterior se deriva una importante recomendación cuando se cambia el rango de alimentación:

- Siempre disminuya primero la temperatura de la entrada del reactor y después disminuya el rango de flujo de alimentación.
- Siempre incremente el rango del flujo de alimentación primero y luego aumente la temperatura.

. Calidad de la alimentación.

A. Proporción de destilación.

Las fracciones ligeras tienen pobre contenido de naftenicos y aromáticos y consecuentemente un alto contenido de parafínicos C6. La ciclización de parafinas C6 a aromáticos es más difícil que la ciclización de parafinas C7 o parafinas C8.

Por eso, para un número de octano requerido, mientras más ligera es la alimentación mayor será la severidad requerida, o, a la inversa, a una severidad constante, el bajo punto de ebullición inicial resulta en menos aromáticos y mayor rendimiento de hidrógeno.

En años recientes, la restricción del contenido de benceno en la gasolina ha resultado en la selección de la alimentación con IBP por encima de 82°C (180°F) para eliminar el ciclohexano (precursor de benceno).

Las fracciones pesadas tienen un elevado contenido de naftenicos e hidrocarburos aromáticos, por tanto, ellos necesitan una severidad más baja para obtener buenas producciones. Pero estas fracciones contienen también compuestos policíclicos que producen un elevado depósito de coque en el catalizador. El alto punto de ebullición final de la alimentación es favorable hasta cierto nivel, sin embargo, es perjudicial si se encuentra por encima de los límites especificados.

Un punto de ebullición final por encima de 180°C (350°F) generalmente no es recomendable.

B. Composición química.

La composición química detallada de la alimentación es determinada por el análisis cromatográfico de la nafta. Este análisis es necesario para pronosticar la producción de aromáticos e hidrógeno, así como la severidad de la operación.

Aún cuando no sea suficiente para un pronóstico completo, un índice de caracterización de las alimentaciones relacionadas con los contenidos de aromáticos reales y potenciales de la alimentación, prueba ser muy útil. El $N + 2A$ ha sido muy usado (N y A en el % de volumen de A de los naftenos y aromáticos en la alimentación). AXENS usa $0.85 N + A$ que se ha probado ser más representativo.

Mientras mayor sea este índice, más baja la severidad de la operación para cumplir con las mismas especificaciones del producto.

Mientras más bajo sea este índice (mayor el contenido de parafinas), mayor será la severidad de operación para cumplir con las mismas especificaciones del producto a medida que la des – hidrociclización de parafinas se vuelva más importante.

Observe que las naftas craqueadas tienen una proporción de naftenos C6 núcleo/ naftenos C5 núcleo mucho más bajos que las naftas SR.

Tabla 1.1 Proporción de Naftenos.

Proporción NNC6 / NNC5				
Número de carbono	Nafta SR	Nafta del Coquer	Nafta del hidrocracker	VNafta de FCC
6	1.4 to 1.5 0.5	0.5 to 0.6	~ 0.1	~ 0.1
7	1.6 to 1.7	0.9 to 1.0	~ 0.5	~ 0.7
8	~ 2.0	~ 1.0	~ 2.4	~ 0.8
9+	*	*	*	*

*: Comenzando con el análisis de 9 átomos de carbono no puede permitir la segregación de NNC5 de NNC6.

Recuerde que la aromatización de NNC5 requiere, primero una isomerización en el NNC6. Si esto procede es más bien bueno para el C7+ naftenos es solamente ~60% para el metilciclopentano mientras que el ciclohexano es completamente convertido en benceno.

C. Impurezas en la alimentación

La actividad catalítica puede ser reducida, tanto temporalmente como permanentemente por los venenos contenidos en la alimentación. La tabla 5 especifica la cantidad máxima permisible de cada contaminante.

D. Resumen

La tabla 1.2 resume los efectos teóricos en la ejecución de la unidad de cada variable de proceso independiente, tomada por separado.

TABLA 1.2 Efectos de las variables de proceso

Incrementado		RON	Producción de reformado	Producción de H ₂	Depósito de Coque
Presión		↘	↘	↘	↘
Temperatura		↗	↘	↗	↗
Velocidad espacial		↘	↗	↘	↘
Proporción H ₂ /HC		→	→	→	↘
Nafta	A + 0.85 N	↗	↗	↗	↘
	Punto de ebullición final	↗	↗	→	↗
	Punto de ebullición inicial	↗	↗	↗	↘
Calidad					

Nota: El reformado fuera de especificación, no debe ser inyectado al reformador debido a:

a) No genera hidrógeno y consecuentemente la pureza del hidrógeno del gas de recirculación decrece (pp H₂, la relación H₂/HC).

b) La desorción de aromáticos procedentes del catalizador toma más tiempo que la desorción de las parafinas y los naftenos, quedando menos espacio para las reacciones útiles. Ambos efectos llevan a un aumento en la coquificación del catalizador. (Axens, 2005)

1.5. Metodología de cálculos de sistemas hidráulicos.

1.5.1. Principios para el diseño. Tramos de tubería a considerar.

Para llevar a cabo el diseño de las tuberías que componen las distintas líneas de proceso se dividirán éstas en tramos, cada uno de los cuales estará formado por la porción de línea comprendida entre dos equipos consecutivos. De esta forma los diferentes aspectos a calcular (diámetro óptimo de la conducción, pérdidas de carga, etc.) se evaluarán independientemente para cada uno de estos tramos. La definición y descripción de los diferentes tramos de tubería se realizará sobre el correspondiente diagrama de flujo, usándose para designar cada uno de ellos los nombres de los equipos que constituyen su principio y su final.

1.5.2. Determinación del diámetro óptimo de la conducción.

Un aspecto muy importante a tener en cuenta para el diseño del sistema de tuberías es el de la velocidad que alcanza el fluido por el interior de las conducciones. Dicha velocidad, en el caso de la circulación isoterma de fluidos incompresibles, viene determinada por el caudal y el diámetro de la sección interna de la conducción, y para cada fluido tiene un valor máximo que no debe ser sobrepasado, ya que de lo contrario puede producirse un deterioro del producto por tratamiento mecánico inadecuado. Los valores aproximados que se usan en la práctica dependen del tipo de fluido que se trate, pero los más corrientes se recogen en la Tabla 1. Los valores de la tabla son los más corrientes en la práctica ordinaria, sin embargo, en condiciones especiales, pueden requerirse velocidades que están fuera de los intervalos indicados. Las velocidades pequeñas han de ser las más utilizadas, especialmente cuando el flujo es por gravedad desde tanques elevados (McGraw-Hill, 1991).

Tabla 1.3. Velocidades para tipos de fluidos.

Fluido	Tipo de Flujo	Velocidad (m/s)
Líquidos poco viscosos	Flujo por gravedad	0.15 - 0.30
	Entrada de bomba	0.3 - 0.9
	Salida de bomba	1.2 - 3
	Línea de conducción	1.2 - 2.4
Líquidos viscosos	Entrada de bomba	0.06 – 0.15
	Salida de bomba	0.15 – 0.6
Vapor de agua		9 - 15
Aire o gas		9 - 30

1.6 Metodología de selección de bombas.

1.6.1. Principios básicos para el cálculo de las bombas.

Según (Fernández, 2000) son dos los tipos de bombas que se utilizan en instalaciones de proceso.

1. Bombas centrífugas, muy extendidas, cuentan con una gran variedad de aplicaciones.

Están especialmente indicadas para el manejo de productos de baja viscosidad, no siendo aptas para líquidos fuertemente aireados. Este tipo de bomba es el que se debe utilizar siempre que la aplicación concreta lo permita, ya que es la más barata en cuanto a compra, operación y mantenimiento, y también la más adaptable a diferentes condiciones de operación. Se recurrirá a ella para el bombeo de todo tipo de líquidos de relativamente baja viscosidad y que no requieran un tratamiento particularmente suave.

2. Bombas de desplazamiento positivo. Existen diversas clases, como las alternativas (Pistón) y las rotativas (lóbulos). Están especialmente indicadas para el bombeo de fluidos de viscosidad elevada.

Algunos conceptos importantes para el cálculo de bombas, son:

- **Altura total de aspiración:** Representa la presión a la entrada de la bomba. Es la suma Algebraica de la altura estática de aspiración (distancia de la superficie libre del líquido al eje de la bomba), presión existente sobre el líquido y pérdidas de carga por rozamiento de la tubería de aspiración. Los dos primeros sumandos pueden ser positivos o negativos, pero el tercero es siempre negativo.

- **Altura total de impulsión:** Es la suma algebraica de la altura estática de impulsión, pérdida de carga en la impulsión y presión sobre el líquido en el punto de recepción. (MOTT, Robert. Cuarta Edición, Mc Graw Hill, Año de publicación 1996,pag.419,420)

La diferencia entre las alturas totales de impulsión y de aspiración es la carga de la bomba, es decir, la energía que ha de ser conferida al fluido.

- **Carga neta positiva de aspiración:** Se representa por las siglas NPSH (de la expresión inglesa "Net Positive Suction Head") y es necesario diferenciar entre dos conceptos: la NPSH requerida (NPSHr) y la NPSH disponible (NPSHdis). La primera depende del diseño de la bomba y representa la energía necesaria para llenar la parte de aspiración de la misma y vencer las pérdidas por rozamientos y aumento de velocidad desde la conexión de aspiración hasta el punto donde se incrementa la energía. Es, por tanto, un valor que depende del diseño constructivo de la bomba y que debe suministrar el fabricante de la misma. La NPSH disponible es la diferencia entre la presión a la entrada de la bomba y la tensión de vapor del fluido a la temperatura de funcionamiento, medidas ambas en metros de columna de líquido.

Lógicamente siempre deberá cumplirse que la NPSHdis sea mayor o igual que la NPSHr. Por otro lado la NPSHdis siempre habrá de ser positiva y lo mayor posible, ya que de este modo se evitará que la presión a la entrada de la bomba descienda por debajo de la presión de vapor del fluido en las condiciones de temperatura existentes en dicho punto, lo que provocaría la aparición de burbujas de vapor, con el consiguiente peligro de que la bomba entre en cavitación lo que reduce su carga y eficacia al tiempo que daña el material de la misma, reduciendo seriamente la vida útil de la bomba.

1.6.2. Elección del modelo de bomba adecuado.

Para la selección del modelo adecuado de bomba (una vez establecido el tipo de ésta) se recurrirá a las llamadas curvas características de la bomba, aportadas por el fabricante de las mismas. Se necesitan tres curvas diferentes:

- Las de caudal y carga de la bomba, llamadas curvas QH
- Las de potencia del motor necesario, kW
- Las de Carga Positiva Neta de Aspiración Requerida (NPSHr)

Las curvas características se construyen normalmente mediante pruebas realizadas con agua, por lo que sus datos se deben recalcular si se van a bombear líquidos con otras propiedades físicas. (Martínez Jáuregui, 2007).

El modo de proceder, en el caso de las bombas centrífugas, para el empleo de estas curvas es el siguiente:

- 1) Conocer el fluido a bombear, la temperatura de bombeo y las propiedades físicas del fluido (densidad y viscosidad) a dicha temperatura.
- 2) Establecer el caudal volumétrico a desarrollar (m³/h).
- 3) Conocer la carga de la bomba, para lo que hay que determinar previamente las alturas totales de impulsión y aspiración.
- 4) Con la carga y el caudal que se precisan se ha de acudir a la curva QH y, fijando estas dos magnitudes, determinar el diámetro del rodete, que en caso de no resultar un valor exacto nos llevaría a escoger el valor mayor más cercano.
- 5) Con el diámetro de rodete determinado y el caudal, en la curva de potencia se determina el consumo de la bomba. El valor leído en la curva ha de incrementarse en un 15% como margen de seguridad.
- 6) Finalmente y en la curva de NPSHr se determina dicho valor, para el caudal desarrollado.

1.7. Metodología de análisis económico

Según (Peter and Timmerhaus, 1991) el volumen de producción anual puede calcularse sencillamente por la capacidad nominal de producción y las horas de producción. En el caso

específico de esta investigación, el cálculo del volumen de producción se corresponde con el volumen de producción perdido y para ello se puede usar las horas de paradas por fallos eléctricos.

- **Cálculos de ventas o ingresos.**

Son definidos por el precio del producto y los volúmenes de venta que pueden o no coincidir con el de producción.

En el presente trabajo el cálculo que se realizará corresponde con los ingresos dejados de recibir, a partir de los volúmenes de producción perdidos o dejados de producir, afectados por el correspondiente precio del producto.

CAPÍTULO 2. METODOLOGÍA DE INVESTIGACIÓN.

2.1. Descripción detallada del proceso

En la Sección 200, se procesa fracción 70-180 °C proveniente del patio de Tanque Intermedios Título 37 (TK-37-1130/31/32/33), a través de la estación de bombeo Título 51.

La sección cuenta de los siguientes bloques:

- **Hidrofinación**, es donde existe la refinación de la materia prima con Hidrógeno.
- **Reformación Catalítica**, es donde se aumenta el octanaje de dicha fracción, para obtener un reformado estable (Gasolina).

2.1.1. Hidrofinación

2.1.1.1. Alimentación Materia Prima

El suministro (40 a 63 m³/h), de fracción 70-180 °C (línea de 122/2) a la planta en operación normal viene por la línea 1103/3 del área de tanques intermedios (Títulos 37 y 51). También existe la facilidad que la alimentación a la planta venga directamente de la sección 100, a través de la línea 122/1, que va al tambor de materia prima D-201 a una temperatura de 40 °C y una presión de 5 Kgf/cm². El nivel de dicho tambor es controlado por nivel LIC-001, con alarma por alto (80%) y bajo nivel (20%), que actúa sobre la válvula de control LV-001, que se encuentra en la línea de entrada de materia prima (línea 122/1), Adicionalmente en dicha línea se encuentra el totalizador de flujo FQI- 057A.

El tambor de materia prima D-201, se encuentra presurizado a 5 Kgf/cm² con gas de estabilización que viene (línea 218/2) del tambor de reflujo de T-202 (D-203). Dicha presión es regulada por el control de presión PIC-002. Este control actúa en la opción de rango compartido sobre la válvula de control PV-002-1 (presurización), ubicada en la línea 218/2, que está en la entrada del mismo y sobre la válvula de control PV-002-2 (despresurización), ubicada a la salida de dicho tambor hacia el sistema de gas combustible.

La bomba de inyección de materia prima (P-201/R), succiona la fracción 70-180 °C desde el tambor D-201, por la línea 122/3, y la descarga (línea 122/6) para mezclarse con gas

hidrogenado circulante, suministrado (línea 212/2) por el compresor de pistón (C-201/R), a un flujo entre 17450 a 21150 m³n/h (normal), a una temperatura de 70 ° C y una presión de 39 Kgf/cm², por la línea 122/6, para ir al nudo mezcla. A la salida de la bomba (línea 122/4) se encuentra el controlador de flujo de FIC-002 que actúa sobre la válvula FV-002.

Existe también la posibilidad de operar a través del bloque de absorción, cuando la concentración de hidrógeno en el gas hidrogenado circulante en el sistema, es baja. La fracción 70-180 °C se descarga a través de la bomba P-201/R por la línea 122/5, y pasa al bloque de Absorción (Intercambiador E-210 y Separador B-206).

2.1.1.2. Bloque de Absorción

La fracción 70-180 °C va al intercambiador por agua E-210 por la línea 122/5, a través de la válvula motorizada YV-215, en donde se mezcla gas hidrogenado a un flujo entre 14.735 a 19.698 m³n/h (normal), a una temperatura de 100 °C y una presión 41 Kgf/cm², proveniente de la descarga del compresor C-203/R, por la línea 211/3. Esta mezcla entra por la línea 201/1, al intercambiador E-210 por la carcasa y por los tubos va agua de enfriamiento en contracorriente.

A la salida de dicho intercambiador la mezcla pasa al separador de gas hidrogenado y materia prima (B-206) a una temperatura de 40 °C y una presión de 40 Kgf/cm², por la línea 201/2. En esta línea se encuentra el indicador de temperatura con señal a panel TI-286.

En el B-206 se separa el gas hidrogenado enriquecido por la parte superior que va a:

- Al separador de succión B-203, del Compresor C-203 (B-203). (por línea 211/9) (Reposición perdidas de presión en sistema). De esta línea se desvía el exceso de gas hidrogenado hacia al flare (línea 211/15). A través del lazo de control PIC-001 controlando la presión del bloque de absorción y la cual está ubicada en la línea 211/15.
- Inyección de gas hidrogenado enriquecido al Sistema de Hidrofinación. (Línea 211/8), a través del lazo de control de presión PIC-003 al intercambiador E-207. La inyección de este gas es medido con el transmisor de flujo FIT-026, que se encuentra en dicha línea.

- Almacenamiento de Gas hidrogenado en título 17 (Gasómetros) por la línea 211/7. Cuando se envía gas hidrogenado a este título, se realiza a través de la válvula motorizada YV-214 y la presión del sistema se controla con el lazo de control PIC-024 que actúa sobre la válvula de control PV-024 que se encuentra igualmente en la línea 211/7.

El nivel del separador B-206 es controlado por LIC-020, con alarmas por alto (80%) y bajo (20%) nivel, que actúa sobre la válvula de control LV-020 que se encuentra en la línea 208/8, por donde se descarga el exceso a la línea de alimentación del tambor de materia prima (D-201).

La salida de la materia prima fracción 70-180 °C, del B-206, por la línea 122/6, llega a la línea 122/4, que va al nudo de mezcla. En la línea 122/6, se encuentra el regulador de flujo FIC-001, que actúa sobre la válvula de control FV-001.

Con respecto a las bombas P-201/R, se cuenta con la indicación remota de estado de cada motor (encendido o apagado) y alarma de sobrecorriente en el DCS del Sistema de Control de la Planta Combinada, por medio de comunicación vía protocolo Profibus DP desde el CCM.

2.1.1.3. Nudo de mezcla

En el nudo de mezcla llega la fracción 70-180 °C y por la línea 212/2, gas hidrogenado circulante del Compresor C-201/R. En esta línea se encuentra el transmisor de flujo FIT-025, el cual envía, además de la indicación de flujo en la consola de operación, una indicación de flujo hacia el BMS ubicado en el paquete de gas combustible y fuel oil de los hornos F-201.

Cuando exista muy bajo flujo de la fracción 70-180 °C ($20 \text{ m}^3/\text{h}$) medido por el indicador de flujo FITZ-002B o bajo flujo de Gas Hidrogenado por la línea 212/2 detectado por el FI-025 ($9000 \text{ m}^3/\text{h}$), proveniente del compresor C-201/R, se bloquean automáticamente la válvula de corte XV-201 y se produce una parada de la bomba de materia prima (P-201/R). Adicionalmente ocurre una parada de emergencia del F-201.

2.1.1.4. Bloque de Reacción

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 por la carcasa y en contracorriente por los tubos el flujo de retorno (hidrofinado inestable) que viene del reactor de refinación R-201, por la línea 203/1. Esta mezcla sale de este tren de intercambiadores a una temperatura 310°C y a una presión 37 Kgf/cm² va luego por la línea 202/2 hacia el horno F-201, en donde alcanza la temperatura de reacción 340-400°C y presión de 35 kgf/cm², para dirigirse, posteriormente por la línea 202/3 al Reactor R-201. Este intercambiador cuenta con indicaciones de temperatura a la entrada (TI-002) y salida (TI-003) del lado de carcasa y temperatura de salida por el lado de los tubos (TI-044).

La alimentación por la línea 202/2 es enviada a los dos pasos del horno F-201. A la entrada se encuentra el indicador de temperatura TI-204-1

Esta alimentación, tiene facilidades de entrada de vapor de agua (línea 41) y de aire de servicio (línea 28), las cuales se utilizan solamente durante el proceso de regeneración del catalizador de hidrofinación. Estos flujos de vapor y aire se regulan con los lazos de control FIC-206, FIC-204 y FIC-205, por medio de válvulas de control de flujo FV-206 y FV-204/205 respectivamente. Adicionalmente, el flujo de vapor de agua es medido con el indicador de flujo FI-206 y los flujo de entrada de aire se miden con los indicadores de flujo FI-204 y FI-205 respectivamente.

En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto. Esto se realiza en el patín de suministro de combustible, a través del TIC-201, que trabaja en cascada como maestro con los controles FIC-219 (Fuel Oil) o FIC-220 (Gas) que actúan sobre las válvulas de control FV-219/220 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-201 con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FIC-220 de gas combustible cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se encuentra la válvula reguladora PCV 226, con lo cual se garantiza alimentación mínima de gas combustible a los quemadores bajo esta condición.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta en el patín de suministro de combustible con la válvula autorregulada PCV-227.

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 sulfurosos, 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 $2,5 \text{ hora}^{-1}$.

La temperatura en el lecho catalítico es medida por sensores de temperatura multizonales. (TIAH-013-1 al 013-10, TIAH-014-1 al 014-10 y TIAH-015-1 al TIAH-015-10) con alarma por alta (400°C). Adicionalmente se cuenta con indicación de temperatura a la entrada del reactor R-201 (TI-012) el cual envía una alarma por alta temperatura al BMS del horno F-201. A la salida del fondo del reactor R-201 se cuenta con el indicador de temperatura TI-043.

El reactor R-201, cuenta también con un diferencial de presión (PDI-002), con alarma por alta. En la línea de salida del reactor R-201 (Línea 203/1), se encuentra el PIC-003, que actúa sobre la válvula de control PV-003, que está en la línea de inyección de gas hidrogenado fresco a la entrada del Intercambiador E-207 (línea 211/8). Con esto se logra controlar la presión del sistema recirculación de gas hidrogenado.

Finalmente la mezcla de gas y producto sale del reactor R-201, por la línea 203/1 a una presión de 35 Kg/cm^2 al tren de intercambiadores 1, 2,3-E-201, luego sale por la línea 203/2, a una temperatura 130°C y 32 Kg/cm^2 al enfriador por aire A-203 y posteriormente por la línea 203/3 a una temperatura de 55°C al intercambiador por agua E-207. (Mezcla de gas y producto por la carcasa y agua de enfriamiento por los tubos). A la salida de dicho intercambiador la mezcla, ya enfriada hasta una temperatura de 40°C y una presión de 31 Kg/cm^2 va al Separador de Hidrofinación B-201, por la línea 203/4. A la entrada del enfriador E-207 se encuentra el indicador de temperatura TI-045 y a la salida de este se ubica el indicador de temperatura TI-047.

En el B-201 se tiene la separación del producto hidrofinado inestable del gas hidrogenado circulante que sale por la parte superior y va:

- Al separador B-202, por la línea 212/1 y posteriormente a la succión de los compresores C-201/R, por la línea 212/1 en donde se encuentran las válvula motorizadas de corte de succión YV-211-1 y YV-211-2 respectivamente.

- Al sistema de flare, cuando se requiere realizar un vaciado del sistema de hidrofinación, por una emergencia. Para esto se cuenta con la válvula motorizada XV-202.

Se mantiene la presión en el separador B-201 a través del PIC-004, que actúa sobre la válvula PV-004, que se encuentra en la línea de gas combustible que sale por la parte superior de dicho tambor. Adicionalmente, en esta salida se encuentra el medidor de flujo FI-027.

El B-202, tiene lugar la separación de las gotas del producto inestable del gas hidrogenado.

El nivel del separador B-202 se controla a través LIC-021, con alarma por alta (70%) y por baja (30%), que actúa sobre la válvula de control LV-021, que está a la salida (línea 204/3), por donde se descarga periódicamente producto inestable a la línea de entrada del intercambiador E-202.

Adicionalmente este tambor cuenta con alarmas por muy alto nivel (LAHH-027) y por muy bajo nivel (LALL-027).

- En caso de presentarse en el tambor separador de succión B-202 un nivel mayor a 80%, se genera una señal de enclavamiento al compresor C-201/R para que se impida su arranque en caso que se encuentre apagado. Además, genera una parada de emergencia del mismo en caso que se encuentre encendido.
- En caso de presentarse en el tambor separador de succión B-202 un nivel menor a 20%, se desenergiza la válvula solenoide de suministro de aire de instrumentos a la válvula de control LV-021, lo que hace que esta se coloque en su posición de falla cerrada e impida la salida de gases por el fondo del tambor B-202.

A la salida de los compresores C-201/R, el gas hidrogenado circulante van a los filtros 1,2-V-201, retornado al nudo mezcla por la línea 212/2, en donde se encuentran las válvulas motorizadas de corte a la descarga YV-212-1 y 212-2 respectivamente. Existen también por la línea 212/2, facilidades de descarga al cabezal de venteo, en donde se cuenta con válvulas motorizadas de corte YV-213-1 y YV-213-2.

El nivel del separador B-201 se controla a través LIC-003, con alarma por alta (80%) y por baja (30%), que actúa sobre la válvula de control LV-003-01 ubicada a la salida (línea 204/1). Adicionalmente el tambor cuenta con una alarma por muy bajo nivel (LALL-003-2) el cual envía un comando de cierre a la válvula de corte XV-003-02 de dicho tambor, que va al intercambiador E-202 a una temperatura 40 °C y a una presión de 16 Kgf/cm². Adicionalmente se cuenta con el indicador de flujo FI-020 de salida del fondo del separador B-201.

Con respecto a los motores del enfriador A-203, se cuenta con la indicación remota de estado de cada motor (encendido o apagado) y alarma de sobrecorriente en el DCS del Sistema de Control de la Planta Combinada, por medio de comunicación vía protocolo Profibus DP desde el CCM.

2.1.1.5. Bloque de Estabilización

En el intercambiador E-202, se calienta el producto hidrogenado inestable hasta una temperatura de 150 °C y una presión 14 Kgf/cm² el cual pasa por los tubos en contracorriente con el hidrogenado estable que va por la carcasa proveniente del fondo de la Torre Estabilizadora T-201. A la salida de este intercambiador hacia la torre T-201 se cuenta con la indicación de temperatura TI- 050.

El Hidrogenado inestable pasa a la Torre Estabilizadora T-201, a través de la línea 204/2 y entra en los platos 16 y 19. Se cuenta con los indicadores de temperatura TI-054 y TI-055 para medir la temperatura de entrada de hidrógeno inestable a la torre T-201.

En esta Torre a una presión 12,5Kgf/cm², y a una temperatura de 140 °C en el tope y de 249 °C y 13 Kgf/cm² en el fondo se separa del hidrogenado, los productos formados en hidrofinación, tales como el Hidrógeno sulfurado, el amoníaco y el agua.

Por el tope de la torre, sale, por la línea 213/1, el gas hidrocarbonado hacia el Enfriador por aire A-201 a 140 °C y 12,5 Kgf/cm². La temperatura de tope de la torre T-201 es controlada a través del lazo de control de temperatura TIC-051 conectado en cascada con el lazo de control de reflujo desde el tambor D-202 al tope FIC-011. La gasolina liviana es succionada (línea 214/1), desde el tambor D-202, por la bomba de reflujo P-202/R y descargada a través de la línea 214/2.

Luego entra al Enfriador por aire A-201 y de ahí a 50 °C y 12 Kgf/cm² pasa por la línea 213/2 al intercambiador por agua E-205 (Gas hidrocarbonado por carcaza/ Agua por los tubos), saliendo a una temperatura de 40 °C y 12 Kgf/cm² hacia el Tambor de Reflujo de la T-201 (D-202) por la línea 213/3., La temperatura a la de salida del enfriador A-201 hacia el E-205, se observa a través del indicador TI-052 y la de la salida del E-205 hacia el tambor D-202, a través del TI-053.

La presión del Tambor D-202 se controla con PIC-005, que actúa sobre la válvula de control PV-005, que se encuentra en la salida superior de dicho tambor (línea 215/1) y en donde se encuentra el indicador de flujo FI-028. Este gas hidrocarbonado va al sistema Gas Combustible.

En el tambor D-202, existe también el controlador de nivel LIC-005 de la gasolina liviana que se encuentra en cascada con el lazo de control de flujo FIC-029, con alarma por bajo (20 %) y alto (80%) nivel. Este esquema de control regula el exceso de este reflujo a través de la bomba P-202/R hacia la línea 132/2 de Slop.

En este tambor de reflujo D-202, existe un controlador de nivel de internase Agua sulfhídrica-gasolina liviana (LIC-006), que actúa sobre la válvula de control de nivel LV-006, con una alarma por bajo (20%) y alto (80%) nivel, que se encuentra en la línea 230/1, por donde sale agua sulfhídrica que va directo a la planta de tratamiento de residuales (PTR).

Desde el fondo de la torre T-201, por la línea 205/4, sale la fracción 70-180 °C (hidrofinado estable), con una temperatura de 249 °C y una presión de 13 Kgf/cm², hacia intercambiador E-202. En esta línea se encuentra el indicador de temperatura TI-056.

Desde la línea 205/4, se deriva la succión (línea 205/1) de la bomba P-203/R, cuya descarga (Línea 205/2) va hacia el horno F-202. Desde el horno se reinyecta el hidrofinado estable en forma de chorro caliente a la torre T-201, por debajo del plato 1, a una temperatura 265 °C y una presión 14 Kgf/cm². En la línea 205/2 existe el controlador de flujo FIC-010 que actúa sobre la válvula FV-010. El flujo de recirculación caliente debe ser 205 m³/h.

La alimentación por la línea 205/2 es enviado a los dos pasos del horno **F-202** y para medir la temperatura a la entrada, se encuentra el TI-238.

En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto. Esto se realiza a través del TIC-212 que trabaja en cascada como maestro con los controles FIC-221 (Fuel Oil) y/o FIC-222 (Gas) que actúan sobre las válvulas de control FV-221/222 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-202 con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FV-222 de gas combustible cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se encuentra la válvula reguladora PCV-230, con lo cual se garantiza alimentación mínima de gas combustible a los quemadores.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta con la válvula autorregulada PCV-231.

En el fondo de la torre se encuentra el controlador de nivel (LIC-007), con una alarma por bajo (20%) y alto (80%) nivel, que actúa en cascada con el control de flujo FIC-012 (actúa sobre la válvula de control FV-012), que se encuentran a la salida de la bomba P-204/R. Esta línea es la alimentación al bloque de Reacción de Reformación.

Adicionalmente se cuenta con la indicación de presión PI-031 a nivel del plato 1 con una alarma por alta presión a 14,5 Kgf/cm² y el control de temperatura TIC-011 a nivel del plato 5.

La fracción 70-180 °C estable sale por la carcasa a 145 °C y una presión 12 Kgf/cm² del intercambiador E-202 (Por tubos fracción 70-180 °C inestable) y la temperatura de salida es observada a través del TI-066. De allí es succionada (línea 205/4) por la bomba de inyectos P-204/R y descargada por la línea 205/7 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.

Desde el intercambiador E-202, existe la facilidad de enviar por la línea 205/8, hidrofinado estable hacia el intercambiador por agua E-212 (a 40 °C y 12 Kgf/cm²), y de allí por la línea 205/9 al área de tanques intermedios (título 37). Esto es con objetivo de acumular hidrofinado estable para futuras arrancadas de la Planta. El flujo de la salida del

E-212 es controlado por el lazo de control FIC-019, que actúa sobre la válvula FV-019 y su temperatura puede ser observada a través del TI-067.

Con respecto a los motores del enfriador A-201 y las bombas P-202/R, P-203/R y P-204/R, se cuenta con la indicación remota de estado de cada motor (encendido o apagado) y alarma de sobrecorriente en el DCS del Sistema de Control de la Planta Combinada, por medio de comunicación vía protocolo Profibus DP desde el CCM.

2.1.2. Reformación

2.1.2.1. Nudo de Mezcla

En el nudo de mezcla se une hidrogenado estable proveniente de la descarga de la bomba P-204/R, con gas hidrogenado de circulación (86.740-117.970 m³/h normal) proveniente por la línea 210/4 del separador B-210 (Tambor de descarga del compresor 1,2C-202/R). Este gas hidrogenado viene con una temperatura 90 °C y una presión de 23 Kgf/cm².

A la salida (línea 205/7) del P-204/R, se encuentra la válvula de control de flujo FV-012. En caso de que el flujo que se observa a través del transmisor de flujo FITZ-012B, baje a 30 m³/h, se cierra automáticamente a través del SPE la válvula de corte XV-203 y se para automáticamente la bomba P204/R. También existe la posibilidad, cuando ocurre este escenario, se cierra la válvula de corte XV-201 y se produce una parada por emergencia de la bomba P-201/R.

El flujo de gas rico en hidrogeno es medido por el FI-032. Cuando se registre un flujo menor a 45.000 m³/h, automáticamente hay una parada emergencia de la bomba de inyectos al reformador P-204/R.

2.1.2.2. Bloque de Reacción

Después del nudo de mezcla, el hidrofinado estable con gas hidrogenado, a una temperatura de 97°C y una presión de 23 Kgf/cm², pasa (línea 206/1) al precalentamiento en los intercambiadores 3,2,1-E-203, los cuales trabajan en serie. Este producto pasa por la carcasa y en contracorriente por los tubos el flujo de retorno (reformado inestable) que viene del reactor de reformación R-204, por la línea 207/1.

La temperatura desde el nudo de mezcla, hacia los intercambiadores 1,2,3 E-203 se mide a través del TI-068, la temperatura de salida de estos intercambiadores hacia el horno F-203 se mide con el TI-069 y la temperatura del flujo de contracorriente desde estos intercambiadores hacia los enfriadores 1,2 A-204 se mide con el TI-260.

Esta mezcla sale de este tren de intercambiadores a una temperatura 437°C y a una presión 21 Kgf/cm² y va luego por la línea 206/2 hacia primera cámara del horno F-203, entrando primero a la zona de convección. Posteriormente sale de esta cámara por la línea 206/3 hacia el reactor R-202. La temperatura de entrada a la zona de convección del horno F-203 se mide por el TI-246 y a la salida de esta zona, por el TI-295.

En la salida de la primera cámara del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto para entrar al primer reactor R-202. Esto se realiza a través del TIC-223 que trabaja en cascada como maestro con los controles FIC-244 (Fuel Oil) y/o FIC-243 (Gas) que actúan sobre las válvulas de control FV-244/243 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-203 (1era cámara) con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FV-243 cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se encuentra la válvula reguladora PCV 205, con lo cual se garantiza alimentación mínima de gas combustible a los quemadores.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta con la válvula PCV-203.

A la salida de la primera cámara del horno F-203 se encuentra la alarma de muy alta temperatura TAHH-216-1, instalada en la configuración de voto 1oo2, conectada al BMS de esta cámara.

La salida del reactor R-202 por la línea 206/4 se dirige a la segunda cámara del horno F-203, específicamente a la zona 1, luego pasa a la zona 2 del mismo y posteriormente sale por la línea 206/5 hacia el reactor R-203. La temperatura de salida del fondo del reactor R-202 es medida con el indicador de temperatura TI-114. La temperatura a la entrada de dicho horno se mide con el TI-248, el cual cuenta con alarmas por alta y baja temperatura.

En la salida de la segunda cámara, en la zona 1 del horno, se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto para entrar a la zona 2 de la misma cámara. Esto se realiza a través del TIC-213 que trabaja en cascada con los controles FIC-247 (Fuel Oil) y/o FIC-248 (Gas) que actúan sobre la válvulas de control FV-247/248 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-203 (2da cámara, zona 1) con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FV-248 de gas combustible cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se encuentran la válvula reguladora PCV- 218, con lo que se garantiza la alimentación mínima de gas combustible a los quemadores.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta con la válvula PCV-215.

A la salida de la segunda cámara del horno F-203, en la zona 1, se encuentra la alarma de muy alta temperatura TAHH-213-1, instalada en la configuración de voto 1oo2, conectada al BMS de esta cámara.

En la salida de la segunda cámara del horno (Zona 2) se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto para el reactor R-203. Esto se realiza a través del TIC-214 que trabaja en cascada con los controles FIC-294 (Fuel Oil) y/o FIC-293 (Gas) que actúan sobre las válvulas de control FV-294/293 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-203 (2da cámara, zona 2) con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FV-293 de gas combustible cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se encuentra la válvula reguladora PCV 262, con lo cual se garantiza alimentación mínima de gas combustible a los quemadores.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta con la válvula PCV-221.

A la salida de la segunda cámara del horno F-203, en la zona 2, se encuentra la alarma de muy alta temperatura TAHH-214-1, instalada en la configuración de voto 1oo2, conectada al BMS de esta cámara.

La salida del reactor R-203 por la línea 206/6 se dirige a la tercera cámara del horno F-203 y posteriormente sale de la misma por la línea 206/7 hacia el reactor R-204. La temperatura de salida del fondo del reactor R-203 es medida con el indicador de temperatura TI-193. La temperatura de entrada a la tercera cámara del horno F-203 se mide a través del TI-224 y cuenta con una alarma por alta.

En la salida de la tercera cámara del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto para entrar al tercer reactor R-204. Esto se realiza a través del TIC-215 que trabaja en cascada con los controles FIC-245 (Fuel Oil) y/o FIC-246 (Gas) que actúan sobre las válvulas de control FV-245/246 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-203 (3ra cámara) con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FV-246 de gas combustible cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se encuentra la válvula reguladora PCV 211, con lo cual se garantiza alimentación mínima de gas combustible a los quemadores.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta con la válvula PCV-209.

A la salida de la tercera cámara del horno F-203, se encuentra la alarma de muy alta temperatura TAHH-215-1, instalada en la configuración de voto 1oo2, conectada al BMS de esta cámara.

El proceso de reformación tiene lugar en los reactores R-202/203/204, cuyo lecho catalítico se encuentra en una distribución de 1/2,5/5 respectivamente. Las reacciones en los mismos ocurren en presencia de un catalizador polimetálico de Platino-Renio, sobre un soporte de alúmina y con una adición de compuesto orgánico de Cloro (dicloroetano). La relación molar de hidrógeno materia prima es de 7 a 1, lo que equivale 1100 a 1300 m³ normal/m³ materia prima.

La velocidad espacial de conducción del hidrofino estable a los reactores de reformación es de $1,5 \text{ h}^{-1}$

Cada reactor cuenta con indicadores de diferencial de presión, los cuales son PDI-212/213/214, conectados al BMS. Los mismos cuenta con alarma por alta presión diferencial.

La presión del sistema se controla a través del PIC-006, a través del indicador de presión PI-006 ubicado a la salida del fondo del reactor R-204, (15 Kg/cm^2). El mismo actúa sobre las válvulas de control PV-006-2 y PV-006-3, que se encuentran en la línea 211/16 en los compresores C-203/R que va luego al flare y la PV-006-1 en la línea 211/9, proveniente del separador B-206 y que va hacia el separador B-203 del compresor C-203.

El flujo de entrada al tambor separador de succión B-203 es medido con el indicador de flujo FI-021.

El nivel del separador B-203 se controla a través LIC-018, configurado en el CMS del compresor C-203/R, que actúa sobre la válvula de control LV-018, que está a la salida (línea 208/5), por donde se descarga periódicamente producto inestable hacia el tambor de materia prima D-201. Dicho tambor cuenta con alarma por alto (70 %) y bajo (30%) nivel.

Adicionalmente este tambor cuenta con alarmas por muy alto nivel (LAHH-019) y por muy bajo nivel (LALL-019).

- En caso de presentarse en el tambor separador de succión B-203 un nivel mayor a 80%, se genera una señal de enclavamiento al compresor C-203/R para que se impida su arranque en caso que se encuentre apagado. Además, genera una parada de emergencia del mismo en caso que se encuentre encendido.
- En caso de presentarse en el tambor separador de succión B-203 un nivel menor a 20%, se desenergiza la válvula solenoide de suministro de aire de instrumentos a la válvula de control LV-018, lo que hace que esta se coloque en su posición de falla cerrada e impida el flasheo en el fondo del tambor B-203.

En la succión de los compresores C-203/R, por la línea 211/1 desde el separador B-203, se encuentran las válvula motorizadas de corte de succión YV-208-1 y YV-208-2, respectivamente.

A la salida de los compresores C-203/R, el gas hidrogenado circulante van a los filtros 1,2-V-203, y de allí va hacia los intercambiadores 1,2 E-210, por la línea 211/3 en donde se encuentran las válvulas motorizadas de corte de descarga YV-209-1 y 209-2 respectivamente. Existen también por la línea 211/3, facilidades de descarga al cabezal de venteo, en donde se cuenta con válvulas motorizadas de corte YV-210-1 y YV-210-2.

Finalmente la mezcla de reformado inestable y gas sale del reactor R-204, por la línea 207/1 a una temperatura 515 °C (TI-259) y una presión de 15 Kgf/cm² al tren de intercambiadores 1,2,3-E-203, luego sale por la línea 207/2, a una temperatura 160 °C (TI-260) y 14 Kgf/cm² al enfriador por aire 1,2-A-204 y posteriormente por la línea 207/3 a una temperatura de 50 °C (TI-261) al intercambiador por agua E-208. (Mezcla de reformado y gas por la carcasa y agua de enfriamiento por los tubos). A la salida de dicho intercambiador la mezcla, ya enfriada hasta una temperatura de 40°C (TI-261) y una presión de 12 Kgf/cm² va al separador de Reformación B-204, por la línea 207/4.

La temperatura de salida de los enfriadores 1,2 A-204 hacia el intercambiador E-208 se mide con el TI-261 y la temperatura de salida del E-208 hacia el separador de reformación B-204 se mide con el TI-262.

El gas hidrogenado separado en el tambor B-204, sale a una temperatura de 40°C y a 12 Kgf/cm² de presión. Este se dirige, si es necesario a las Torres de Zeolitas (1,2-T-203), de acuerdo a la humedad en el mismo, de lo contrario se dirige al separador de succión de los compresores C-202/2C-202/C-202R (B-205,) en donde se realiza la separación del gas hidrogenado con arrastre del catalizado estable.

El nivel del separador B-205 se controla a través LIC-022 configurado en el CMS de dicho compresor, con alarma por alto (70%) y bajo nivel (30%), que actúa sobre la válvula de control LV-022, que está a la salida (línea 208/4), por donde se descarga periódicamente producto inestable hacia el tambor de materia prima D-201. Dicho separador cuenta con alarma por alto y bajo nivel (LAHL-028).

- En caso de presentarse en el tambor separador de succión B-205 un nivel mayor a 80%, se genera una señal de enclavamiento a los compresores C-202/1/2/R para que se impida su arranque en caso que se encuentre apagado y se requiere encender en esta

condición. Además, genera una parada de emergencia del mismo en caso que se encuentre encendido.

- En caso de presentarse en el tambor separador de succión B-205 un nivel menor a 20%, se desenergiza la válvula solenoide de suministro de aire de instrumentos a la válvula de control LV-022, lo que hace que esta se coloque en su posición de falla cerrada e impida la salida de gases por el fondo del tambor B-205.

A la succión de los compresores C-202/2C-202/C-202R, por la línea 210/1, proveniente del separador B-205, se encuentran las válvula motorizadas YV-205-1, YV-205-2 y YV-205-3, respectivamente. En esta línea se cuenta con el analizador de humedad AI-002.

A la salida de los compresores C-202/2C-202/C-202R, el gas rico en hidrogeno pasa por los filtro 1,2,3-V-202, y sale de los mismos por la línea 210/4 al separador B-210. En estas líneas de salida de dichos filtros se encuentran las válvulas motorizadas YV-206-1, 206-2 y la YV-206-3. Existen también por la línea 210/4, facilidades de descarga al cabezal de venteo, en donde se cuenta con válvulas motorizadas de corte YV-207-1, YV-207-2 y YV-207-3.

El nivel del separador B-210 se controla a través LIC-025, que actúa sobre la válvula de control LV-025, que está a la salida (línea 208/7), por donde se descarga periódicamente catalizado inestable hacia el tambor de materia prima D-201. Dicho tambor cuenta con alarma por alta (80 %) y bajo (20%) nivel.

El separador B-204, cuenta con el controlador nivel LIC-014, con alarma por alto (70%), por bajo (30%) y por bajo (20%) nivel, conectado en cascada como maestro con el controlador de flujo FIC-022, que actúa sobre la válvula de control FV-022, y que está ubicada en la línea 208/2 a la descarga de la bomba P-205/R. Con dicho lazo se controla el nivel de líquido de dicho tambor.

En caso de presentarse en el tambor separador B-204 un valor muy bajo de nivel, se activa el interruptor de nivel LSLL-014-1, el cual activa a su vez el SPE, a través del interlock I-31, el cual genera un cierre de emergencia de la válvula de corte XV-014-1, ubicada a la descarga de la bomba P-205/R y un paro de emergencia de esta bomba.

Adicionalmente el separador B-204 cuenta con controlador de nivel LIC-013 con alarma de alto (80%) y bajo nivel (20%), que actúa sobre la válvula LV-013, que se encuentra en la línea 138/6, la misma es para evacuación de la solución de álcali al 2% usado, a la sección 100 (Bloque de aditivo). Este álcali, se utiliza solamente después del proceso de regeneración para neutralizar los cloruros, en el circuito de reformación. (Después 1,2,3-E-203).

El tambor B-204 cuenta además con el indicador de presión de tope PI-016.

El exceso de gas hidrogenado del sistema que sale del B-204 y que va hacia el B-203 (tambor de succión de los C-203/R) es medido a través del FI-021.

Cuando se requiere realizar un vaciado por emergencia del sistema, se realiza desde el tope del separador B-204, a través del sistema de alivio. Para ello se cuenta con la válvula motorizada YV-204. El sistema se utiliza cuando se realiza la etapa de regeneración con nitrógeno y aire del catalizador polimetálico a través de la línea 225/1. Para esto se cuenta con el controlador PIC-007 que actúa sobre la válvula de control PV-007.

El líquido separado (catalizado inestable), en el separador B-204, es succionado, a través de la línea 208/1 por la bomba P-205/R. La descarga de dicha bomba va al intercambiador E-204 a una temperatura 40 °C y a una presión de 16 Kgf/cm². El catalizado inestable entra por la carcasa e intercambia con el catalizado estable proveniente del fondo de la Torre estabilizadora T-202 que entra en dicho intercambiador por los tubos.

Cuando se está realizando la regeneración del catalizador polimetálico se inyecta álcali al 2% proveniente del bloque aditivo de la sección 100 a una porción de la descarga del B-204 y se recircula por la bomba P-205/R hacia el enfriador A-204 y dicho flujo es controlado por el lazo de control FIC-016, que actúa sobre la válvula de control FV-016.

Con respecto a los motores de los enfriadores 1,2 A-204 y la bomba P-205/R, se cuenta con la indicación remota de estado de cada motor (encendido o apagado) y alarma de sobrecorriente en el DCS del Sistema de Control de la Planta Combinada, por medio de comunicación vía protocolo Profibus DP desde el CCM.

2.1.2.3. Bloque de Estabilización

En el intercambiador E-204, se calienta el producto catalizado inestable hasta una temperatura de 140 °C y una presión 14 Kgf/cm².

El catalizado inestable pasa a la Torre Estabilizadora T-202, a través de la línea 208/3 y entra en los platos 18 y 21. La temperatura de salida del E-204 hacia la torre T-202 se mide con el TI-263. y la temperatura de entrada del E-204 proveniente de la descarga de la bomba P-205/R es medida con el TI-262.

En esta Torre a una presión 11,5Kgf/cm², y a una temperatura de 70 °C en el tope y de 235 °C y 12 Kgf/cm² en el fondo se separa las fracciones livianas del catalizado.

Por el **tope de la Torre**, sale, por la línea 216/1, la fracción liviana al enfriador por aire A-202 a 55 °C y 11,5 Kgf/cm² y posteriormente (línea 216/2) al intercambiador por agua E-206 (fracción liviana por carcaza/ Agua por los tubos), saliendo a una temperatura de 40 °C y 11,5 Kgf/cm² hacia el Tambor de Reflujo de la T-202 (D-203) por la línea 216/3.

La temperatura de salida del tope de la Torre T-202 hacia el enfriador A-202 es controlada con el lazo de control TIC-266, el cual actúa en cascada con el controlador del reflujo a tope de esta torre FIC-018. La temperatura de la salida del enfriador A-202 hacia la entrada del intercambiador E-206 es medida con el TI-267 y la temperatura de salida del E-206 hacia el tambor de reflujo de la T-202 (D-203) es medida con el TI-268. La Presión de tope de la torre T-202 es medida con el indicador de presión PI-008-2 con alarma por alta presión.

La presión del tambor D-203 se controla con PIC-008, que actúa simultáneamente sobre las válvulas de control PV-008-1/2, que están en la salida superior de dicho tambor (línea 218/1) y en donde existe un indicador de flujo FI-031. Por esta línea sale gas de estabilización al sistema de gas combustible. También por esta línea existen dos facilidades para enviar gas estabilizado al D-201 por la línea 218/2 y al bloque de aditivos por la línea 218/3.

En el tambor D-203, existe un control de nivel (LIC-012), con alarma por alta y por baja, que actúa sobre la válvula de control de LV-012, que se encuentra en la línea de exceso de

reflujo, que es enviado por la línea 217/3, desde la descarga de la bomba P-206/R hacia la sección 400. Este exceso de reflujo es medido por el indicador de flujo FI-030.

En período de arranque por la línea 409/5, existe la facilidad de presurizar el D-203 de la sección 400.

La fracción liviana es succionada (línea 217/1), desde el tambor D-203, por la bomba de reflujo P-206/R y descargada a través de la línea 217/2, que es en donde se encuentra el lazo de control de flujo FIC-018, con la que se regula el reflujo de fracción liviana al tope de la torre T-202.

Desde el Fondo de la torre T-202, por la línea 209/4, sale catalizado estable, con una temperatura de 235 °C y una presión de 12 Kgf/cm², hacia intercambiador E-204. En esta línea se encuentra el indicador de temperatura TI-292. La temperatura de salida del E-204 hacia el enfriador A-205 es medida con el TI-269.

Desde la línea 209/4, se deriva la succión (línea 209/1) de la bomba P-207/R, cuya descarga (Línea 209/2) va hacia el horno F-204. Desde el horno se reinyecta el catalizado estable en forma de chorro caliente a la torre T-202, por debajo del plato 1, (línea 209/3) a una temperatura 262 °C y una presión 12 Kgf/cm². En la línea 209/2 existe el controlador de flujo FIC-017, que actúa sobre la válvula FV-017. El flujo de recirculación caliente debe ser 106 m³/h. Además, en caso de presentarse un descenso del flujo por debajo del valor de bloqueo (descarga de la bomba P-207/R), se genera una activación del SPE por medio del interlock I-8, el cual corta al horno F-204 el fuel oil y gas por medio de su BMS.

La alimentación por la línea 209/2 es enviado a los dos pasos del horno F-204. A la entrada se encuentra el indicador de temperatura TI-270.

En la salida del horno se controla la temperatura adecuada que debe tener el producto. Esto se realiza a través del TIC-232 que trabaja en cascada con los controles FIC-231 (Fuel Oil) y/o FIC-232 (Gas) que actúan sobre las válvulas de control FV-231/232 (Entrada de fuel oil/Gas al horno). En caso que se opere el horno F-204 con gas combustible, el BMS dispone de un reset al control de flujo para colocarlo en condición de flujo mínimo. Adicionalmente la válvula de control FV-232 de gas combustible cuenta con indicación de posición cerrada. En caso de cierre de esta válvula, se cuenta con un desvío en donde se

encuentra la válvula reguladora PCV 250, con lo cual se garantiza alimentación mínima de gas combustible a los quemadores.

Por otra parte para regular la presión de los cilindros de gas de reserva al quemador, se cuenta con la válvula PCV-251.

A la salida de la cámara del horno F-204, se encuentra la alarma de muy alta temperatura TAHH-202-1, instalada en la configuración de voto 1oo2, conectada al BMS de este horno.

En el fondo de la torre se encuentra el controlador de nivel (LIC-011), con alarma por alto (80%) y bajo (20%) nivel, que actúa sobre la válvula de control de nivel LV-011, que se encuentran a la salida del intercambiador por agua E-209. Finalmente el catalizado estable sale del intercambiador E-204 hacia el enfriador por aire A-205 y de allí al intercambiador E-209. A la salida de dicho intercambiador el catalizado estable sale a una temperatura de 40 °C y una presión 12 Kgf/cm² por la línea 209/7 hacia el Patio de tanques intermedios, Titulo 38 (TK-1141/1142/1143). El flujo totalizado de salida de catalizado estable es medido con los totalizadores de flujo FQI-049 y FQI-049-1. La temperatura de salida del A-205 hacia el intercambiador E-209 es medida con el TI-291 y la temperatura de salida del E-209 hacia el patio de tanques intermedios es medida con el TI-285.

La torre T-202 cuenta además con indicadores de temperatura a nivel de los platos: 21 (TI-265), 18 (TI-264) y 5 (TI-003). Además cuenta con la indicación de presión PI-019 a nivel del fondo de la torre.

Con respecto a los motores de las bombas P-206/R y P-207/R y los enfriadores A-202 y A-205, se cuenta con la indicación remota de estado de cada motor (encendido o apagado) y alarma de sobrecorriente en el DCS del Sistema de Control de la Planta Combinada, por medio de comunicación vía protocolo Profibus DP desde el CCM.

2.2. Afectaciones a la Producción de la Empresa.

Luego de la ocurrencia de un fallo eléctrico, inmediatamente en la unidad de reformación catalítica, ocurre una desestabilización de sus parámetros operacionales que provocan las afectaciones descritas en el primer capítulo y otras afectaciones como resulta el volumen de producción de la gasolina que afecta los planes de producción.

Debido al tiempo que lleva la estabilización de los parámetros operacionales, y la estabilización de la operatividad de los equipos como son los compresores, las bombas y los enfriadores por aire, así como el encendido de los hornos, los cuales son condicionantes para poder seguir con la estabilización del proceso, o sea, para una estabilización completa de todos los parámetros operacionales de la planta, se producirá una afectación en los volúmenes de producción que dependerá en gran medida del tiempo en que se puedan introducir al sistema los equipos antes mencionados en su forma óptima; este tiempo varía según la gravedad de la afectación del fallo eléctrico y del tiempo de duración del mismo, aunque no es directamente proporcional la relación de tiempo del fallo contra tiempo de desestabilización de la planta, porque un fallo eléctrico puede ser de muy pocos segundos y podría provocar significativas demoras en la estabilización de los parámetros operacionales del proceso.

Además, una vez estabilizados los parámetros operacionales, demora algún tiempo obtener un resultado fidedigno del laboratorio del producto de salida de la planta, por lo que hasta que no esté en parámetros óptimos de calidad de la gasolina que es el producto final de la planta, no se puede enviar el chorro de salida hacia Tanque Terminado.

El tiempo promedio de los fallos eléctricos ocurridos, así como el volumen dejado de producir de gasolina asociado a ese tiempo, son aspectos a determinar en este trabajo.

2.3. Determinación de cantidad de fallos eléctricos ocurridos y consecuencias de los fallos.

Los fallos eléctricos ocurridos desde que se comenzó a producir en la refinería, han sido muchos, por lo que se pudo lograr hacer una toma de datos de un registro histórico de 5 años, desde el 2010 al 2014, organizándolos por fecha en una tabla (anexo # 4) que recoge también el tipo de fallo si es externo o interno, el tiempo de duración de la estabilización de la planta y los principales equipos que se ven involucrados y afectados cuando ocurre un fallo eléctrico y que inciden en el tiempo de estabilización de la planta.

Para lograr explicar mejor todo lo que ocurre, se describe el proceso en tres momentos:

- a) Primer momento: Operación normal de la planta.

- b) Segundo momento: Operación de la planta bajo un fallo eléctrico.
- c) Tercer momento: Operación de la planta bajo un fallo eléctrico con un sistema adicional de nafta hidrofinada.

2.3.1. Primer momento: Operación normal de la planta.

Mientras la planta está trabajando en su régimen normal, se recibe la Nafta Pesada desde los tanques de MCP en el Tambor D-201, del cual una bomba succiona esta nafta y la inyecta al Hidrofinador, y desde el Hidrofinador sale la Nafta Hidrofinada hacia el Reformador, para obtener como producto final el Reformado Estable o Catalizado Estable.

En operación normal la producción media diaria del Reformador es de 1176 m³/día de Catalizado Estable, pues tiene una producción de 49 m³/h como promedio, esta es la producción que va a tanques de almacenamiento de productos terminados.

En el Hidrofinador la producción media diaria es de 1680 m³/día de Nafta Hidrofinada hacia el Reformador, pues tiene una producción de 70 m³/h de inyectado al reformador como promedio. Esta producción no se considera como producto terminado, es un producto intermedio para lograr la producción del Catalizado Estable.

2.3.2. Segundo momento: Operación de la planta bajo un fallo eléctrico.

Al ocurrir el fallo eléctrico, que provoque una desestabilización en el proceso debido a que se apaguen las bombas y compresores y a su vez por el esquema de seguridad de la planta se apaguen los hornos, entonces se procede a realizar las acciones pertinentes para operar la planta bajo el efecto del fallo eléctrico y lograr restablecer los parámetros de operación.

Lo primero que se hace es estabilizar el Reformador, pues es donde se produce el Hidrógeno necesario para el proceso de Hidrofinación de la Nafta Pesada. Para comenzar a buscar parámetros en el Reformador es necesario garantizar un nivel de nafta hidrofinada en la T-201 del Hidrofinador, desde la cual se inyecta esa nafta hidrofinada hacia el reformador, pero para ello se debe vaciar la nafta pesada existente en el tambor D-201 para rellenarlo de nafta hidrofinada desde los tanques de MCP.

Se ha calculado por la experiencia en este tipo de eventos, por su repetitividad, así como por la agilidad alcanzada por los operadores, que la operación de vaciado de la nafta pesada del tambor D-201 tiene un tiempo de duración de 20 minutos.

Una vez vaciada la nafta pesada se procede a llenar el tambor con nafta hidrofinada, lo cual demora 15 minutos, pues el tambor D-201 tiene una capacidad de 40 m^3 , la bomba de nafta de MCP P-51-1005 bombea un flujo máximo de hasta $65 \text{ m}^3/\text{h}$, y el tambor D-201 se llena al 40 % de su capacidad en estos casos de fallos para comenzar las operaciones de forma expedita. Si se suma 5 minutos que demora la coordinación con el área de MCP, toda la operación dura alrededor de 40 minutos.

El tiempo de estabilización de la planta se conoce de forma global, o sea como la sumatoria de los tiempos de las dos plantas y no por separados, no existe información alguna con la cual se pueda medir un tiempo de estabilización del hidrofinador y un tiempo de estabilización del reformador, una vez que ocurre el fallo y se logra estabilizar la planta ese tiempo se toma como tiempo de estabilización de la Planta de Reformación Catalítica (S-200), la cual tiene las dos unidades: Hidrofinador y Reformador.

El anexo en el que parecen los fallos en el periodo de tiempo comprendido entre los años 2010 al 2014 muestra el tiempo de estabilización de toda la planta en general, o sea hasta el momento en que se inyecta la nafta pesada al hidrofinador como es la operación normal, y con los parámetros operacionales estables y listos para producir la gasolina hacia los tanques de productos terminados.

2.3.3. Tercer momento: Operación de la planta bajo un fallo eléctrico con un sistema adicional de nafta hidrofinada.

Para minimizar el tiempo de estabilización de la planta, se propone en la hipótesis comprobar si es loable un sistema de alimentación adicional de nafta hidrofinada. La propuesta para este sistema es utilizar el tambor D-330 perteneciente a la planta S-300-2KO, cercana a la planta de Reformación Catalítica, este tambor tiene una capacidad de 20 m^3 .

La ventaja fundamental al tener un tambor de nafta hidrofinada como pulmón (sistema adicional de alimentación), es que permite ahorrar el tiempo de vaciado de la nafta pesada del D-201 que es de 20 minutos, y ahorrar también el tiempo de llenado con nafta hidrofinada que

es de 15 minutos, (ahorro de 35 minutos en total) además del tiempo de coordinación con el área de MCP que es de 5 minutos, esto suma 40 minutos de ahorro de tiempo, lo cual es fundamental para que la operación comience.

Con el tambor D-330 lleno con la capacidad de 20 m^3 , una vez que se pueda bombear la nafta hidrofinada, se iniciaría el bombeo hacia la torre T-201 para poder mantener su nivel de operación necesario, y de ahí bombear esa nafta hidrofinada para el Reformador. Una vez comenzada esta operación, se puede entonces coordinar con el área de MCP para que alinee el tanque de nafta hidrofinada y bombee la nafta hidrofinada hacia el tambor D-330 para mantener el nivel de este mientras dure el proceso de estabilización del reformador.

Cuando el reformador se desestabiliza después de un fallo eléctrico, se comienza la carga de nafta hidrofinada al 60 % del flujo normal de operación del reformador.

Flujo de operación del Reformador = $72 \text{ m}^3/\text{h}$,

Flujo al 60 % al Reformador = $43 \text{ m}^3/\text{h}$, (60 % de 72)

Flujo de la bomba de MCP = $65 \text{ m}^3/\text{h}$

Volumen del D-330 = 20 m^3

2.4. Metodología de cálculo empleada para el sistema auxiliar de suministro de Nafta hidrofinada.

2.4.1. Cálculo de las pérdidas de carga

El rozamiento de un fluido con las paredes de la tubería por la que circula provoca en el mismo una caída de presión. Conocer el valor de esta caída de presión es necesario de cara al cálculo de las bombas, pero también para comprobar que el diámetro elegido para la conducción es suficiente, pues de ser éste muy pequeño la pérdida de carga que se produzca será muy elevada. En este sentido se consideran valores razonables de caída de presión en una conducción los siguientes (para caudales de 0 a $60 \text{ m}^3/\text{h}$):

- Zona de aspiración de bombas: 0.40 kg/cm^2 (0.39 bar)

- Zona de impulsión de bombas: 0.6 a 0.8 kg/cm^2 (0.59 a 0.78 bar)

De esta forma, al realizar el cálculo de las pérdidas de carga, se procurará que, en la medida de lo posible, no superen los valores anteriores. Si esto sucediere habrá de aumentarse el diámetro de la conducción por encima del que recomienda la velocidad de circulación máxima del fluido, de modo que la pérdida de carga disminuya. Sin embargo, en algunos casos, no será posible incrementar dicho valor ya que éste se halla igualmente limitado por el diámetro de las conexiones de los equipos (sobre el que ha de informar el fabricante).

Para calcular las pérdidas de carga en una conducción se suele utilizar la ecuación de

Fanning, que expresada en términos de altura es la siguiente:

$$H = \left(\frac{4 * F * L}{d} \right) * \frac{v^2}{2g} \quad (2.4.1)$$

donde:

H - es la pérdida de carga en metros de columna de líquido (m.c.l.)

f - es un coeficiente de fricción adimensional

L - es la longitud de la tubería, m

d - es el diámetro interior de la tubería, m

v - es la velocidad del fluido, m/s

g - es la aceleración de la gravedad (9.81 m/s²)

El coeficiente de fricción "f" es función del tipo de flujo y se calcula del modo siguiente:

- Si el flujo es laminar ($Re \leq 2000$):

$$f = \frac{16}{Re} \quad (2.4.2)$$

Si el flujo es turbulento ($Re \geq 4000$) o pertenece a la llamada zona de transición ($2000 < Re < 4000$) se recurre a diagramas como el de Moody que expresa la relación entre "f", el número de Reynolds (Re) y un parámetro conocido como rugosidad relativa de la conducción, que se

representa como ε/d (d sigue siendo el diámetro interno de la conducción) y que se encuentra tabulado para distintos materiales. En concreto y para tubos de acero inoxidable el valor de diseño de ε es de 0.006 cm.

Por tanto para calcular las pérdidas de carga se hace necesario caracterizar el tipo de flujo que se da en la conducción, para lo que es preciso conocer el número de Reynolds, el cual se calcula de la expresión siguiente:

$$Re = \frac{d * v * \rho}{\mu} \quad (2.4.3)$$

donde:

v y d - representan las magnitudes ya indicadas en (2.3.1)

ρ - es la densidad del fluido, kg/m³

μ - es la viscosidad dinámica del fluido, Pa· s

Todo lo anterior es válido para fluidos newtonianos pero si el fluido no es de esta clase, será necesario, para calcular el factor de fricción de Fanning, recurrir a un gráfico de Moody modificado en el que se usa el número de Reynolds generalizado, que se calcula de la expresión siguiente:

$$Re' = \frac{d^n * v^{(n-1)} * \rho}{\mu} \quad (2.4.4)$$

2.4.2. Cálculo de las bombas

La ecuación de Bernoulli (balance de energía mecánica) para la circulación isotérmica de un fluido incompresible de un punto "1" a otro "2", expresada en términos de altura (m.c.l.), es la siguiente:

$$Z_2 - Z_1 + \frac{P_2 - P_1}{\rho * g} + \frac{v_2^2}{2 * \alpha_2 * g} - \frac{v_1^2}{2 * \alpha_1 * g} + h_{fr} = \Delta h \quad (2.4.5)$$

donde:

Z_i es la elevación del punto i , m.

P_i es la presión en el punto i , Pa.

v_i es la velocidad media del fluido en el punto i , m/s.

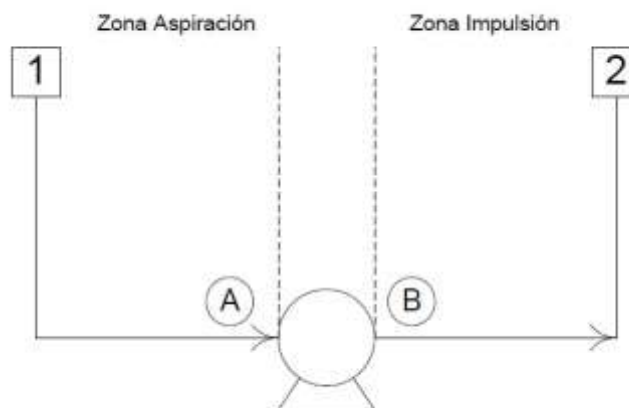
α_i es un término que depende del tipo de flujo que se produzca. Es igual a $1/2$ si el flujo es laminar ($Re \leq 2000$) y vale 1 para flujo turbulento ($Re \geq 4000$).

h_{fs} son las pérdidas de presión por rozamiento en la conducción, m.c.l.

Δh es la carga de la bomba en m.c.l.

ρ es la densidad del fluido (kg/m^3), que permanecerá constante, y "g" representa la aceleración de la gravedad (9.81 m/s^2).

Figura 1. Esquema de bombeo.



2.4.2.1. Sección circular de la tubería de succión

$$A = \frac{Q}{V} \quad (2.4.6)$$

$$d = \sqrt{\frac{A}{\pi}} \cdot 2 \quad (2.4.7)$$

2.4.2.2. Cálculo de las velocidades de succión

$$V = \frac{4 \cdot Q}{\pi \cdot D^2 \cdot 3600} \quad (2.4.8)$$

Dónde:

A - área

V - velocidad de la succión.

D - diámetro interior.

Q - caudal.

2.4.2.3. Número de Reynolds

$$Re = \frac{V \cdot D}{\nu} \quad (2.4.9)$$

Dónde:

D- diámetro interior

R_e - número de Reynolds.

\mathcal{V} - Viscosidad.

V- velocidad de la succión.

2.4.2.5. Rugosidad relativa

$$\frac{E}{D} \quad (2.4.10)$$

Dónde:

D - diámetro interior

E - coeficiente de rugosidad en tuberías de acero nuevo.

2.4.2.6. Coeficiente de fricción.

$$\frac{1}{\sqrt{f/8}} = 2.457 * \ln\left(\frac{3.7}{E/D}\right) \quad (2.4.11)$$

Dónde:

R_e - número de Reynolds

D- diámetro

E- coeficiente de rugosidad en tuberías de acero nuevo

f- coeficiente de fricción.

2.4.2.7. Longitud total de la tubería de succión.

$$LT = LTR + \sum Le \quad (2.4.12)$$

Dónde:

LT- longitud total.

LTR - longitud de tramo recto.

Le - longitud equivalente a los accesorios.

2.4.2.8. Pérdidas totales de succión

$$h_f = f \frac{LT}{Di} * \frac{v^2}{2g} \quad (2.4.13)$$

Dónde:

Hf- pérdida de energía.

f- coeficiente de fricción.

LT- longitud total.

D- diámetro interior.

g- gravedad.

V- velocidad.

2.4.2.9. Para la tubería de descarga se utilizan las mismas ecuaciones utilizadas para el cálculo de la succión desde (2.3.6) hasta (2.3.13)

2.4.2.10. Cálculos del NPSH.

Si aplicamos la ecuación de Bernoulli entre los puntos 1 y A (zona de aspiración), considerando la elevación del eje de la bomba igual a 0 ($Z_A = 0$) y que al tratarse de un fluido incompresible y considerando una tubería de sección constante, la ecuación de continuidad determina que $v_1 = v_A$, resulta que:

$$\frac{P_A - P_1}{\rho * g} + h_{fs} - Z_1 = 0 \quad (2.4.14)$$

De esta forma la presión a la entrada de la bomba (altura total de aspiración), en m.c.l. resulta ser de:

$$\frac{P_A}{\rho * g} = \frac{P_1}{\rho * g} + Z_1 - h_{fs} \quad (2.4.15)$$

Si a la expresión anterior le restamos la presión de vapor tendremos la Carga Neta

Positiva de Aspiración Disponible (NPSHdis):

$$NPSH_{dis} = \frac{P_A - P_V}{\rho * g} = \frac{P_1 - P_V}{\rho * g} + Z_1 - h_{fr} \quad (2.4.16)$$

Para evitar la cavitación NPSHdis ha de ser positiva y con un valor lo más alto posible. Así cuando la bomba esté en carga ($Z_1 > 0$) la cavitación es más difícil que si se encuentra en succión ($Z_1 < 0$).

Aplicando la ecuación de Bernoulli entre los puntos B y 2 (zona de impulsión), con las mismas consideraciones anteriores, tenemos que:

$$\frac{P_2 - P_B}{\rho * g} + h_{fs} + Z_2 = 0 \quad (2.4.17)$$

De modo que la presión a la salida de la bomba (altura total de impulsión), en m.c.l., es la siguiente:

$$\frac{P_B}{\rho * g} = \frac{P_2}{\rho * g} + h_{fs} + Z_2 \quad (2.4.18)$$

Por último, si aplicamos la ecuación de Bernoulli a la bomba (entre A y B) resulta que:

$$\frac{P_B - P_A}{\rho * g} + h_{f5} = 0 \quad (2.4.19)$$

2.5. Metodología para efectuar el cálculo económico

a) Cálculo del volumen de producción perdido:

$$\text{Volumen de producción perdido} = \text{Capacidad nominal de producción} * \text{Horas perdidas/año} \quad (2.4.20)$$

Nota: Por la alta demanda, se considera que el volumen de venta es igual al volumen de producción.

b) Cálculo de los ingresos dejados de percibir:

$$\text{Ingresos dejados de percibir} = \text{Volumen de producción perdido/año} * \text{Precio USD/Barril producido} \quad (2.4.21)$$

c) Cálculo del costo de adquisición de los equipos del sistema de bombeo y de control automático. Costo de montaje. Costo del proyecto.

d) Cálculo de la amortización de la inversión del proyecto

e) Cálculo de los ingresos percibidos si existiera el sistema de alimentación adicional.

CAPÍTULO 3: ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS OBTENIDOS.

En este capítulo se presentan los resultados que demuestran la afectación de los fallos eléctricos y las pérdidas económicas que originan al proceso. Se reportan los resultados del diseño del sistema de alimentación auxiliar de nafta hidrofinada a la etapa de reformación, así como la fundamentación económica de esta solución técnica.

3.1. Frecuencia de las afectaciones por falta del fluido eléctrico y tiempo de recuperación de la estabilidad de la planta.

Los valores que a continuación se muestran se obtuvieron de documentos oficiales utilizados en la Refinería, los cuales son: Reporte de Incidencias y CC-PTotal, con los cuales se realiza el monitoreo y control de incidentes ocurridos en las plantas y los cierres productivos del mes de cada planta respectivamente. Se realizó una toma de datos de estos documentos del período de cinco años (2010 al 2014) con el objetivo de que se obtuviera una muestra representativa que mostrara la cantidad de fallos eléctricos y sus consecuencias en el período antes mencionado.

Los datos antes mencionados y que se muestran en las tablas desde la 3.1 hasta la 3.5, son los correspondientes al año, la fecha y hora y el tipo de fallo, además de los equipos del proceso que se interrumpen una vez ocurrido el fallo eléctrico y las horas de estabilización luego del fallo, con un análisis del total de fallos por año y el promedio de las horas de estabilización en el año que se analice.

Tabla 3.1. Fallos eléctricos ocurridos en el año 2010.

Año	Fecha Día/Mes	Hora del Fallo	Tipo de Fallo	Horas de estabilización	Equipos afectados	Total de fallos por año	Promedio de horas de estabilización
2010	9 /1	01:20	Externo	3	Compresores, bombas, hornos	10	41.25
	19 /1	13:10	Interno	5.25	Compresores		
	22/1	15:45	Externo	7	Compresores, bombas, hornos		
	2/2	13:50	Externo	6.5	Compresores, bombas, hornos		
	3/2	15:35	Externo	1	Compresores, bombas, hornos		
	4/3	10:20	Externo	0.5	Compresores, bombas, hornos		
	19/8	20:53	Interno	1.5	Hornos		
	10/9	19:50	Externo	5.4	Compresores, bombas, hornos		
	22/9	14:25	Externo	8.5	Compresores, bombas, hornos		
	3/10	13:10	Externo	2.6	Compresores, bombas, hornos		

Como se puede apreciar en la tabla anterior, durante el año 2010, se produjeron 10 fallos en el suministro de electricidad, de los cuales 8 fueron de origen externo, y 2 internos. Los fallos externos son ocasionados por problemas en el Sistema Energético Nacional (SEN) y los internos generalmente se deben a disparos de interruptores de las subestaciones eléctricas de la refinería que ocurren por protección tecnológica.

Los fallos eléctricos desestabilizan los parámetros operacionales de la planta, y puede apreciarse que durante el año que se analiza, el tiempo de estabilización varía desde 1 hasta 8.5 horas. Pudiera subestimarse el tiempo de estabilización de 1 hora desde el punto vista técnico-económico, lo cual sería un error, teniendo en cuenta que en una hora se dejan de

producir cerca de 50 m³ de Gasolina. Los fallos con tiempo de estabilización mayor de 3 horas, representan el 60% de los fallos totales ocurridos en el año.

Tabla 3.2. Fallos eléctricos ocurridos en el año 2011.

Año	Fecha Día/Mes	Hora del Fallo	Tipo de Fallo	Horas de estabilización	Equipos afectados	Total de fallos por año	Promedio de horas de estabilización
2011	23/1	21:33	Interno	2	Compresores	14	59.62
	30/1	17:10	Interno	3	Compresores, bombas, hornos		
	13/2	11:56	Externo	9	Compresores, bombas, hornos		
	3/5	13:49	Externo	3	Compresores, bombas, hornos		
	5/5	15:15	Externo	7.5	Compresores, bombas, hornos		
	28/5	13:23	Externo	3.5	Compresores, bombas, hornos		
	12/7	09:10	Externo	7.5	Compresores, bombas, hornos		
	21/7	18:50	Externo	3.25	Compresores, bombas, hornos		
	24/7	13:28	Externo	1.35	Compresores, bombas, hornos		
	2/8	04:32	Externo	1.35	Compresores, bombas, hornos		
	21/8	11:15	Externo	4.75	Compresores, bombas, hornos		
	22/8	13:00	Externo	5.3	Compresores, bombas, hornos		
	11/9	20:25	Externo	4	Compresores, bombas, hornos		
	27/9	10:05	Externo	4.12	Compresores, bombas, hornos		

En el año 2011 ocurrieron 14 fallos eléctricos, siendo este junto al 2013 los de mayores fallos ocurridos; con un tiempo de estabilización que varía desde 1.35 hasta 9 horas, y donde el tiempo de estabilización mayor o igual a 3 horas representa el 78.5 %. Predominaron como en todos los años que se analizan, los fallos externos con 12 de los 14 totales, lo que representa un 85.7 %. El año 2011 es el que mayor promedio de horas de estabilización en el año tiene con 59.62 horas, lo que significa que hubo que emplear más tiempo en la estabilización de los parámetros que en los demás años.

Tabla 3.3. Fallos eléctricos ocurridos en el año 2012.

Año	Fecha Día/Mes	Hora del Fallo	Tipo de Fallo	Horas de estabilización	Equipos afectados	Total de fallos por año	Promedio de horas de estabilización
2012	28/2	11:05	Externo	8	Compresores, bombas, hornos	9	59.5
	4 al 5/3	13:45	Externo	16.5	Compresores, bombas, hornos		
	7/3	00:05	Externo	7	Compresores, bombas, hornos		
	7/4	02:40	Externo	7	Compresores, bombas, hornos		
	2/5	18:05	Externo	4	Compresores, bombas, hornos		
	3/5	10:00	Interno	3	Compresores		
	19/5	09:50	Externo	2.5	Compresores, bombas, hornos		
	17 al 18/6	21:30	Externo	8	Compresores, bombas, hornos		
	27/8	15:45	Externo	3.5	Compresores, bombas, hornos		

En el año 2012 ocurrieron 9 fallos eléctricos, con un tiempo de estabilización que varía desde 2.5 hasta 16.5 horas, siendo este, el año con el segundo mayor valor (16.5) de horas de estabilización de los cinco años que se analizan; y donde el tiempo de estabilización mayor o igual a 3 horas representa el 88.8 %. Predominaron también, los fallos externos con 8 de los 9

totales, lo que representa un 88.8 %. A pesar de ser el año en que menos fallos eléctricos ocurrieron, el mismo tiene el segundo mayor promedio de horas de estabilización (59.5 horas), casi la misma cifra que el año 2011 que tiene el mayor promedio con 59.62 horas.

Tabla 3.4. Fallos eléctricos ocurridos en el año 2013.

Año	Fecha Día/Mes	Hora del Fallo	Tipo de Fallo	Horas de estabilización	Equipos afectados	Total de fallos por año	Promedio de horas de estabilización
2013	23 al 24/1	20:35	Externo	9	Compresores, bombas, hornos	14	36.5
	5/3	12:57	Externo	1	Compresores, bombas, hornos		
	13/3	15:25	Externo	1	Compresores, bombas, hornos		
	4/4	15:25	Externo	2	Compresores, bombas, hornos		
	5/4	17:58	Externo	5.5	Compresores, bombas, hornos		
	10/5	10:25	Interno	2	Compresores		
	26/6	16:35	Externo	1	Compresores y hornos		
	4/7	15:20	Externo	4	Compresores, bombas, hornos		
	11/7	09:50	Interno	2.5	Compresores		
	12/7	19:05	Externo	2	Compresores, bombas, hornos		
	31/7	19:07	Externo	3.5	Compresores, bombas, hornos		
	30/8	14:40	Externo	1	Compresores, bombas, hornos		
	12/9	19:25	Externo	1.5	Compresores, bombas, hornos		
	23/10	17:55	Externo	0.5	Compresores, bombas, hornos		

En el año 2013 ocurrieron 14 fallos eléctricos, es junto al año 2011 el de mayor fallos ocurridos; con un tiempo de estabilización que varía desde 1 hasta 9 horas, y donde el tiempo de estabilización mayor o igual a 3 horas representa el 28.5 % . Predominaron también, los fallos externos con 12 de los 14 totales, lo que representa un 85.7 % . A pesar de ser uno de los años en que más fallos eléctricos ocurrieron, el mismo tiene el menor promedio de horas de estabilización (36.5 horas) de los cinco años que se analizan,

Tabla 3.5. Fallos eléctricos ocurridos en el año 2014.

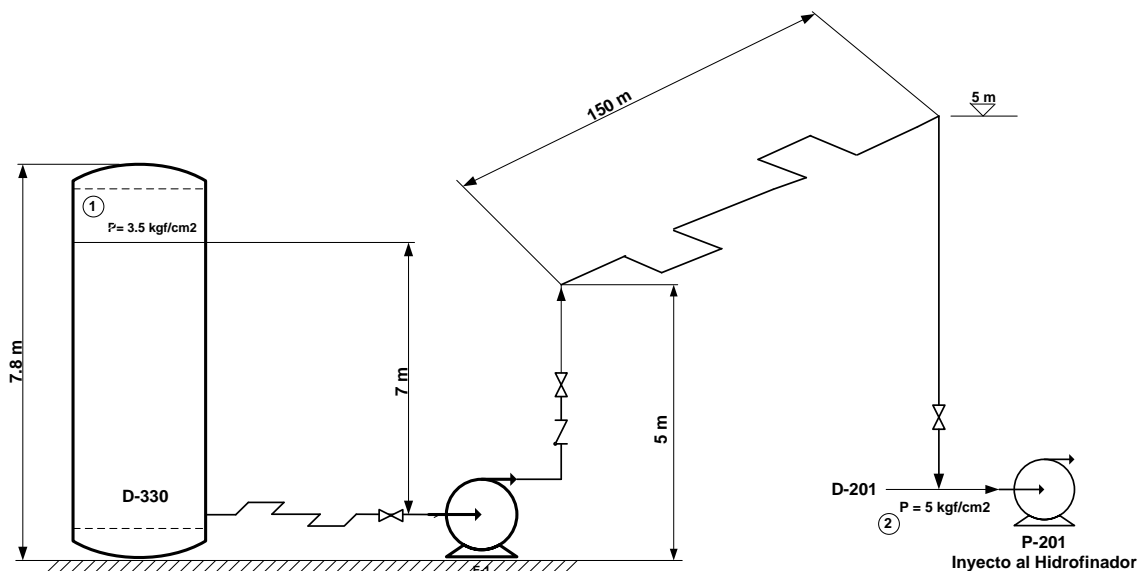
Año	Fecha Día/Mes	Hora del Fallo	Tipo de Fallo	Horas de estabilización	Equipos afectados	Total de fallos por año	Promedio de horas de estabilización
2014	9/2	16:40	Externo	0.35	Compresores, bombas, hornos	11	59.25
	7/4	17:30	Externo	2.5	Compresores, bombas, hornos		
	5/5	08:58	Externo	0.5	Compresores, bombas, hornos		
	12/5	12:41	Externo	1	Compresores, bombas, hornos		
	28/5	12:58	Externo	8	Compresores, bombas, hornos		
	26 al 27/6	18:30	Externo	18.5	Compresores, bombas, hornos		
	16/9	18:57	Externo	1	Compresores, bombas, hornos		
	19/9	13:17	Externo	8	Compresores, bombas, hornos		
	1/10	18:20	Externo	6	Compresores, bombas, hornos		
	24- 25/10	13:30	Interno	13	Compresores, bombas, hornos		
	23/11	13:14	Externo	0.4	Compresores, bombas, hornos		

En el año 2014 ocurrieron 11 fallos eléctricos, con un tiempo de estabilización que varía desde 0.35 hasta 18.5 horas, siendo éste, el año con el valor (18.5) de horas de estabilización más alto de los cinco años que se analizan; y donde el tiempo de estabilización mayor o igual a 3 horas representa el 45.4 % . Predominaron también, los fallos externos con 10 de los 11 totales, lo que representa un 90.9 % .

3.2. Resultados de los cálculos hidráulicos del sistema de alimentación emergente de nafta hidrofinada.

En este epígrafe se muestran los resultados del diseño del sistema de alimentación de reserva como pulmón para la planta de reformación catalítica, que suministrará la nafta hidrofinada, desde un tambor (D-330) hasta la línea de succión de la bomba P-201 de inyectos de materia prima de dicha planta. El tambor D-330 tiene 7.8 m de altura con respecto al nivel del piso, y estará presurizado a 3.5 kgf/cm², el sistema de líneas de la descarga de la bomba está a 5 m de altura. Es necesario que el caudal máximo de la bomba sea de 45 m³/h y que logre una presión a la entrada de la línea de succión de la P-201 de 3.5 a 5 kgf/cm². El trazado del sistema se muestra a continuación.

Figura 3.1. Trazado del Sistema.



El flujo necesario para el sistema es de $45 \text{ m}^3/\text{h}$, debido a que una vez ocurrido el fallo eléctrico, el sistema debe ser capaz de suministrar nafta hidrofinada a un flujo del 60 % del flujo del reformador ($72 \text{ m}^3/\text{h}$), lo que representan $43.2 \text{ m}^3/\text{h}$, y por lo que se consideró que $45 \text{ m}^3/\text{h}$, es el flujo óptimo a entregar por el sistema adicional de nafta hidrofinada al Reformador.

- Velocidades recomendadas:
 - Succión: 1.5 m/s
 - Descarga: 2.0 m/s
- Sección circular de la tubería de succión:

$$D_{\text{succión}} = 103 \text{ mm} \sim 100 \text{ mm (4")}$$

Sección circular de la tubería de descarga:

$$D_{\text{descarga}} = 90 \text{ mm} \sim 100 \text{ mm (4")}$$

Los diámetros de la succión y la descarga se estandarizaron a 100 mm (4") , en el caso de la descarga generalmente se escoge un diámetro menor que el de la succión, pero en este caso en particular la línea que se aprovechará para utilizarla como descarga de la bomba, es una línea existente y sin uso actualmente en la planta, la cual es de 100 mm de diámetro, además de que en la estacada de tubería no existe espacio para colocar ninguna línea nueva, por lo que fue determinante tener que aprovechar la posibilidad de poder utilizar esta línea antes mencionada para lograr el objetivo del diseño del sistema adicional de alimentación.

Para el sistema antes planteado se realizaron los cálculos correspondientes a la metodología planteada en el capítulo 2 a diferentes niveles de flujo y se obtuvieron los siguientes resultados:

Tabla 3.6. Resultados de los cálculos de la tubería de succión.

Q (m³/h)	Q (m³/seg)	D (m)	Viscosidad (Cst)	Viscosidad (m²/seg)	E (m)	Long. (m)	E/D
15	0.004166	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	15	0.00046
25	0.006944	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	15	0.00046
35	0.009722	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	15	0.00046
45	0.012500	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	15	0.00046
50	0.013888	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	15	0.00046

Tabla 3.7. Resultados de los cálculos de la tubería de succión. (Continuación)

Q (m³/h)	A (m²)	Velocidad (m/seg)	Numero Reynolds	fanny	hf (m)
15	0.00785	0.5307	88464.2604	0.0237	0.051
25	0.00785	0.8846	147440.434	0.0224	0.134
35	0.00785	1.2384	206416.608	0.0217	0.255
45	0.00785	1.5923	265392.781	0.0212	0.413
50	0.00785	1.7692	294880.868	0.0211	0.506

Tabla 3.8. Resultados de los cálculos de la tubería de descarga.

Q (m³/h)	Q (m³/seg)	D (m)	Viscosidad (Cst)	Viscosidad (m²/seg)	E (m)	Long. (m)	E/D
15	0.004166	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	200	0.00046
25	0.006944	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	200	0.00046
35	0.009722	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	200	0.00046
45	0.012500	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	200	0.00046
50	0.013888	0.1	0.6	0.0000006	0.000046	200	0.00046

Tabla 3.9. Resultados de los cálculos de la tubería de descarga. (Continuación)

Q (m³/h)	A (m²)	Velocidad (m/seg)	Numero Reynolds	fanny	hf (m)
15	0.00785	0.5307	88464.2604	0.0237	0.681
25	0.00785	0.8846	147440.434	0.0224	1.790
35	0.00785	1.2384	206416.608	0.0217	3.402
45	0.00785	1.5923	265392.781	0.0212	5.511
50	0.00785	1.7692	294880.868	0.0211	6.749

Tabla 3.10. Resumen de resultados de los cálculos de la carga del sistema y las pérdidas friccionales en succión y descarga.

Q (m³/h)	Pérdidas en succión	Pérdidas en descarga	Carga del sistema
15	0.034	0.511	20.73
25	0.089	1.343	21.62
35	0.170	2.552	23.12
45	0.275	4.133	26.74
50	0.337	5.062	27.36

Como se muestra en los resultados de la tabla 3.10 los valores de los resultados de las pérdidas friccionales de la succión y la descarga para un flujo de 45 m³/h son de 0.275 m para la succión y 4.133 m para la descarga. Siendo la carga de sistema de alrededor de **27 m**.

3.2.1. Selección de la bomba

El fabricante consultado para la selección de la bomba fue la firma KSB con más de 100 años de experiencia en la fabricación de equipos de bombeo.

El modelo seleccionado fue:

Bomba centrífuga CPK--D / CPKN / - CHs 50 - 250 – HPK – L

Este tipo de bombas están especialmente diseñadas para manejar fluidos inflamables en la industria química y petroquímica.

Figura 3.2. Fotografía de la bomba seleccionada.

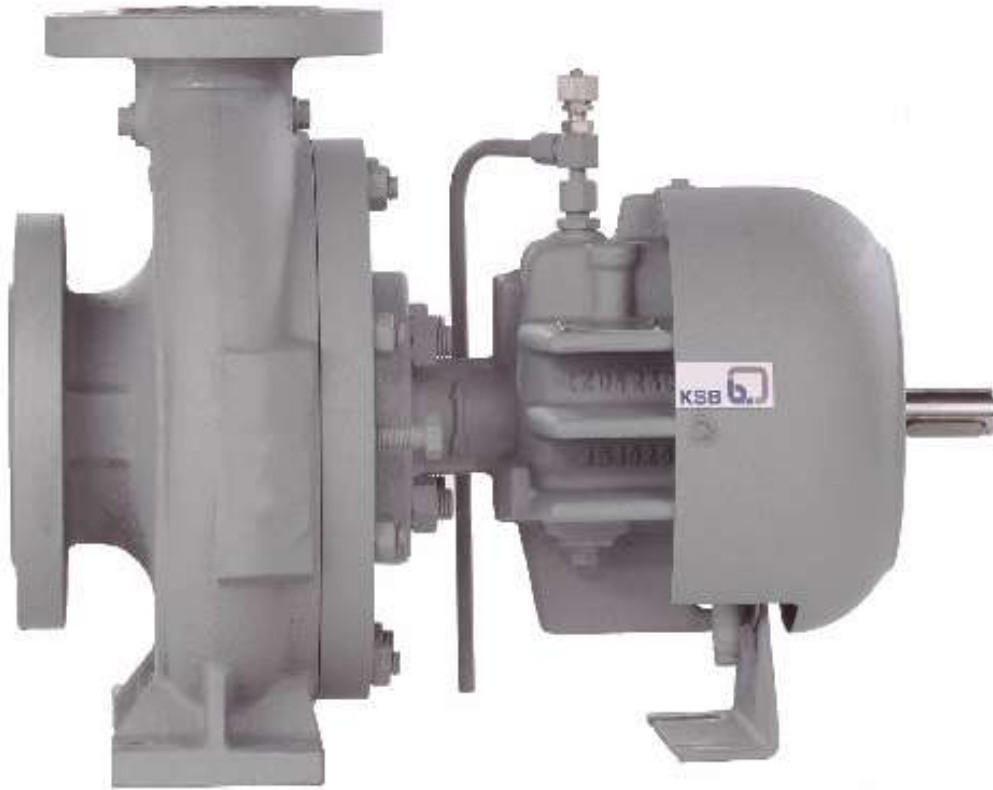
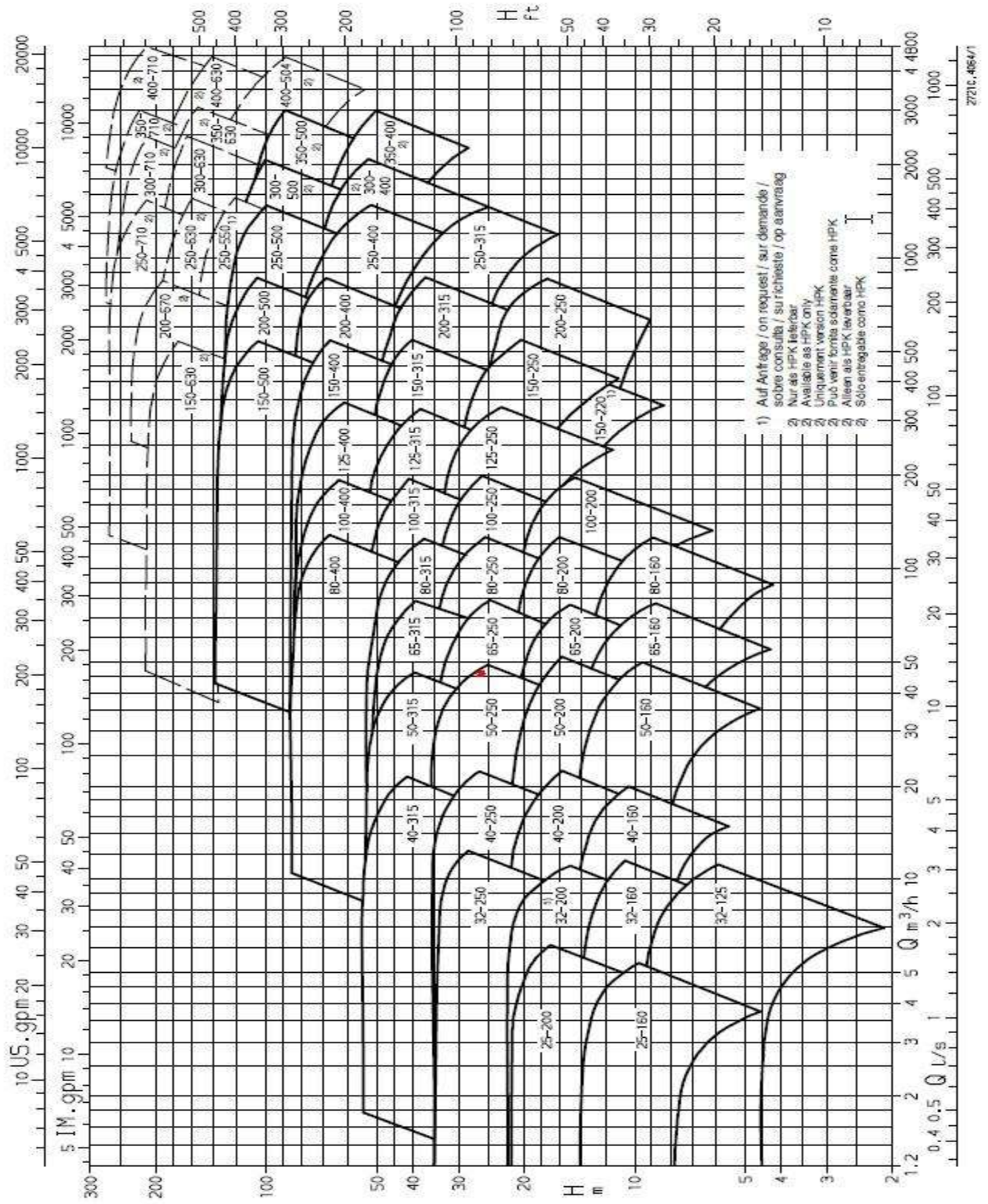


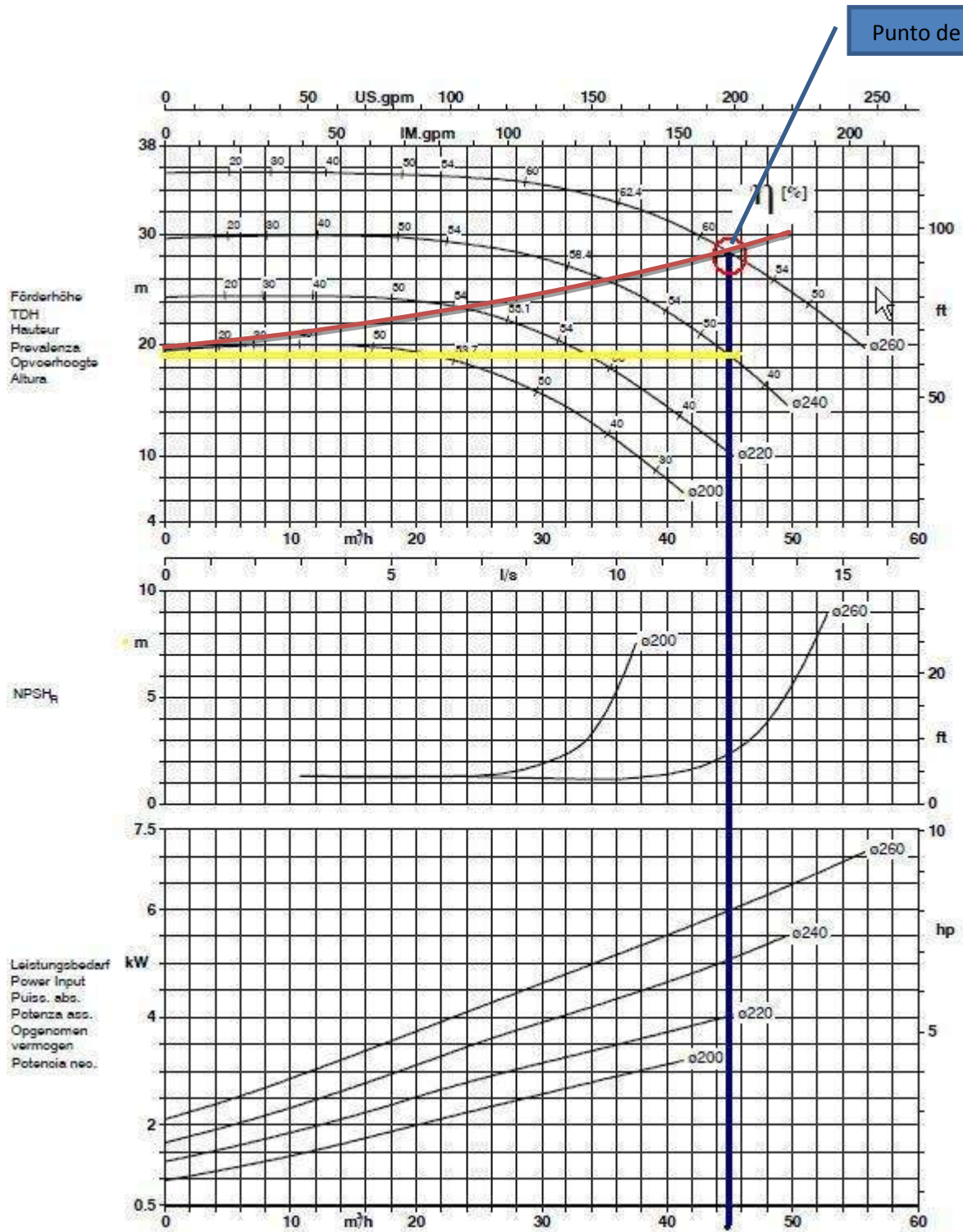
Figura 3.3. Catálogo de selección.

HPK-L / HPK $n = 1750$ 1/min



2721c_4064/1

Figura 3.4. Curvas características & gráficas de carga estática y dinámica.



Los valores obtenidos de las figuras 3.3 y 3.4 mostradas arriba devuelven la siguiente información:

$n = 1750 \text{ rpm}$, $\eta = 58 \%$, \varnothing del impelente = 260 mm, $NPSH_R = 2.5 \text{ m}$, $N = 6 \text{ kW}$

Resultado del NPSH disponible.

$NPSH_{dis} = 38.41 \text{ m}$

Al ser el $NPSH_R = 2.5 \text{ m}$,

Entonces:

$NPSH_{disp} > NPSH_R$

Gracias al cumplimiento de este requisito, podemos afirmar que no se producirá el efecto de la cavitación en la succión de la bomba propuesta.

El fabricante consultado para la selección del motor de la bomba fue la firma Weg, la línea W 21, los cuales fabrican motores trifásicos de alta eficiencia para la industria química, contruidos para manejar sustancias explosivas por lo que son intrínsecamente seguros a prueba de explosividad.

Del motor seleccionado, se muestran en la figura de abajo (3.5) los datos correspondientes marcados con una línea negra. Debido a que esta bomba tiene un consumo relativamente bajo con respecto a los demás equipos de bombeo de la planta y que el funcionamiento del mismo será solo por algunas horas cuando se presente una desestabilización, se determinó no hacer el cálculo del consumo eléctrico debido al carácter errático del funcionamiento de dicha bomba en el tiempo.

3.3. Resultados del análisis económico.

3.3.1. Ingresos dejados de percibir por la desestabilización de la planta.

Los valores que a continuación se muestran, son los costos de los volúmenes de gasolina dejados de producir debido a los fallos eléctricos, para ello se recopilamos los datos de los costos de comercialización de la gasolina en los diferentes años (2010 al 2014) que se muestran, los que fueron obtenidos en el departamento de comercialización de la Refinería.

Tabla 3.11. Ingresos dejados de percibir debido a los fallos eléctricos.

Año	Horas de producción perdidas /año	Capacidad de producción de m ³ /hora (Bbbs/hora)	Volumen de producción perdido m ³ /año (Bbbs/año)	Precio (USD/ Barril)	Ingresos dejados de percibir (USD)
2010	41.25	49 m ³ /h (306.2 Bbbs)	2 021.25 m ³ /año (12 713.25 Bbbs)	120.15	1 527 496.98
2011	59.62	49 m ³ /h (306.2 Bbbs)	2 921.38 m ³ /año (18 374.89 Bbbs)	120.63	2 216 562.98
2012	59.5	49 m ³ /h (306.2 Bbbs)	2 915.5 m ³ /año (18 337.91 Bbbs)	120.42	2 208 251.12
2013	36.5	49m ³ /h (306.2 Bbbs)	1 788.5 m ³ /año (11 249.30 Bbbs)	114.62	1 289 394.76
2014	59.25	49 m ³ /h (306.2 Bbbs)	2 903.25 m ³ /año (18 260.86 Bbbs)	116.59	2 129 033.66
Total	256.12	49 m³/h (306.2 Bbbs)	3 212 769.28 (20 207 676. 21 Bbbs)		\$ 9 370 739.5

La planta tiene un sólo producto por la cual se le mide su producción y rendimiento así como sus ingresos a la refinería, y es el Catalizado Estable o Reformado Estable (Gasolina), es ese el producto que se comercializa, y que genera ingresos. Tiene una capacidad de producción del Catalizado Estable de 49 m³/h como promedio.

La comercialización del combustible tiene como unidad de medida el Barril (Bbl), por lo que los precios se manejan en USD/barriles, aunque se contabilice internamente en la refinería en m³, a la hora de vender y calcular los precios es en barriles, los valores que se manejan son del costo por barril.

En los resultados obtenidos que se describen en la tabla 3.11, se demuestra el impacto negativo que provocan los fallos eléctricos en el período de un año, mostrándose así los datos de cinco años consecutivos, pues al incidir en los volúmenes de la Gasolina dejada de producir, incide directamente en ingresos dejados de percibir por concepto de ventas.

3.3.2. Costos de adquisición de los materiales del sistema de bombeo.

Para el cálculo del costo de los materiales, solo se concibió la cantidad de tubos y demás elementos mecánicos para la fabricación de la succión desde el tambor hasta la bomba, y un pequeño tramo de la descarga de la bomba, y para el final del sistema un tramo de tubería que se une a la succión de la P-201; pues la mayor parte de la línea de descarga que se utilizará en el sistema es una línea existente en la planta, la cual está en desuso y presenta las condiciones mecánicas y de conservación para dicho sistema, además de que llega al destino final del sistema que es cercano a la succión de la bomba P-201, y porque la estacada de tuberías de la planta no tiene más espacio para la colocación de ninguna tubería nueva.

Tabla 3.12. Costo de tuberías y accesorios.

COSTO DE TUBERIAS Y ACCESORIOS			
DESCRIPCIÓN	UM	CANT	IMPORTE (CUC)
Tubo Ø 4"	m	40	1120.4
Codo 90 de Ø 4"	u	15	188.70
Codo de 45 de Ø 4"	u	2	39.50
Válvula CL 150 de Ø 4"	u	4	1561.36
Cheque CL 150 de Ø 4"	u	1	128.50
Electrodos AWS E-6010/2,4mm	kg	3	16.10
Electrodos AWS E-7018/2,4mm	kg	3	9.30
Disco de corte Ø180x3mm	u	2	2.7
Disco de desbaste Ø180x6.5mm	u	4	9.32
TOTAL			3075.88

3.3.3. Costos de adquisición de la instrumentación para el control automático.

El cálculo del costo de los equipos de instrumentación y automática concibe el monto de todo el equipamiento necesario para que el sistema tenga la instrumentación necesaria con su respectivo nivel de automatización.

Tabla 3.13. Costo de los equipos de instrumentación y automática.

Equipo	Marca	Precio (USD)	Cantidad (U)	Costo Total (USD)
Trasmisor de Presión	Yokogawa – EJA-430/A	1050	1	1050
Trasmisor de Nivel	Yokogawa – EJA-110/A	1250	1	1250
Nivel Visual	KRONE	2500	1	2500
Manómetro	WIKA	100	3	300
Posicionador	Sipart S-2	1200	3	3600
Válvula Ø pequeño	-	1250	2	2500
Válvula Ø grande	-	3500	1	3500
TOTAL				14 700

3.3.4. Costos de mano de obra.

Tabla 3.14. Costo de mano de obra del montaje mecánico.

COSTO DE MANO DE OBRA			
DESCRIPCIÓN	TARIFA/HORARIA (\$/hora)	TIEMPO DE TRABAJO PROGRAMADO (horas)	IMPORTE (CUC)
Pailero	3.56	80	284.8
Soldador	3.47	80	277.6
Ayudante	3.00	80	240.0
TOTAL			802.4

Tabla 3.15. Costo de mano de obra del montaje de la instrumentación.

COSTO DE MANO DE OBRA			
DESCRIPCIÓN	TARIFA/HORARIA (\$/hora)	TIEMPO DE TRABAJO PROGRAMADO (horas)	IMPORTE (CUC)
Instrumentista “A”	9.94	40	397.6
Instrumentista “B”	9.00	40	360.0
Instrumentista “B”	9.00	40	360.0
TOTAL			1117.60

3.3.5. Costo de adquisición de la bomba seleccionada.

La bomba seleccionada fue:

Bomba centrífuga de la marca KSB, modelo: CPK--D/CPKN /- CHs 50 - 250 – HPK - L, la cual tiene un costo de alrededor de **50 000 USD.**

Teniendo en cuenta todos los costos antes expuestos, se determinó el costo de la inversión y su amortización anual, que como señala (Brizuelas) se calcula dividiendo la inversión entre el tiempo de vida útil del sistema (10 años).

3.3.6. Costo total de la inversión del sistema.

El costo total de la inversión es de **69 695.48 USD.**

3.3.7. Amortización anual de la inversión.

La amortización anual de la inversión es de **6.969.54 USD/año.**

3.4. Reducción de las afectaciones económicas con el sistema adicional de nafta hidrofinada.

Tabla 3.16. Ingresos percibidos por tiempo ahorrado por fallo eléctrico.

Año	Tiempo ahorrado por fallo en el año (horas)	Capacidad de producción de m ³ /hora (Bbls/hora)	Volumen de producción no perdido. m ³ /año (Bbls/año)	Precio (USD/Barril)	Ingresos percibidos (USD)
2010	6.6	49 m ³ /h (306.2 Bbls)	2 323.4 m ³ /año (2 034.08 Bbls)	120.15	244 395.67
2011	9.24	49 m ³ /h (306.2 Bbls)	452.76 m ³ /año (2 847.72 Bbls)	120.63	343 521.01
2012	5.94	49 m ³ /h (306.2 Bbls)	291.06 m ³ /año (1 830.68 Bbls)	120.42	220 450.49
2013	9.24	49 m ³ /h (306.2 Bbls)	452.76 m ³ /año (2 847.72 Bbls)	114.62	326 406.19
2014	7.26	49 m ³ /h (306.2 Bbls)	355.74 m ³ /año (2 237.49 Bbls)	116.59	260 869.87
Total	38.28	49 m³/h (306.2 Bbls)	1 875.72 m³/año (11 797.71 Bbls)		\$ 1 395 643.23

Como se plantea en el capítulo 2, epígrafe 2.3.3, una vez que ocurra un fallo eléctrico en la unidad de reformación catalítica, el sistema de alimentación adicional de nafta hidrofinada que en este trabajo se diseña, podrá ahorrar un tiempo de 40 minutos para la estabilización de los parámetros operacionales y la continuidad de las operaciones y la producción. Haciendo un

análisis de esto, se toma como base de datos, la información existente de los años del 2010 al 2014, donde se multiplica la cantidad de fallos/año por 0.66 h (40 minutos) para que de cómo resultado el tiempo ahorrado por fallo en el año; este tiempo se multiplica por la capacidad de producción de la planta ($49 \text{ m}^3/\text{h}$) donde se obtiene el volumen de producción no perdido, este volumen se multiplica por el valor comercial de venta y obtenemos al final ingresos percibidos. Todos estos cálculos se realizan con los datos de los años que contamos para demostrar el ahorro que proporcionaría el sistema de alimentación adicional, pues como se demuestra en la tabla 3.16 , tan sólo en el año 2012 que hubo la menor cantidad de fallos de los cinco años que se analizan, se percibirían como ingresos 220 450. 49 USD, cifra que supera en más de tres veces los 69 695. 48 USD que cuesta la inversión.

CONCLUSIONES

1. La planta de Reformación Catalítica ha estado expuesta a un total de 58 Fallos Eléctricos en un período de cinco años.
2. La planta de Reformación Catalítica ha dejado de producir como consecuencia de los fallos eléctricos por 256,12 horas de su plan de producción en un período de cinco años.
3. Como consecuencia de los fallos eléctricos mencionados en los dos puntos anteriores, la planta ha dejado de producir 3 212 769.28 m³ en el período de cinco años.
4. La planta por concepto de interrupción por fallo eléctrico, ha dejado de percibir un monto de 9 370 739.5 USD en el período de cinco años.
5. El costo de la inversión que permitirá reducir las pérdidas económicas al producirse un fallo eléctrico es de 69 695.48 USD.
6. El sistema de alimentación adicional de nafta hidrofinada sí puede reducir las afectaciones económicas al ocurrir un fallo eléctrico.

RECOMENDACIONES

1. Llevar a cabo la instalación del sistema de alimentación adicional de Nafta Hidrofinada.
2. Realizar una base de datos con los fallos eléctricos ocurridos en la planta de Reformación Catalítica durante otros períodos.
3. Continuar profundizando en la investigación del tema de la incidencia de los fallos eléctricos en las plantas de Reformación Catalítica para encontrar otras soluciones.
4. Aplicar en otras plantas, los resultados de la presente investigación.

BIBLIOGRAFÍA

American Petroleum Institute. (2014). Centrifugal Pumps for Petroleum, Petrochemical and Natural Gas Industries (API Standard 610) (DECIMA ed.).

AXENS.IFP.Group Technologies. (2007). CATALYST HANDBOOK FOR DISTILLATES HYDROTREATMENT(Naphtha, Kero, Gasoil,VGO). *HR Series*.

Axens. IFP Group Technologies. (30 de 11 de 2001). PROCATALYSE CATALYSTS RG SERIES CATALYST HANDBOOK. *Rg Series A0066-2001, A*, 180. (A. Lecorre, Ed.)

Blanco Marigorta, E., Fernández, J., & Velarde Francos, S. (1994). Sistemas de bombeo. (D. d. Universidad de Oviedo, Ed.) Oviedo, España.

Carter, I. J. (1968). Bombas Centrifugas selsccion,operacion y mantenimiento. Habana: Revolucionaria.

Castilla Ruiz, A.; Galvis Castaño, G. (1993). "Bombas y estaciones de bombeo Centro Inter.-Regional de Abastecimiento y Remoción de Agua (CINARA) – Universidad del Valle, Ed. Ultragraf Editores. Cali, Colombia, 1993.

Castro, M. D. (2005). Teoría y Aplicaciones a la Ingeniería de Proceso (649 ed.). México: D.R. Universidad Autónoma De Yucatán, Departamento Editorial.

Colectivo de autores (1996). "Ingeniería Hidráulica Aplicada a los Sistemas de Distribución de Agua", Vol. II, 2da Edición, Unidad Docente Mecánica de Fluidos - Universidad Politécnica de Valencia-Aguas de Valencia S.A., Ed. Unidad Docente Mecánica de Fluidos, Universidad Politécnica de Valencia (UPV). Valencia, España.

Jones, D.S.J. y Pujadó, P.R. 2006. Handbook of Petroleum Processing. s.l. : Springer, 2006.

L. Quantz, R. (1954). Bombas centrifugas:su funcionamiento,contruccion y calculo. Labor.

Mirian Paredes del Sol. 2009. Hidrofinación y Reformación de Petróleo. Cienfuegos : Centro Politécnico Petróleo. Sede Cienfuegos, 2009.

Mott, R. L. (2006). *Mecánica De Fluidos* (Sexta edición ed.). (D. Yamell, Ed.) México, México: ReeAnne Davies.

NEFTECHIMPROMEXPORT. (1985). Nota Aclaratoria. Proyecto Sección 200. Moscú.

NEFTECHIMPROMEXPORT. (1985). Reglamento tecnológico Sección 200. Reformación catalítica. (60339-TP4/01-200-85). Moscú.

Riaño Valle, F., & Artínez Valdés, Y. (2011). Determinación del tipo y número de bombas rotodinámicas para una estación de bombeo. *Ingeniería Hidráulica y Ambiental*, XXXII, 57.

Riaño Valle, F., & Matínez Valdés, Y. (2011). Selección hidráulica de bombas rotodinámicas. *Ingeniería Hidráulica Y Ambiental*, XXXII(2), 68.

Robert L Mott, A. H. (1996). *Mecanica de fluido aplicada*. Mexico:Prentice-Hall Hispanoamericana : Print book:Español.

Shell Chemical Company. 1974. General aspects of Hydrotreating/Hydrodesulphurization. *Hydrotreating/Hydrodesulphurization Process Guide*. Hague : s.n., 1974, Chapter 1, pág. 10.

Shell Chemical Company. (1974). *Process Operation. General aspects of hydrotreating/Hydrodesulphurization, Chapter 3, 4*. Hague.

TIVENCA. (2008). Filosofía de Control S-200. *Filosofías de Control*. Venezuela.

UOP. (August de 2003). Naphtha Hydrotreating Process. General Operating Manual. EE.UU.

Urpí, J. L. (2005). Tecnología y Margen de Refino. *Curso para CUPET*. Instituto Superior de la Energía.

Valentín, R. (Marzo de 2012). Asistencia Técnica. (A. I. Technologies, Ed.) Cienfuegos, Cuba

Valentin, R. (20 de december de 2007). NAREFORMER UNITPHTA HYDROTREATMENT AND CATALYTIC. Visit Report. 1-3. (R. Valentin, Ed.) Cienfuegos, Cuba: Axens IFP Group Technologies.

—. 1985. Reglamento tecnológico Sección 200. Reformación catalítica. Moscú : s.n., 1985. 60339-TP4/01-200-85.

—. 1974. Process Operation. General aspects of hydrotreating/Hydrodesulphurization. Hague : s.n., 1974. Vol. Chapter 3, pág. 4.

SIMBOLOGÍA

WABT: Temperatura promedio del lecho por peso de catalizador.

HDS: Hidrodesulfuración.

HDN: Hidrodesnitrificación.

S: Contenido de azufre.

ppH₂: Presión parcial de hidrógeno.

LHSV: Velocidad espacial.

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.

CV: Ciclo de vida.

NVP- Nafta virgen pesada.

DMDS: Dimetil disulfuro.

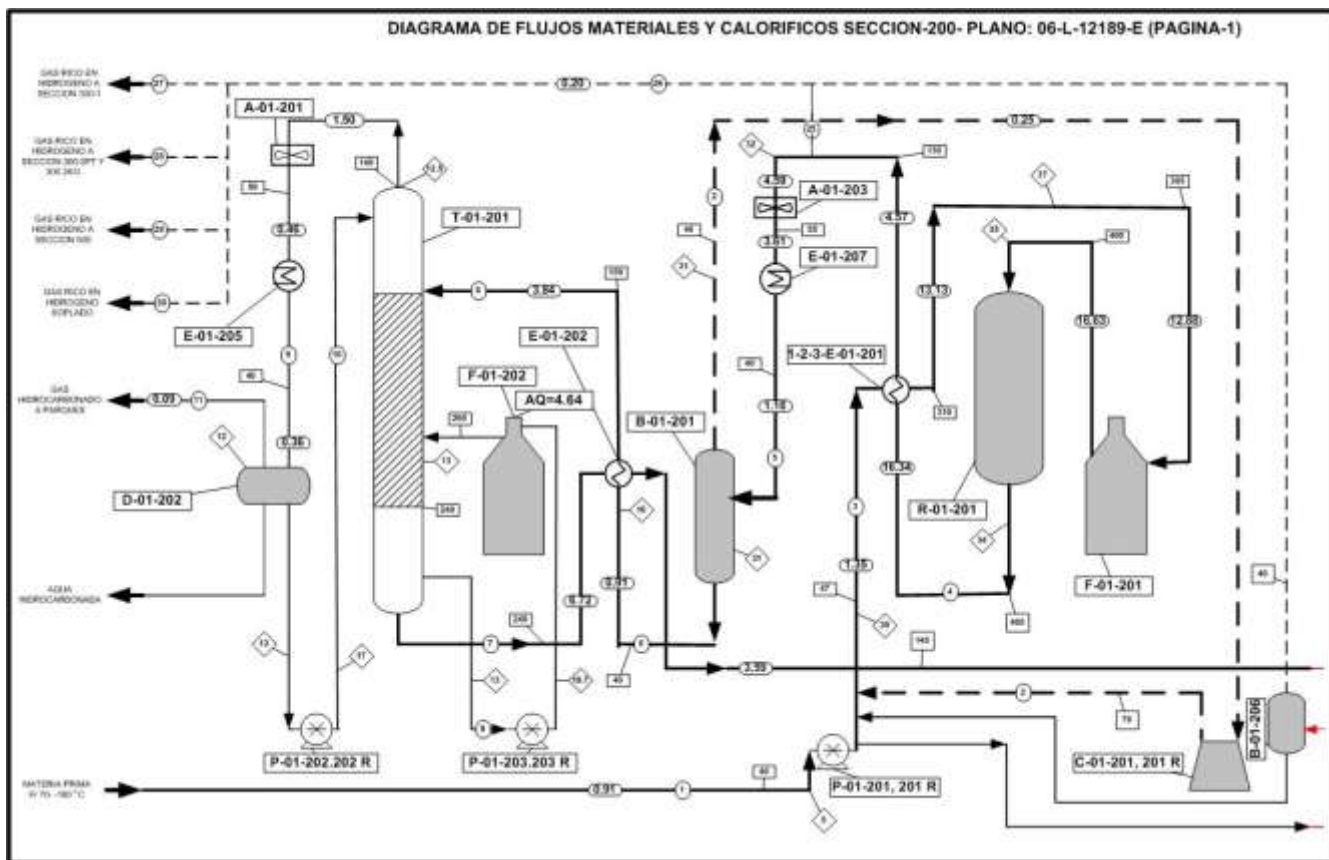
MM : Metil-mercaptano.

EM : Etil-mercaptano.

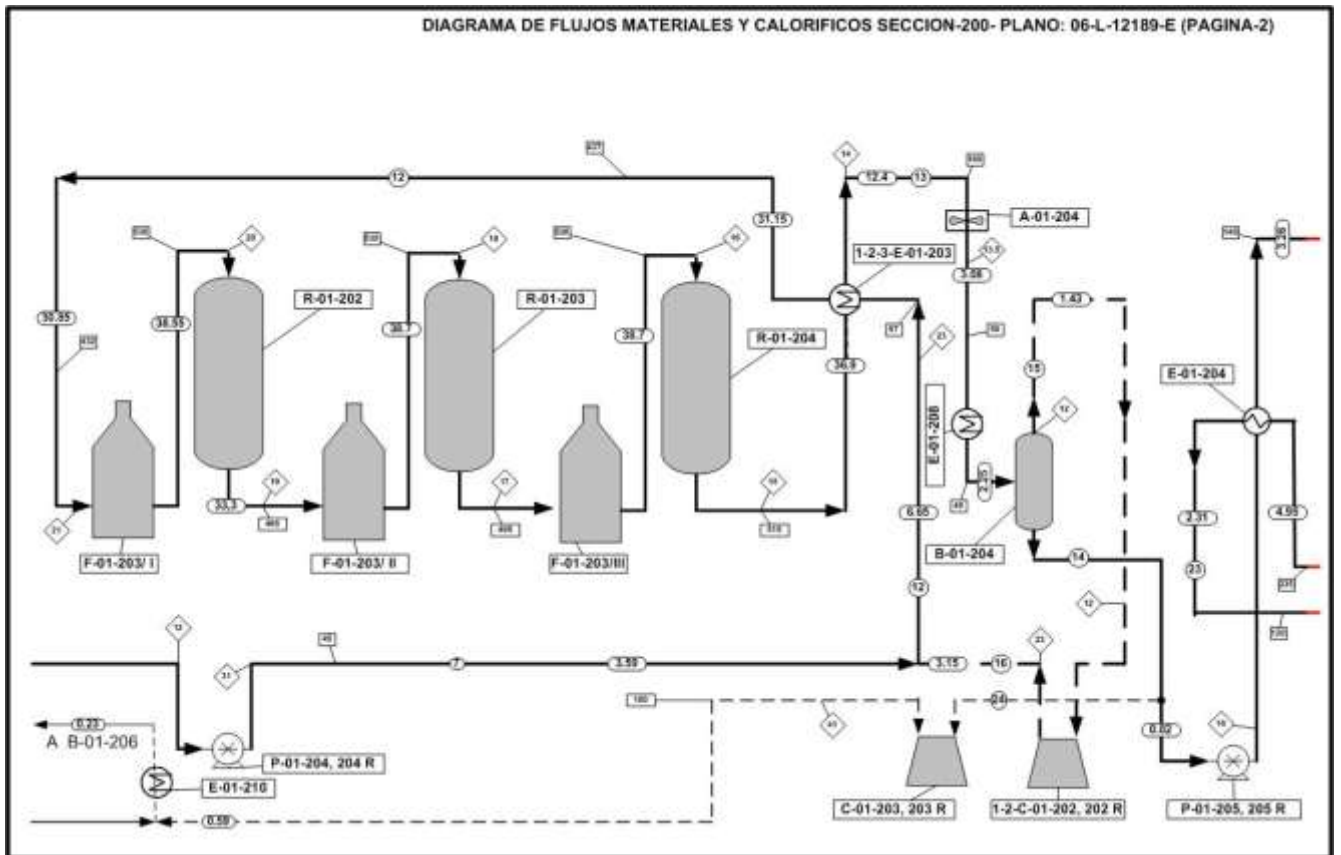
m.c.l.- metros de columna de líquido

ANEXOS

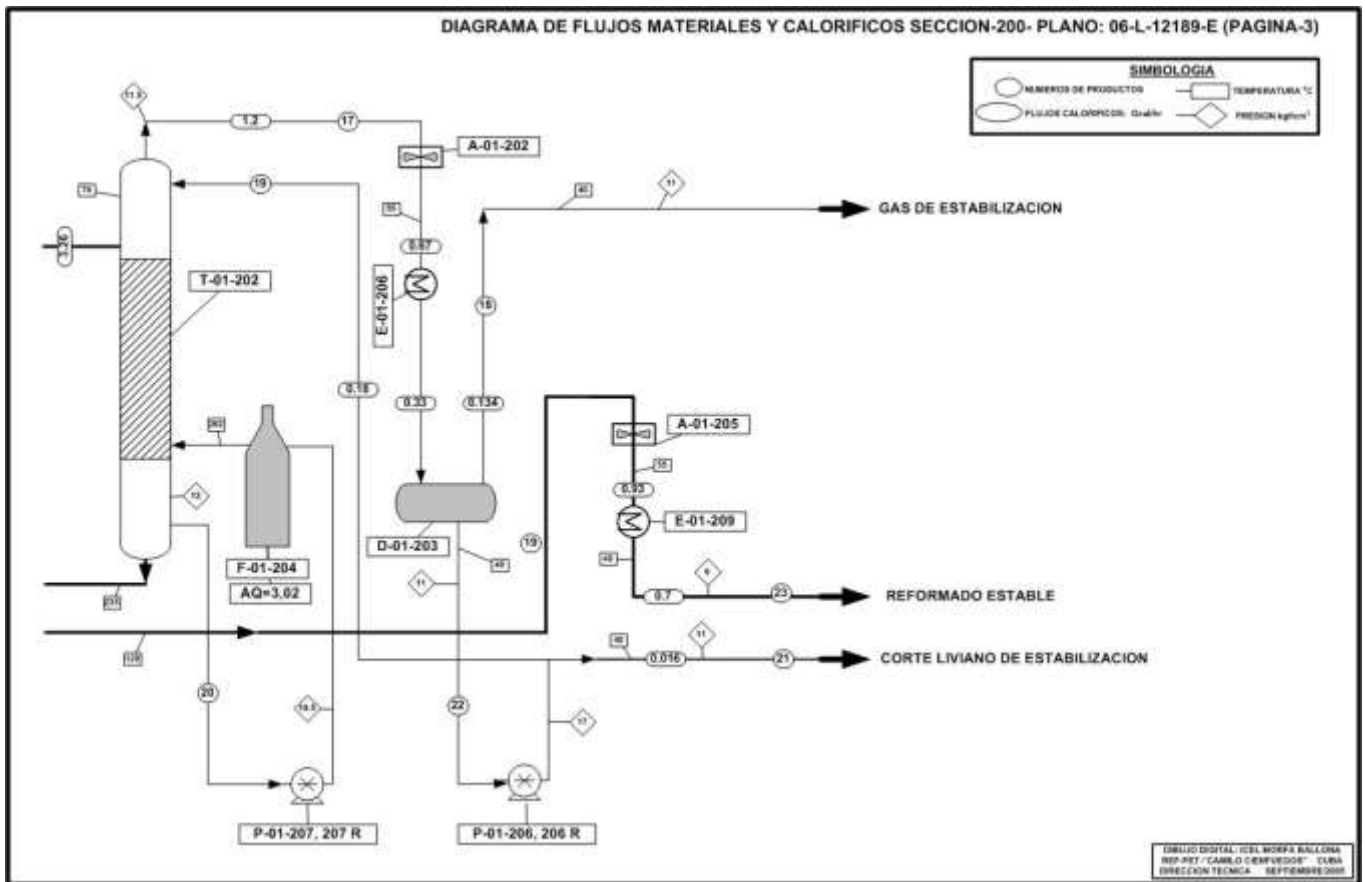
Anexo 1. Diagrama de flujo de la Unidad de hidrofinación de nafta.



Anexo 2. Diagrama de flujo de la Unidad de Reformación



Anexo 3. Diagrama de flujo de la Unidad de Reformación (Continuación)



Anexo 4. Tabla de fallos eléctricos ocurridos en la planta de Reformación Catalítica desde el 2010 al 2014.

Año	Fecha Día/Mes	Hora del Fallo	Tipo de Fallo	Horas de estabilización	Equipos afectados	Total de fallos por año	Total de horas de estabilización	Promedio de horas de estabilización
2010	9/1	01:20	Externo	3	Compresores, bombas, hornos	10	41.25	4.125
	19/1	13:10	Interno	5.25	Compresores			
	22/1	15:45	Externo	7	Compresores, bombas, hornos			
	2/2	13:50	Externo	6.5	Compresores, bombas, hornos			
	3/2	15:35	Externo	1	Compresores, bombas, hornos			
	4/3	10:20	Externo	0.5	Compresores, bombas, hornos			
	19/8	20:53	Interno	1.5	Hornos			
	10/9	19:50	Externo	5.4	Compresores, bombas, hornos			
	22/9	14:25	Externo	8.5	Compresores, bombas, hornos			
	3/10	13:10	Externo	2.6	Compresores, bombas, hornos			
2011	23/1	21:33	Interno	2	Compresores	14	59.62	4.25
	30/1	17:10	Interno	3	Compresores, bombas, hornos			
	13/2	11:56	Externo	9	Compresores, bombas, hornos			
	3/5	13:49	Externo	3	Compresores, bombas, hornos			
	5/5	15:15	Externo	7.5	Compresores, bombas, hornos			
	28/5	13:23	Externo	3.5	Compresores, bombas, hornos			
	12/7	09:10	Externo	7.5	Compresores, bombas, hornos			
	21/7	18:50	Externo	3.25	Compresores, bombas, hornos			
	24/7	13:28	Externo	1.35	Compresores, bombas, hornos			
	2/8	04:32	Externo	1.35	Compresores, bombas, hornos			
	21/8	11:15	Externo	4.75	Compresores, bombas, hornos			
	22/8	13:00	Externo	5.3	Compresores, bombas, hornos			
	11/9	20:25	Externo	4	Compresores, bombas, hornos			
	27/9	10:05	Externo	4.12	Compresores, bombas, hornos			
2012	28/2	11:05	Externo	8	Compresores, bombas, hornos	9	59.5	6.61
	4 al 5/3	13:45	Externo	16.5	Compresores, bombas, hornos			
	7/3	00:05	Externo	7	Compresores, bombas, hornos			
	7/4	02:40	Externo	7	Compresores, bombas, hornos			
	2/5	18:05	Externo	4	Compresores, bombas, hornos			
	3/5	10:00	Interno	3	Compresores			
	19/5	09:50	Externo	2.5	Compresores, bombas, hornos			
	17 al 18/6	21:30	Externo	8	Compresores, bombas, hornos			
	27/8	15:45	Externo	3.5	Compresores, bombas, hornos			
	23 al 24/1	20:35	Externo	9	Compresores, bombas, hornos			
2013	5/3	12:57	Externo	1	Compresores, bombas, hornos	14	36.5	2.6
	13/3	15:25	Externo	1	Compresores, bombas, hornos			
	4/4	15:25	Externo	2	Compresores, bombas, hornos			
	5/4	17:58	Externo	5.5	Compresores, bombas, hornos			
	10/5	10:25	Interno	2	Compresores			
	26/6	16:35	Externo	1	Compresores y hornos			
	4/7	15:20	Externo	4	Compresores, bombas, hornos			
	11/7	09:50	Interno	2.5	Compresores			
	12/7	19:05	Externo	2	Compresores, bombas, hornos			
	31/7	19:07	Externo	3.5	Compresores, bombas, hornos			
	30/8	14:40	Externo	1	Compresores, bombas, hornos			
	12/9	19:25	Externo	1.5	Compresores, bombas, hornos			
	23/10	17:55	Externo	0.5	Compresores, bombas, hornos			
	2014	9/2	16:40	Externo	0.35			
7/4		17:30	Externo	2.5	Compresores, bombas, hornos			
5/5		08:58	Externo	0.5	Compresores, bombas, hornos			
12/5		12:41	Externo	1	Compresores, bombas, hornos			
28/5		12:58	Externo	8	Compresores, bombas, hornos			
26 al 27/6		18:30	Externo	18.5	Compresores, bombas, hornos			
16/9		18:57	Externo	1	Compresores, bombas, hornos			
19/9		13:17	Externo	8	Compresores, bombas, hornos			
1/10		18:20	Externo	6	Compresores, bombas, hornos			
24- 25/10		13:30	Interno	13	Compresores, bombas, hornos			
23/11	13:14	Externo	0.4	Compresores, bombas, hornos				