



UNIVERSIDAD DE MATANZAS

FACULTAD DE CIENCIAS TECNICAS

DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA

Propuesta de un sistema de lavado y remoción de sales en el proceso de Hidrotratamiento del Diesel.

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

Autor: Ing. Nery Saavedra Pérez.

Cienfuegos

2015



UNIVERSIDAD DE MATANZAS

**FACULTAD DE CIENCIAS
TÉCNICAS**

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA
E INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO
DEL PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS**

Propuesta de un sistema de lavado y remoción de sales en el proceso de Hidrotratamiento del Diesel.

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

Autor: Ing. Nery Saavedra Pérez.

Tutores: Ing. Esp. Ramiro Rodríguez Tabares.

Ing. MSc Maria del Carmen Sánchez Russinyoll.

Cienfuegos.

2015.

Nota de ACEPTACIÓN

Presidente del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Miembro del Tribunal

Calificación

Ciudad, fecha

DECLARACIÓN DE AUTORIDAD

Yo, ____Nery Saavedra Pérez____ 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

Actualmente en la Refinería de Petróleo Camilo Cienfuegos se tienen dificultades en el proceso de Hidrotratamiento de la fracción de Diesel de Destilación Directa debido a la deposición en compresores y equipos de intercambio de calor de sales de NH_4Cl y NH_4HS . Esta situación conllevó a la presente investigación de las causas que lo producen y a proponer un sistema de lavado con la calidad de agua requerida para este sistema según las normas y especificaciones establecidas que permita disminuir el costo de producción y aumentar la fiabilidad de la planta al disminuir las salidas de línea por taponamiento y deposiciones en equipos fundamentales que impiden el funcionamiento del compresor y la disminución de la capacidad de intercambio de calor, aparejado a la activación de mecanismos de corrosión indeseables para el proceso, ya que no se cuenta actualmente con un sistema que permita la obtención de agua para el lavado, ya que por las características de la materia prima y del gas de reciclo se hace necesario un lavado permanente que permita arrastrar las sales presentes. Se proponer un sistema que garantice de forma permanente la obtención de agua que cumpla con las características que se requieren para el proceso de lavado de la corriente de Diesel. Este trabajo permitió analizar y proponer un esquema tecnológico de lavado que propicie la recolección de condensado que anteriormente se desechaba y ser reusado como agua de lavado, permitiendo una operación estable de los compresores, la implementación de un programa de acciones de control para prevenir los efectos corrosivos lo que posibilita un incremento de la producción por la no salida de operación de la planta y reusando equipos y líneas paralizados anteriormente, lo que abarata el costo del proyecto en las actuales condiciones económicas de la refinería y del país.

Currently in the Camilo Cienfuegos oil refinery they will have difficulty in the process of Hydrotreating Diesel fraction straight run due to deposition in compressors and heat exchange equipment NH_4Cl salts and NH_4HS . This situation led to the current investigation of the causes that produce it and to propose a system wash with water quality required for this system according to established rules and specifications that enables lower production costs and increase the reliability of the plant by decreasing line outputs for clogging deposits on critical equipment and preventing the operation of the compressor and decreasing heat exchange capacity, coupled to activation of undesirable corrosion mechanisms for the process, since no system currently has a that allows obtaining water for washing, as the characteristics of the feedstock and of the recycle gas washing allows a permanent drag the salts is necessary. A system to ensure permanently obtaining water that meets the characteristics required for the washing process stream is proposing Diesel. This work allowed to analyze and propose a technological laundering scheme that encourages condensate collection previously discarded and be reused as wash water, allowing stable operation of the compressors, the implementation of a program of control measures to prevent the effects corrosive which enables an increase in production output by the non-operation of the plant and reusing equipment and paralyzed above lines, which lowers the cost of the project in the current economic conditions of the refinery and the country.

Introducción.....	1
Problema científico	4
Hipótesis.....	4
Objetivos	4
Objetivo General	4
Objetivos Específicos.....	4
Capítulo I: Análisis Bibliográfico.....	5
1.1. Unidades típicas de Hidrotratamiento.....	5
1.1.1. Caracterización.....	5
1.1.2. Descripción del proceso de Hidrotratamiento (HDT).....	5
1.1.3. Causas que propician la formación de sales, formas de remoción del efluente del reactor.....	7
1.1.3.1 Origen de las sales.....	8
1.1.3.1.1 Provenientes en el crudo.....	8
1.1.3.1.2 Provenientes en el gas de reciclo.....	8
1.1.3.1.3 Causas que propician la formación de sales. Características.....	9
1.2. Fenómenos de corrosión que se desarrollan en el proceso tecnológico.....	12
1.2.1. Corrosión Localizada.....	12
1.2.2. Corrosión por picadura.....	12
1.2.3. Corrosión por H ₂ S húmedo.....	13
1.2.4. Corrosión por HCL.....	13
1.2.5. Corrosión por Cloruro de Amonio y Bisulfuro de Amonio.....	13
1.2.6. Factores críticos que activan los mecanismos de corrosión.....	14
1.2.7. Apariencia y morfología de los daños producto de la corrosión.....	15
1.2.8. Principales equipos impactados por las deposiciones.....	15
1.2.8.1 Separadores trifásicos.....	15
1.2.8.2 Intercambiadores de Calor.....	17
1.2.8.3 Diferencia de Temperatura Media Logarítmica. LMTD.....	19

1.3. Lavado con agua en el proceso HDT.....	22
1.3.1. Calidad de agua.....	23
1.3.2. Formas de inyectar el agua de lavado.....	23
1.3.2.1. Inyección intermitente ó continua del agua de lavado.....	24
1.3.2.2. Esquema de lavado en procesos de refinación.....	24
1.4. Variantes y Tecnologías para minimizar las causas que originan las sales.	25
1.4.1 Inyectar el agua de lavado.....	25
1.4.2. Tecnologías ACF. Tecnologías Libres de Cloruro de Amonio. Aditivos.	26
1.4.3. Inhibidores de corrosión.	27
1.4.4. Adsorbentes de HCL en gas de reciclo.	27
1.5. Conclusiones Parciales del Capítulo I.	29
2. Capítulo II. Diseño Metodológico.....	30
2.1. Procesamiento de datos.....	31
2.1.1 Cálculo Superficie de transferencia de calor y LMTD en intercambiador de calor E-301	31
2.1.2. Cálculo de la Resistencia al ensuciamiento R_{ST}	32
2.1.3 Cálculo Coeficiente de Limpieza CF.....	32
2.2 Cálculo y Evaluación de Separador Trifásico B-01-301.....	32
2.2.1 Evaluación y diagnóstico del Separador horizontal trifásico.....	32
2.2.2 Cálculo y evaluación de las sales que se depositan.....	38
2.2.2.1 Evaluación de las sales que se depositan.....	38
2.2.2.2 Cálculo de la temperatura de deposición de las sales.	38
2.2.3. Cálculo de la concentración de sales en el separador de aguas ácidas	38
2.2.4 .Evaluación proceso de desnitrificación y desulfuración como reacciones fundamentales....	39
2.2.5 Cantidad de agua requerida para el lavado. Selección de la bomba.....	39
2.2.5.1 Selección de la bomba para agua de lavado	39
2.2.5.2 Cantidad de agua requerida para el lavado.....	39
2.2.6 Evaluación cualitativa del agua suavizada y del condensado.....	40
2.2.7 Evaluación cualitativa del agua del agua sulfhídrica.....	40
2.2.8 Calculo de la velocidad del fluido.....	40

2.3 Criterios de selección para las nuevas tecnologías. Cálculo económico.....	40
3 Capítulo III: Análisis de los resultados.	41
3.1. Cálculo de la superficie de transferencia de calor y la LMTD en el intercambiador E-01-301..	41
3.2 Evaluación ó diagnóstico del Separador horizontal trifásico.....	46
3.3.Valoración de los procesos de corrosión en el HDT.....	49
3.4.Cálculo y evaluación de las sales que se depositan en el compresor C-01-301.....	50
3.4.1Evaluación analítica de las sales que se depositan en el compresor C-01-301	50
3.4.2 Cálculo de la temperatura de deposición de las sales.....	50
3.5 Cálculo concentración de bisulfuro de amonio y cloruro de amonio en el separador de agua..	51
3.6. Evaluación proceso desnitrificación y desulfuración ,reacciones fundamentales en el reactor.	52
3.7. Cantidad de agua requerida para el lavado.	53
3.8. Cálculo de la velocidad del fluido.	54
3.9. Evaluación cualitativa del agua suavizada y del condensado.	55
3.10. Evaluación cualitativa del agua sulfhídrica.....	55
3.11 Selección de nuevas tecnologías. Cálculo Económica.....	56
Conclusiones.....	57
Recomendaciones	58
Bibliografía.	59
Simbologías y unidades aplicadas en los cálculos	61
Anexos	64

Introducción:

El proceso clásico de Hidrotratamiento se basa en la eliminación de los compuestos de azufres más reactivos, conjuntamente con oxígeno, nitrógeno y compuestos de azufre mucho más refractarios tales como dibenzotiofenos. Estos compuestos se transforman en un reactor con presencia de hidrógeno en sulfuro de hidrógeno, agua y amoniaco, luego de ponerse en contacto con un catalizador a altas temperaturas y presiones con un catalizador del tipo níquel molibdeno, lo que aumenta notablemente el consumo de hidrógeno pero tiene como ventaja mejorar el número de cetano, aparejado a un mayor rendimiento volumétrico del producto.

La Refinería produce un diesel de 0.8 % en peso de azufre y con el proceso de Hidrotratamiento se pueden alcanzar porcentos de azufre hasta 0.2 % en peso. El producto no solo se consume a nivel nacional sino que se comercializa en el mercado internacional.

Durante el periodo de reactivación de la refinería se decide cambiar el catalizador de la Unidad de Reformación Catalítica el cual mantiene disperso sus centros activo a base de adicionar compuestos clorados. El gas de reciclo rico en hidrógeno que se utiliza para el proceso de Hidrotratamiento de diesel proviene de esta sección portando cloruros.

Por las reacciones del proceso de Hidrotratamiento, en la corriente efluentes del reactor existen NH_3 , HCl , H_2S y agua, como expresión de la eliminación de contaminantes. Con la reacción del NH_3 , HCl y H_2S se forman sales de bisulfuro de amonio, cloruro de amonio, sulfuro de hierro, etc que se depositan fundamentalmente en los equipos de intercambio de calor aguas abajo del reactor, en el tren de efluente y en los compresores, lo que afecta las capacidades de intercambio de calor de la unidad, activa mecanismos de corrosión que generan gran afectación a la operación y al costo de la misma y que en menos de 72 horas paralizan la planta por sacar de línea a los equipos de compresión.

Introducción

El esquema actual de Hidrotratamiento del Diesel tiene un esquema de lavado el que no garantiza la operación, ya que fue diseñado bajo otras características de la materia prima y del gas de reciclo y solo para el lavado en parada de planta por lo que no satisface los actuales requerimientos operacionales y de calidad como sistema ya que ni la calidad del agua que usa, ni el equipamiento, cumplen su objetivo y al explotarse ponen la planta en una condición insegura de operación al quedarse sin respaldo. En las condiciones operacionales actuales se han presentado gran cantidad de sales que han sido depositadas en los aparatos de intercambio de calor E-01-301, A-01-301 y hasta en los compresores C-01-301. En análisis realizados a muestras tomadas en las válvulas de entrada de los compresores, se evidenció la presencia de NH_4Cl y otros elementos compuestos esencialmente por óxido de hierro, sulfuro de hierro, etc.

El depósito de sales de cloruro de amonio, en los enfriadores del efluente del reactor de Hidrotratamiento produce tasas elevadas de corrosión acompañados de la deposición en las zonas frías como es el caso de enfriadores A-01-301, intercambiadores E-01-301, impidiendo su funcionamiento, causando fugas, incendios, activando mecanismos importantes de corrosión. Además causaron fallos, parada de estos equipos importantes para el proceso, en particular los compresores, provocando la salida de línea con la necesidad de intervenirlos reiteradamente para el mantenimiento con el consiguiente incremento de los costos de mantenimiento y operaciones.

Para minimizar estas sales se requiere poner en contacto la corriente de salida del reactor con agua de lavado en volumen suficiente para diluir las sales que consecutivamente decantan en el tambor separador de alta presión B-01-301 en el agua sulfhídrica y posteriormente tratada antes de su disposición final en la Planta de Tratamiento de Residuales.

En el mundo existen nuevas tecnologías capaces de eliminar la presencia de cloro en el gas de reciclo, pero las actuales condiciones económicas y en particular el bloqueo económico no permiten acceder a ellas, quedando como

Introducción

única opción buscar soluciones para rediseñar el sistema de lavado, reformular el agua de lavado y buscar nuevas fuentes que cumplan los estándares de calidad y no representen un incremento en el consumo de agua para la industria por su elevado precio.

El agua de lavado evita la deposición de sales y la corrosión de las superficies de intercambio de calor, especialmente en las zonas donde hay interfaces de líquidos y gas y donde hay cambios bruscos de temperatura en las superficies de transferencia de calor.

Para el lavado se requiere buscar nuevas fuentes de agua de lavado que satisfagan los requerimientos del proceso y en particular la calidad de la misma. Hoy se dispone con agua químicamente tratada en el esquema actual, la que tienen una concentración de cloruros importantes, siendo una limitante en su uso.

Debido a los problemas expuestos anteriormente se hace necesario disponer de condensado como alternativa de agua de bajos cloruros garantizando las características requeridas para el procesos de lavado y disponer de un sistema de lavado eficiente. La mezcla de ambas calidades de agua resulta positiva para este propósito satisfaciendo los requisitos de la norma API-932B.

El nuevo esquema que se propone ha permitido eliminar las deposiciones de sales amoniacales en el sistema.

Problema científico:

El esquema que se dispone no garantiza los requerimientos tecnológicos para eliminar las deposiciones, ni se cuenta con el agua de la calidad requerida.

Hipótesis:

Utilizando condensado se obtiene la calidad de agua requerida para el sistema de lavado propuesto para la remoción de las sales amoniacaes.

Objetivos:

Objetivo General:

Proponer un sistema de lavado para la remoción de sales amoniacaes y la operación segura del proceso de Hidrotratamiento del Diesel.

Objetivos Específicos:

1. Realizar un análisis de la temática a tratar, profundizando en las causas que propician la formación de sales en el proceso de HDT y formas de remoción
2. Declarar los fenómenos de corrosión que se desarrollan en el proceso tecnológico.
3. Revisar las variantes y tecnologías que se proponen para mitigar las causas que originan las sales.
4. Proponer un sistema de lavado para la remoción de las sales como solución al problema en estudio.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

Capítulo I: Análisis Bibliográfico.

1.1. Unidades típicas de Hidrotratamiento (HDT).

1.1.1. Caracterización.

El Hidrotratamiento es una de las operaciones más significativas que se llevan a cabo durante la refinación del petróleo. Este proceso ha cobrado una nueva importancia en la actualidad, debido a que a partir de este proceso se cuenta con fracciones de petróleo con una menor cantidad de impurezas, como el azufre (S, S₂, S₈), Nitrógeno (N₂) y algunos metales como el Vanadio (V) que llegan a envenenar a los catalizadores de otros procesos. En el proceso ocurren reacciones adicionales que permiten complementar el tratamiento al eliminar también compuestos nitrogenados, convertir las olefinas en compuestos saturados y reducir el contenido de aromáticos. El Hidrotratamiento requiere de altas presiones y temperaturas, y la conversión se realiza en un reactor químico con catalizador sólido constituido por alúmina impregnada con molibdeno, níquel y/o cobalto. Su principal objetivo es eliminar elementos contaminantes como lo son el oxígeno, el azufre y nitrógeno mediante la producción de H₂O, H₂S y NH₃ a partir de la reacción del hidrógeno con el azufre y el nitrógeno presente en el hidrocarburos. La eliminación de azufre es necesario, ya sea para procesamiento en unidades aguas abajo donde el azufre puede contaminar el catalizador o por razones de calidad del producto. La formación de H₂S, NH₃ y HCl son de importancia extrema por la suciedad, taponamientos y la corrosión en el sistema de efluente del reactor y en las especificaciones del producto (Palacios, 2002).

1.1.2. Descripción del proceso hidrotratamiento (HDT).

Se aplican dos procesos básicos, en fase líquida para destilados tanto atmosféricos como de vacío y en fase vapor para naftas de destilación directa o procedente de conversión. Ambos procesos presentan la misma configuración: la alimentación se mezcla con el hidrógeno procedente de la red y del reciclo de la propia unidad. La

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

alimentación en la unidad de Hidrotratamiento se precalienta a través de una serie de intercambiadores y un horno a temperaturas de al menos 370 °C. El hidrógeno se inyecta en la corriente aguas arriba de la alimentación del reactor. El hidrógeno y el material de alimentación entran en el reactor donde el catalizador promueve la reacción de hidrogenación fundamentalmente para producir el H₂O, H₂S y NH₃. El efluente del reactor es una mezcla que incluye H₂S, NH₃, H₂, hidrocarburos, HCl y H₂O. La alimentación caliente se introduce en un reactor que dispone de varios lechos de catalizador, un primer lecho o guarda, de reducido volumen, que retiene cualquier contaminante que pueda llegar al catalizador principal que se encuentra a continuación separado en uno o varios lechos. En el reactor se producen las reacciones de hidrogenación operando, según la alimentación a temperaturas entre 300 y 380 °C y a presiones entre 15 y 80 atm de presión de hidrógeno según alimentación y en exceso de hidrógeno. El producto de reacción intercambia calor con la alimentación y pasa sucesivamente por un separador caliente de alta presión y por uno frío, del que se separa el gas hidrógeno acompañado de H₂S, según la concentración de este último componente, el gas hidrogenado debe enviarse a una unidad de endulzamiento con aminas para la eliminación del contaminante y así aumentar la pureza en hidrógeno. El gas hidrogenado, se mezcla con hidrógeno fresco de reposición para mantener la relación H₂/HC y a través del compresor se recicla al reactor. Aguas abajo del reactor, el efluente se enfría a través de una serie de intercambiadores de calor por aire y de tubo y coraza. Luego de los intercambiadores de calor, el efluente se separa en vapor rico en hidrógeno, el agua y los hidrocarburos.

Se han reportado gran cantidad de sales que han sido depositadas en los aparatos de intercambio de calor aguas abajo del reactor y hasta en los compresores de reciclo.

En las unidades que utilizan agua de lavado, el efluente depurado de agua se dirige a un recipiente separador para separar el gas, hidrocarburos líquidos, y el agua agria. El separador de agua agria en este punto contiene sales inorgánicas tales como NH₄HS y de NH₄Cl fundamentalmente. La fase gaseosa es predominantemente H₂, hidrocarburos ligeros, y H₂S. El hidrogeno se recicla de nuevo a la sección de alimentación del reactor, en algunos casos, después de separar el H₂S del gas en un

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

absorbedor con amina. Las corrientes de hidrocarburos líquidos pasan a través de separadores adicionales o ser enviado a una stripper o torre fraccionadora donde se producen las corrientes de productos de hidrocarburos. (Lengiproneftejim., 1985)

Por fondo del separador de baja presión, el líquido se envía a un stripper del que se obtiene por el fondo el producto destilado, es decir el Diesel, mientras que por la cabeza condensan los hidrocarburos ligeros que se hayan podido formar en las reacciones, básicamente nafta. Los gases incondensables, fuel gas ácido, rico en H_2S , se purifica posteriormente en una unidad de aminas. (Axens. F.P.Group. (s.d). Catalyst Handbook. , 2005)

1.1.3. Causas que propician la formación de sales, formas de remoción del efluente del reactor.

Desde el inicio de la explotación de la tecnología de Hidrotratamiento se han presentado significativas averías en los equipos y tubería como resultado de la corrosión asociada con el NH_3 , H_2S y HCl en la corriente efluente del reactor. Resultados obtenidos en diferentes refinerías llevaron a conclusiones comunes como:

- El aumento de la concentración de NH_4HS y/o NH_4Cl en la fase acuosa aumenta la corrosión de acero al carbono y aleaciones;
- El aumento de la velocidad del fluido aumenta la velocidad de corrosión;
- La tasa de inyección del agua de lavado y la distribución de la misma son fundamentales para controlar las deposiciones y concentraciones de NH_4HS en las soluciones acuosas.
- La calidad del agua de lavado puede influir en la corrosividad del sistema.
- La sal NH_4Cl provoca el ensuciamiento y la corrosión en las unidades.

Desde los primeros estudios hasta el más reciente, la corrosión sigue causando interrupciones no programadas de unidades, y en algunos casos, los eventos catastróficos que involucran grandes incendios y explosiones. Aunque los primeros estudios proponen directrices para el funcionamiento, la supervisión y la inspección de

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

los sistemas de efluentes, la corrosión y las fugas significativas en estos sistemas todavía están siendo reportadas sobre una base regular en foros de la industria. Los continuos fracasos demuestran la necesidad de reexaminar las directrices y su aplicación en estas unidades. (Singh A, 1997)

1.1.3.1 Origen de las sales.

1.1.3.1.1 Provenientes en el crudo.

Algunas fuentes adicionales de cloruro que entren a la unidad pueden ser cloruros orgánicos e inorgánicos en la corriente de alimentación de hidrocarburos. Cloruros orgánicos, tales como disolventes y productos de limpieza, no puede separarse en algunas unidades de procesamiento aguas arriba del dispositivo de Hidrotratamiento. Si los cloruros orgánicos están presentes en la corriente de alimentación para el tratamiento con hidrógeno, serviría en el reactor para formar HCl, cloruros o sales inorgánicas. (Shirley Marfisi, 2001)

1.1.3.1.2 Provenientes en el gas de recicló.

La entrada de hidrógeno a la unidad se puede obtener desde una unidad de obtención de hidrógeno, como un reformador de metano con vapor, o de una unidad de reformado catalítico donde el hidrógeno se produce como un subproducto de la reacción de reformado. La fuente y el procesamiento aguas arriba de la corriente de hidrógeno pueden tener un impacto significativo en el ensuciamiento y corrosión en las unidades de Hidrotratamiento donde los cloruros pueden ser un contaminante en estas corrientes de hidrógeno ya que puede formar HCl. Si el hidrógeno trae arrastres de cloruros antes de inyectarse a la corriente de alimentación de la unidad de Hidrotratamiento, es propenso a formar sales. (Axens. F.P.Group. (s.d). Catalyst Handbook. , 2005)

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.1.3.1.3 Causas que propician la formación de sales .Características.

Corrosión cloruro de amonio en unidades de Hidrotratamiento:

Descripción del Daño

El cloruro de amonio a la corrosión se caracteriza por la corrosión general o localizada, a menudo por picadura, que se producen normalmente bajo cloruro de amonio o depósitos de sal de amina, y a menudo en ausencia de una fase de agua libre. Las sales tienen un aspecto blanquecino, verdoso o marrón. La corrosión debido a la deposición de sales de cloruro de amonio es sólo un problema cuando se produce a temperaturas por encima del punto de rocío. A temperaturas por debajo del punto de rocío, los depósitos serán arrastrados por el agua de lavado. El análisis químico de las incrustaciones de muestras obtenidas a partir de tubos obstruidos identificó la presencia de NH_4Cl y la ausencia de NH_4HS , cuya presencia se espera en estas unidades. La corriente efluente de los reactores tiene principalmente H_2S y NH_3 ; sin embargo, el contenido de cloruro menor que el contenido de sulfuro son suficientes para precipitar NH_4Cl debido a las diferencias entre la estabilidad de ambas sales. El acero utilizado en el equipo de esta unidad es de acero inoxidable austenítico. Así, la presencia de una sal higroscópica que debe ser eliminado desde su hidrólisis genera HCl , y la restricción severa para el contenido en HCl debe observarse teniendo en cuenta que se espera que sólo una muy pequeña cantidad de este compuesto a partir del cloruro orgánico reacciona con las materias primas.

. (<http://hghouston.com/resources/special-corrosion-topics/ammonium-chloride.aspx>.)

El sistema de efluente del reactor es propenso a la deposición de sales de bisulfuro de amonio (NH_4HS) y/o cloruro de amonio (NH_4Cl). Como se enfría el efluente, la sal de NH_4Cl se puede formar por debajo de su temperatura de deposición de sal en las superficies metálicas frías. Sin embargo, en algunos casos, la temperatura de deposición NH_4HS está por debajo del punto de rocío del agua por lo que no se observa la deposición de NH_4HS sólido. La temperatura de deposición de NH_4Cl es

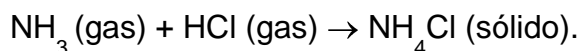
Capítulo I: Análisis Bibliográfico

muy superior a la de NH_4HS . Las sales de amonio se pueden depositar directamente en las válvulas, émbolos del compresor del gas de reciclo ya que llegan a este en forma de gas con el hidrogeno y se solidifican formando incrustaciones y dejándolo fuera de servicio, pero debido a que son higroscópicas al ponerse en contacto con la humedad ambiental desatan importantes mecanismos de corrosión. Además pueden depositarse en las paredes de los tubos, bandejas de la torre fraccionadora, tuberías y superficies de intercambiadores de calor. Las sales se pueden acumular para causar severas restricciones en el funcionamiento de las unidades de Hidrotratamiento. Una elevada acumulación de estas sales puede causar una disminución en la transferencia de calor. Si no se corrige, las acumulaciones de la sal pueden restringir el flujo, interferir el intercambio de calor u obstruir los tubos del enfriador de aire, lo que aumenta la caída de presión y pueden promover la mala distribución de flujo, afectando el rendimiento y calidad del producto. (American Petroleum Institute. API.)

El bisulfuro de amonio (NH_4HS) es el producto de la reacción entre el amoniaco (NH_3) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S) gaseoso. Desafortunadamente las soluciones de bisulfuro de amonio son altamente corrosivas, conduciendo a un ataque rápido en los tubos de acero al carbono. La presencia de pequeñas cantidades de cianuro, oxígeno o cloruro de amonio en el proceso pueden acelerar la corrosión. La concentración de NH_4HS en el agua agria es una variable clave de la corrosividad potencial de una corriente de efluente del reactor de Hidrotratamiento. Con el aumento de la concentración de NH_4HS la corrosividad de la solución aumenta. Los resultados de dos encuestas de la industria han indicado que una concentración NH_4HS del 2% es un límite superior aceptable para la producción de poca o ninguna corrosión de acero al carbono. Durante muchos años, la industria ha utilizado un límite superior de aproximadamente 8% de NH_4HS con control de la velocidad de la corriente a menos de 6,1 m/s para lograr el control de la corrosión del acero al carbono aceptable. Sin embargo, la corrosión severa ha ocurrido en ciertas condiciones, en algunas unidades cerca a estos niveles. Por lo general, las unidades de Hidrotratamiento tienen exceso de H_2S en comparación con NH_3 , así que la concentración NH_4HS se define por el contenido de nitrógeno en la alimentación de la unidad. (Campos.K.E., Octubre.2009)

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

El HCl puede promover el deterioro en la unidad a través de la corrosión acuosa de HCl, ensuciamiento por sal de NH_4Cl , y la corrosión por los depósitos de NH_4Cl húmedo. Un lugar propenso a la corrosión está en el punto de condensación del agua inicial, más a menudo el punto de inyección de agua de lavado. El HCl en el vapor efluente tiene una gran afinidad para disolverse en agua, incluso a temperaturas elevadas. El amoníaco presente en la corriente efluente del reactor se absorbe en el condensado acuoso, pero a un grado mucho menor porque NH_3 no se absorbe muy fácilmente a temperatura más alta. Por lo tanto, la primera agua para condensar puede tener un pH más bajo que la fase acuosa totalmente condensada en el separador de aguas abajo, y de hecho puede ser un tanto ácido. La corrosión puede ocurrir en otras áreas aguas abajo del punto de inyección de agua de lavado en sistemas que no tienen buen contacto y lavado de la fase de vapor con el agua de lavado. Es un tipo de corrosión general o localizada, con frecuencia de picaduras, normalmente ocurre bajo depósitos de cloruro de amonio o sales de amina, a menudo en la ausencia de una fase libre agua. Se forma por la interacción entre el amoníaco y el ácido clorhídrico (American Petroleum Institute Publication 932-A., September. 2002) como sigue:



Si el destilado contiene mucho nitrógeno se inyecta agua de lavado, en la salida del reactor para extraer las sales amoniacaes formadas y decantan en el separador de alta presión, donde se envían a la unidad de agotamiento de aguas acidas. (J., 2003)

La pérdida de actividad del catalizador de reformación debido a la presencia de N_2 un poco más elevada puede ser efectivamente compensada por una mayor inyección de agente clorante en la carga del reformador. Pero ello llevaría a una mayor formación de NH_4Cl que se depositaría en la zona fría de la zona de reacción, especialmente en la línea de succión del compresor que puede llevar a un paro de la unidad por ensuciamiento de filtros, delta P e incluso dañar la máquina en el peor de los casos. (Valentín., 12 de marzo del 2012.)

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.2. Fenómenos de corrosión que se desarrollan en el proceso tecnológico.

Se denomina corrosión al ataque destructivo que sufre un material, generalmente metálico, por reacción química o electroquímica con su medio ambiente (atmósfera, suelo, agua, etc.). La reacción que se produce en el fenómeno de la corrosión depende de la naturaleza química del entorno, y de la concentración efectiva de las especies reactivas. El efecto de la corrosión es una alteración de las propiedades de los materiales afectados, que puede venir acompañada de una pérdida de las propiedades de los materiales afectados, como también de una pérdida de material.

Dentro de los diferentes tipos de corrosión que existen podemos ver las siguientes:

- Corrosión Localizada
- Corrosión por picadura
- Corrosión por H₂S húmedo.
- Corrosión por HCL.
- Corrosión por cloruro de amonio y bisulfuro de amonio (American Petroleum Institute. API.)

1.2.1 Corrosión Localizada

Es el tipo de corrosión que más abunda en sus distintas manifestaciones, es un ataque muy peligroso y difícil de controlar, ya que aunque la pérdida del material es menor, la acción es localizada y pueden aparecer poros y grietas en la superficie del metal que producen paradas e interrupciones en el proceso productivo y en ocasiones accidentes catastróficos. (American Petroleum Institute. API.)

1.2.2 Corrosión por picadura.

La corrosión por picadura es la más frecuente de los tipos de corrosión, ya que se presenta en todo tipo de materiales y es la causa de destrucción de materiales como los aceros inoxidable. Las causas más frecuentes son inclusiones metálicas y no metálicas, depósitos de productos de corrosión y ruptura de las capas pasivas por agentes oxidantes fuertes como el Fe⁺³ y los halógenos. Crecen en sentido de

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

la gravedad y requieren de un período de incubación. (American Petroleum Institute. API.)

1.2.3 Corrosión por H₂S húmedo.

Existen cuatro tipos de daños relacionados que se producen en ambientes húmedos en presencia de H₂S, que se relacionan con la absorción e infiltración de hidrógeno en los aceros. (American Petroleum Institute. API.)

- Ampollas provocadas por el hidrógeno.
- Grietas inducidas por hidrógeno (HIC).
- Grietas inducidas por hidrógeno orientadas por tensión (SOHIC).
- Agrietamiento por tensión de sulfuro (SSC).

1.2.4 Corrosión por HCL.

El HCl acuoso causa corrosión general y localizada, esta corrosión se asocia con el punto de rocío en los vapores que contienen agua y cloruro de hidrógeno que se condensan de la corriente del proceso. El HCL acuoso se puede formar debajo de los depósitos de cloruro de amonio o de sales de clorhidrato de amina en intercambiadores y tuberías. Los depósitos absorben fácilmente el agua de la corriente de proceso o de inyección de agua de lavado. El cloruro de hidrógeno es normalmente no corrosivo en el proceso de corrientes secas, pero se vuelve muy corrosivo donde el agua está disponible para formar ácido clorhídrico. Este mecanismo de degradación se controla monitoreando la concentración de ácido clorhídrico HCl, la temperatura y composición de la aleación. (American Petroleum Institute. API.)

1.2.5 Corrosión por cloruro de amonio y bisulfuro de amonio.

Los posibles problemas de corrosión a partir de estas sales, tanto como depósitos y soluciones acuosas, son:

- Las soluciones acuosas NH₄HS se convierte en una preocupación significativa de corrosión con el aumento de la concentración y con el aumento de la

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

velocidad y la turbulencia. Se establecen velocidades de los fluidos, para las líneas de:

- Acero al carbono- 6.0 m/seg (20 ft/seg), como mínimo se acepta 3 m/seg
- Otras aleaciones- 9.0 m/seg

- El mecanismo predominante en estos casos es la erosión-corrosión.
- Las sales de NH_4Cl son higroscópicas (es decir, absorber la humedad de su entorno) y forman un ácido fuerte en presencia de cantidades de agua.
- Condiciones de pH bajo se pueden crear bajo la sal húmeda produciendo corrosión localizada. Con las soluciones concentradas NH_4Cl , el ataque puede ser más general, típica de las soluciones de ácido. Por lo tanto, si las sales de NH_4Cl se forman aguas arriba de la inyección de agua de lavado, estas pueden ser corrosivas si existe suficiente humedad en la corriente de vapor. Aguas abajo de la ubicación de la inyección, si el agua no es suficiente para disolver y diluir los depósitos de sal, los depósitos húmedos o soluciones salinas concentradas serán altamente corrosivo. (American Petroleum Institute. API.)

1.2.6 Factores críticos que activan los mecanismos de corrosión:

Los factores críticos que activan los mecanismos de corrosión de estas sales en el HDT son:

- La concentración de NH_3 , HCl , H_2O o sales de amina, la temperatura y la disponibilidad de agua son los factores críticos.
- Las sales de cloruro de amonio pueden precipitar a partir de corrientes de alta temperatura, ya que se enfrían, dependiendo de la concentración de NH_3 y HCl , y pueden corroer tuberías y equipos a temperaturas muy por encima del punto de rocío del agua [149°C].
- Las sales de cloruro de amonio son higroscópicas y absorben fácilmente el agua. Una pequeña cantidad de agua puede conducir a la corrosión muy agresiva.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

- El cloruro de amonio y sales de clorhidrato de amina son altamente solubles en agua, altamente corrosiva y forman una solución ácida cuando se mezcla con agua. Algunas aminas neutralizantes reaccionan con cloruros para formar clorhidratos de amina que pueden actuar de una manera similar.
- Las tasas de corrosión aumentan al aumentar la temperatura.
- Cuando se depositan debajo del punto de rocío del agua, una inyección de agua de lavado puede ser necesaria para disolver las sales. (NACE Corrosion Engineer's reference Book., 2002)

1.2.7 Apariencia y morfología de los daños producto de la corrosión:

- Las sales tienen un aspecto blanquecino, verdoso o amarronado. El lavado con agua elimina los depósitos de modo que la evidencia de ensuciamiento puede no ser observada durante una inspección visual interna.
- La corrosión por sales es típicamente muy localizada y resulta en picaduras. (American Petroleum Institute. API.)

1.2.8 Principales equipos impactados por las deposiciones.

Dentro del proceso de Hidrotratamiento existen equipos importantes que sufren las consecuencias de los depósitos de sales y productos de corrosión, los más afectados suelen ser los de intercambio de calor aguas abajo del reactor, los separadores trifásicos y hasta en la sección de compresión del gas de recicló, los compresores, así como en partes de válvulas de control. etc. En este trabajo se evaluarán el separador trifásico y el intercambiador aguas abajo del reactor.

1.2.8.1 Separadores trifásicos. Son recipientes capaces de separar el gas y las dos fases de líquidos inmiscibles. Por lo general resultan muy grandes porque se diseñan para garantizar que ambas fases (petróleo, aguas) salgan completamente libres una de la otra (agua sin petróleo y petróleo sin agua). Estos separadores se emplean para separar el agua que pueda estar presente, con lo cual se reduce la carga en los equipos de tratamiento del petróleo y se aumenta la capacidad de transporte en las tuberías. Estos separadores pueden ser horizontales ó verticales. Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son:

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

- ❖ la fuerza de gravedad
- ❖ la fuerza centrífuga
- ❖ choque de partículas o coalescencia

Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación. (Hafskjold B, 2000)

Separadores Horizontales: El fluido entra en el separador y se contacta con un desviador de ingreso, causando un cambio repentino en el impulso y la separación inicial de líquido y vapor. La gravedad causa que gotas de líquido caigan de la corriente de gas al fondo del recipiente de recolección. Esta sección de recolección de líquido provee el tiempo de retención necesario para que el gas se separe del petróleo y suba al espacio de vapor. Luego el líquido sale del recipiente mediante una válvula de descarga de líquidos, que es regulada por un controlador de nivel.

El gas fluye sobre el desviador de ingreso y luego horizontalmente por medio de la sección de asentamiento de gravedad sobre el líquido. Mientras el gas fluye por esta sección, gotas pequeñas de líquido que no fueron separadas por el desviador de ingreso son separadas por la gravedad y caen a la interfaz de gas - líquidos. Algunas gotas son de un diámetro tan pequeño que no son fácilmente separadas en la sección de asentamiento de gravedad. Por lo tanto, antes que el gas salga del recipiente, pasa por el extractor de neblina. Esta sección emplea aletas, malla de alambre, o placas para fundir y remover las gotas muy pequeñas. (1995)

Un controlador abre y cierra la válvula de control de presión en la salida de gas para mantener la presión deseada en el recipiente. Normalmente, los separadores horizontales se operan llenados solamente hasta la mitad con líquidos para maximizar el área de interfaz de gas - líquidos. La mezclas de fases gas-líquido, entra al separador y choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo pueden

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

operar satisfactoriamente, pero las características y dimensiones del deparador y sus tuberías de entrada y salida son esenciales para lograr una adecuada separación (Gasbarri., 2006)

1.2.8.2 Intercambiadores de calor:

Un intercambiador de calor es un componente que permite la transferencia de calor de un fluido (líquido o gas) a otro fluido. El calor sólo se transfiere en una sola dirección, del fluido con mayor temperatura hacia el fluido de menor temperatura en contacto térmico con las paredes metálicas que los separan.

Tipos de intercambiadores de calor según su construcción:

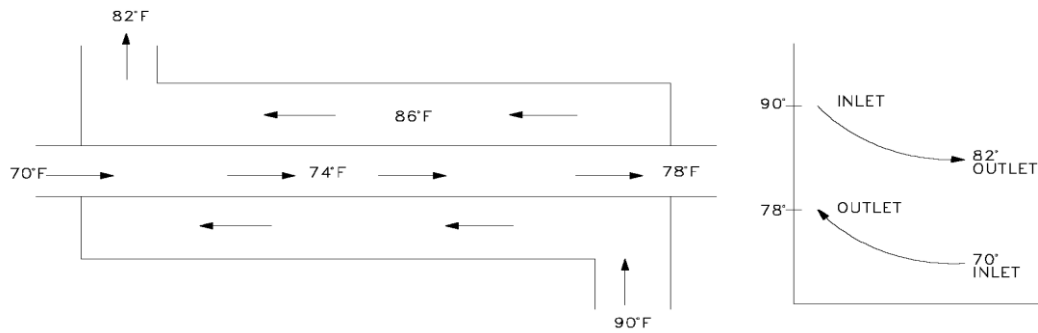
- Placa.
- Tubo y Coraza: Este tipo de intercambiador consiste en un conjunto de tubos en un contenedor llamado coraza. El flujo de fluido dentro de los tubos se le denomina comúnmente flujo interno y aquel que fluye en el interior del contenedor como fluido de coraza o fluido externo.

Se clasifican acorde a la dirección relativa que existe entre los dos flujos de fluido. Las tres categorías son:

- Flujo paralelo,
- A Contracorriente.
- Flujo cruzado.

A Contracorriente: Como se ilustra en la figura, se presenta un contraflujo cuando los dos fluidos fluyen en la misma dirección pero en sentido opuesto. Cada uno de los fluidos entra al intercambiador por diferentes extremos ya que el fluido con menor temperatura sale en contraflujo del intercambiador de calor en el extremo donde entra el fluido con mayor temperatura, la temperatura del fluido más frío se aproximará a la temperatura del fluido de entrada. Este tipo de intercambiador resulta ser más eficiente que los otros dos tipos mencionados anteriormente.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico



Intercambiadores de un solo paso (o paso simple (1-1):

Cuando los fluidos del intercambiador intercambian calor más de una vez, se denomina intercambiador de múltiples pasos. Si el fluido sólo intercambia calor en una sola vez, se denomina intercambiador de calor de paso simple o de un solo paso.

Comúnmente el intercambiador de múltiples pasos invierte el sentido del flujo en los tubos al utilizar dobleces en forma de "U" en los extremos, es decir, el doblez en forma de "U" permite al fluido fluir de regreso e incrementar el área de transferencia del intercambiador. Un segundo método para llevar a cabo múltiples pasos es insertar baffles o platos dentro del intercambiador (Kern, 1974)

Relaciones gobernantes:

Existen dos flujos en un intercambiador de calor, el fluido caliente tiene una razón de capacidad calorífica definida como $Ch = \dot{m}C_{ph}$ [W/K] donde \dot{m} [kg/s] es el flujo másico y C_{ph} [J/kgK] es su capacidad calorífica a presión constante y análogamente para el fluido frío se tiene $Cc = \dot{m}c_{ph}$. Entonces, con base en la Primera Ley de la Termodinámica o Conservación de la Energía, se establece que el calor transferido entre ambos flujos se puede describir por un balance de entalpía de la forma

$$Q = Ch (T1 - T2) = Cc (t2 - t1)$$

donde los subíndices 1 y 2 se refieren a entrada y salida del intercambiador, respectivamente, y las literales T y t son empleadas para indicar las temperaturas caliente y fría, respectivamente. La ecuación es una representación ideal donde no se consideran pérdidas de calor y ésta sólo describe el calor que será transferido.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

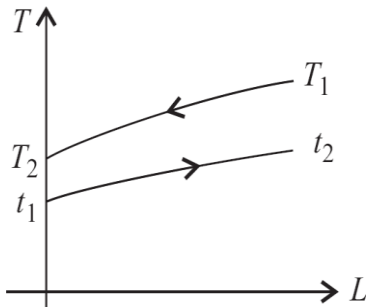
1.2.8.3 Diferencia de temperatura media logarítmica (LMTD)

Es la diferencia de temperatura media logarítmica, la cual se puede escribir como

$$LMTD = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{\Delta T_2 - \Delta T_1}{\ln(\Delta T_2 / \Delta T_1)}$$

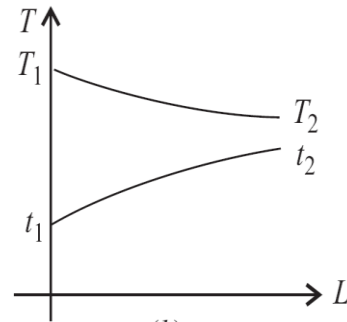
Esta expresión para la diferencia de temperatura media logarítmica sólo es válida para aquellos casos indicados en la figura y no pueden ser empleados para otro tipo de arreglos como el caso de flujo cruzado o intercambiadores de múltiples pasos (Holman.J.P., 1998)

Flujo a Contracorriente:



$$LMTD = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln((T_1 - t_2) / (T_2 - t_1))}$$

Flujo paralelo



$$LMTD = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln((T_1 - t_1) / (T_2 - t_2))}$$

la razón de transferencia de calor se puede escribir como

$$Q = U_o \cdot A_o \cdot (LMTD)$$

Comparación de los tipos de intercambiadores:

El diseño de intercambiador de contraflujo es el más eficiente de los tres cuando se compara la razón de transferencia de calor por unidad de área de superficie. La eficiencia de un intercambiador de contraflujo se debe al hecho que la diferencia de temperatura ΔT entre los dos fluidos sobre la longitud del intercambiador de calor es maximizada. Por lo que la diferencia de temperatura media logarítmica para un intercambiador de contraflujo es mayor que la que ocurre en intercambiadores de flujo paralelo o flujo cruzado.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

Para evaluar el intercambiador de forma práctica se valora la LMTD ya que es la fuerza impulsora primaria del intercambiador, siendo una buena medida del flujo calórico, además se hace ya que es válida para intercambiadores con distribuciones de flujo simples y siempre que las velocidades de flujo másico de los fluidos calientes y fríos y los coeficientes integrales de transmisión de calor sean constantes a lo largo de la superficie. En los flujos a contracorriente la caída de temperatura es constante a lo largo de la superficie. (R.A, y otros, 1940)

Para evaluar el intercambiador de forma práctica se valora la LMTD ya que es la fuerza impulsora primaria del intercambiador, siendo una buena medida del flujo calórico, además se hace ya que es válida para intercambiadores con distribuciones de flujo simples tipo (1-1) y siempre que las velocidades de flujo másico de los fluidos calientes y fríos y los coeficientes integrales de transmisión de calor sean constantes a lo largo de la superficie. En los flujos a contracorriente la caída de temperatura es constante a lo largo de la superficie. La ΔT_{LMTD} (LMTD) es una representación de la diferencia de temperatura promedio entre los fluidos calientes y fríos ó viceversa. Diferencias de temperatura de salida cercanas entre sí, entre la temperatura de salida de un fluido y la entrada de otro, dan como resultado bajos valores de de LMTD. Esto es algo deseable porque cuanto más pequeño sea la diferencia de temperatura de salida más eficiente desde el punto de vista energético es el intercambiador. Un bajo valor de LMTD da como consecuencia equipos grandes, más caros ya que el área es inversamente proporcional a la LMTD por la ecuación:

$$A = Q / U * \Delta T_{LMTD}$$

Si la LMTD es alta indica deterioro del material por sobrecalentamiento por deposiciones de sales ó efectos adversos similares como el coque, que disminuyen la transferencia y elevan el valor de LMTD, lo que demuestra lo beneficioso de la parada para la limpieza, recirculación, favorecieron la capacidad de intercambio. Se evaluó las reglas empíricas que establece:

- ΔT menor en extremos fríos ≥ 10 °F (5,6 °C)
- ΔT mayor en extremos calientes ≥ 40 °F (22 °C)

Característico para un buen servicio en una amplia mayoría de aplicaciones.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

- Si la LMTD de un intercambiador es de alrededor de 150°F ($83,3^{\circ}\text{C}$) ó mayor, generalmente en el intercambiador se producen operaciones ineficientes, así como esfuerzos térmicos que deben evitarse.

Característico en intercambiadores de gran área la que redunde en menor diferencia de temperatura, a costa de mayor precio inicial del equipo, pero con menor costo de mantenimiento. (.J.A, 2012)

Cuando se prevé que ocurra ensuciamiento, es conveniente sobre diseñar el intercambiador para que éste opere de manera conveniente durante el mayor tiempo posible, haciendo que la limpieza coincida con la parada de planta programada anualmente. Existen tres formas de estimar el sobre diseño:

- mediante el factor de ensuciamiento requerido,
- el factor de limpieza y
- el porcentaje de sobre diseño del área.

El factor de ensuciamiento en el intercambiador de calor normalmente es proporcionado por la experiencia de trabajo, por el diseño, pero de no estar bien definidos es inevitable la parada para la limpieza, aunque anteriormente deben evaluarse otros métodos como es la LMTD para evaluar la eficiencia. Este factor representa la resistencia teórica al flujo de calor debido a la acumulación de una capa de suciedades en ambos lados de la superficie de los tubos. (.J.A, 2012)

Según literatura del fabricante una diferencia de temperatura media logarítmica de más de 95°C puede ser causado por incrustaciones en la superficie de intercambio.

(Lengiproneftejim. , 1985)

Existen varios tipos de ensuciamiento:

- Ensuciamiento químico, causado por el depósito de sales.
- Ensuciamiento biológico causado por el crecimiento de organismos en el fluido.
- Ensuciamiento por depósitos, en la que las partículas del fluido se acumulan en la superficie cuando la velocidad cae por debajo del nivel crítico.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

- Ensuciamiento por corrosión, es el resultado de los procesos corrosivos que generan depósitos sobre las superficies de transferencia elevando la resistencia térmica.

El factor de ensuciamiento tiene la finalidad de prever un área adicional (margen) para compensar la pérdida de rendimiento, por ello se diseñan sobredimensionados estos equipos (.J.A, 2012)

1.3 Lavado con agua en procesos de HDT.

- La acumulación de sales de cloruro de amonio puede ser muy localizada y la corrosión resultante puede ser difícil de detectar. El amoniaco se elimina de la corriente productos del reactor mediante la inyección de agua de lavado en el gas y enfriando la mezcla a una presión elevada para condensar el agua. (NACE Corrosion Engineer's reference Book., 2002)
- El agua de lavado evita la acumulación de sales y la corrosión de las superficies de intercambio de calor, especialmente en las zonas donde hay interfaces de líquidos de gas y donde hay cambios bruscos de temperatura en las superficies de transferencia de calor. (Axens. F.P.Group. (s.d). Catalyst Handbook. , 2005)
- El lavado es necesario ya que aunque las aleaciones sean más resistentes a picaduras, han mejorado la resistencia a las sales de cloruro de amonio. (NACE Corrosion Engineer's reference Book., 2002)
- Desde 1964 ha sido una práctica habitual instalaciones de agua en un lugar adecuado aguas abajo del reactor, donde la temperatura es de aproximadamente 200 ° C, que en realidad significa en la mayoría de los casos aguas abajo del producto del reactor después del intercambiador de calor del efluente del reactor donde pueden depositarse sales y productos de corrosión, antes el enfriador por aire. De esta manera se han reducido al mínimo la deposición de cloruro de amonio y consiguiente corrosión. La inyección de agua de lavado plantea el problema de la eliminación de aguas ácidas en los separadores de alta presión, debiéndose comprobar la capacidad y calidad de la separación, ya que aunque contribuye a minimizar los efectos de las deposiciones de sales en los procesos de Hidrotratamiento pueden arrastrarse

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

aerosoles de agua y otros contaminantes a equipos aguas abajo. (American Petroleum Institute. API., 1960)

Las fuentes primarias de agua son aguas ácidas despojadas, el condensado de vapor y el agua de alimentación de calderas. Algunas refinerías también utilizan los flujos de aguas agrias reciclados. (American Petroleum Institute. API.)

1.3.1. Calidad del Agua.

El contenido de oxígeno es una variable crítica del agua de lavado dependiendo del pH del agua de proceso. La presencia de oxígeno aumenta el potencial de corrosión debido a la picadura de cloruro y justo aguas abajo del punto de inyección del agua. El oxígeno también aumenta la corrosión debido a sulfuros, especialmente a las concentraciones más bajas de bisulfuro (pH más bajo) presentes en el punto de inyección del agua. Los niveles de hierro deben ser bajos porque el hierro en el agua va a formar sulfuro de hierro insoluble y se podría depositar en los tubos y equipos. Los sólidos en suspensión se deben mantener al mínimo también.. Además de la principal fuente de agua, algunos lugares pueden tener una fuente alternativa de agua para su uso cuando la fuente principal no está disponible. (American Petroleum Institute Publication 932-A., September. 2002)

1.3.2 Forma de inyecta del Agua de lavado.

El agua de lavado se debe inyectar, en cantidad suficiente para bajar las concentraciones de las sales disueltas de NH_4HS y NH_4Cl hasta el nivel deseado y arrastrar el HCl a partir de la fase de vapor en la fase de agua. La calidad del agua es importante para no contribuir al potencial de corrosión. (American Petroleum Institute Publication 932-A., September. 2002)

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.3.2.1 Inyección intermitente o continua del Agua de lavado.

El agua de lavado puede ser inyectada de forma intermitente ó continua. La inyección de agua de lavado intermitente puede ser aceptable para los servicios menos severos donde sólo es necesaria la retirada periódica de sales. La inyección continua normalmente se requiere en las unidades con severidad alta donde la deposición de sal limitaría operaciones de la unidad a través de las incrustaciones y la corrosión. Las sales deben ser completamente lavadas para evitar la corrosión severa que podría ocurrir si solamente son mojadas o mal lavadas. Esto es especialmente aguas arriba del punto de rocío del agua donde las sales normalmente estarían secas y no corrosivas como en los compresores, pero que por ser higroscópicas forman y activan procesos corrosivos. Cada unidad debe desarrollar un procedimiento de inyección de agua de lavado que especifica la cantidad, la duración y las pruebas. Las pruebas deben confirmar que la inyección elimina por completo los cloruros de los equipos de proceso y las tuberías. Esto se logra a menudo mostrando que los niveles de cloruro en el agua de lavado son iguales a los del separador de agua a través de mediciones directas o por conductividad. Después de la inyección, el sistema de agua de lavado debe ser aislado de manera efectiva en el proceso para evitar fugas de agua a otros sistemas que solo empeoran las condiciones generando taponamientos, suciedades en equipos fundamentales y una mala separación de las aguas agrias. (American Petroleum Institute Publication 932-A., September. 2002)

1.3.2.2 Esquemas de lavado en procesos de refinación.

Los sistemas de inyección de agua de lavado se configuran, ya sea con uno o múltiples puntos de inyección. La decisión de utilizar un único o múltiple punto a menudo depende de la configuración de la tubería de entrada del enfriador (un enfriador de aire puede tener múltiples entradas). Sin embargo, la fiabilidad con múltiples puntos de inyección puede ser pobre, ya que pequeños ramales son más propensos a ser tapados con mayor facilidad y dificulta el control. El tiempo de

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

contacto para la eliminación de los cloruros de la fase de vapor también es limitado, mientras que el punto de inyección único es generalmente mucho más aguas arriba y permite un mayor tiempo de contacto y permite se distribuya por igual a través del sistema con la fase de vapor. (AmericanPetroleum Institute. API.)

1.4. Variantes y tecnologías para minimizar las causas que originan las sales.

1.4.1. Inyectado de agua de lavado.

La inyección continua de agua de lavado en el torrente efluente del reactor se utiliza comúnmente para prevenir el ensuciamiento por sales de NH_4HS y NH_4Cl , normalmente aguas arriba del enfriador por aire o intercambiador de calor de tubo y coraza. Una buena calidad de la alimentación de materia prima no da lugar a la deposición de sal y por lo tanto no se requiere el uso de agua de lavado. Otras unidades pueden producir un bajo volumen de sales que sólo pueden requerir agua de lavado intermitente. La inyección de agua de lavado se utiliza típicamente para evitar el ensuciamiento y la corrosión del intercambiador de calor de aire y tubos del enfriador. Tanto el NH_4HS como el NH_4Cl son muy solubles en agua, por lo que el agua de lavado correctamente inyectada y distribuida remueve con eficacia los depósitos de sal, siguiendo las siguientes recomendaciones:

- El flujo de agua debe ser del 2 al 9% del inyectado de materia prima a hidrotratador.
- La velocidad típica máxima del fluido por las tuberías es de 20 pie/seg, (6 m/seg) para evitar la erosión y el ataque de las deposiciones.
- Se recomienda un 25% de agua en exceso para la completa remoción de las sales. (AmericanPetroleum Institute. API.)

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.4.2. Tecnología ACF (Tecnología Libre de Cloruro de Amonio). Aditivos.

Tecnología química desarrollada por para prevenir el ensuciamiento y la corrosión causada por sales de amonio, se introdujo en el mercado de la refinería como la tecnología ACF (o la tecnología libre de cloruro de amonio). El cloruro de hidrógeno, sulfatos de amonio o bisulfuros de amonio también se pueden eliminar con la tecnología ACF. Los aditivos utilizados para esta tecnología son formulaciones líquidas, químicos basados en una base orgánica fuerte, una colina o uno de sus derivados. La colina, conocida como base colina, es un líquido orgánico con carácter básico fuerte: hidróxido de trimetil(2-hidroxietil). La tecnología proporciona excelentes resultados en los que la adición de agua de lavado no es posible. El aditivo ACF reacciona directamente con las especies corrosivas para ser convertidos en componentes líquidos no corrosivos y no depositar, estos aditivos se dosifican típicamente en el rango de bajas ppm a temperaturas inferiores a 250 ° C. El aditivo se inyecta típicamente con una bomba de dosificación adecuada en frente del problema de ensuciamiento. Un lugar típico para la dosificación es la inyección después de los intercambiadores de calor aguas abajo del reactor. A partir de ese momento, las sales de amonio permanecerán licuado y no precipitan. Una ventaja grande es que esta tecnología química no requerirá un sistema de lavado con agua. Esta solución proporciona más flexibilidad, que goza de todas las ventajas de un programa de química. Los costos de instalación son manejables y muy inferior en comparación con una instalación de lavado con agua.

Mediante la inyección del aditivo al flujo de proceso, el cloruro de amonio se convierte en un componente no corrosivo que no se deposita, que de manera sorprendente son líquidos y neutros, liberando a los diferentes procesos de la formación de incrustaciones y de la corrosión creada por el cloruro de amonio. ([http://www. Kurita.](http://www.kurita.com))

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.4.3. Inhibidores de la corrosión.

El uso de inhibidores de la corrosión en el sistema de efluentes se ha limitado y ha tenido resultados mixtos. Algunos refinadores han utilizado inhibidores tipo aminas fílmicas y otros han utilizado en base amonio o la inyección de polisulfuro de sodio. La inyección de polisulfuro requiere diferentes controles que un inhibidor de tipo amina. El rendimiento de los inhibidores de amina ha sido difícil de evaluar dado que la corrosión por NH_4HS puede ser una forma de erosión-corrosión, sólo las aminas fílmicas que son lo suficientemente persistentes para resistir la turbulencia asociada con las ubicaciones de alto potencial de corrosión son recomendadas para utilizar. El rendimiento también puede variar con el régimen de flujo. Estas aminas si se dispersaron en la fase líquida y puede no proporcionar la protección en las zonas de vapor que están aguas abajo de un separador. (Gómez de León. F.C, 2004)

1.4.4. Adsorbentes de HCl en gas de reciclo.

La eliminación de impurezas indeseables en los procesos industriales modernos es crítico para asegurar la protección del medio ambiente, para proteger los catalizadores aguas abajo, y para evitar costosas paradas imprevistas por ataque de contaminantes o productos nocivos para el proceso como los productos clorados. La adsorción es la tecnología de separación preferida para la eliminación de trazas de contaminantes de corrientes de gas y líquidos. El uso de adsorbentes específicos ayuda a lograr las especificaciones para la mejora de las operaciones, mejorar la calidad de sus productos o reducir al mínimo la contaminación. Estos adsorbentes responden eficientemente a cada tipo de secado y purificación, requisito para servir a los de refino, petroquímica, gas, combustibles alternativos y las industrias de tratamiento de agua. Estos adsorbentes se agrupan bajo tres:

- AxSorb: adsorbentes regenerativos tales como tamices moleculares y alúminas activadas.

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

- AxTrap: adsorbentes no renovables guardia-cama.
- ActiGuard: alúminas, gama de productos dedicada al tratamiento de aguas.

Serie AxTrap: consta de alúmina o de óxido de metal adsorbentes-listos para usar, que están diseñados específicamente para la eliminación de cloruro de hidrógeno a partir de corrientes de líquido y gas, eliminar aerosoles. Estos adsorbentes son operables en un amplio rango de temperaturas para cubrir la mayoría de aplicaciones de eliminación de cloruro de hidrógeno. (<http://www.axens.net/our-offer/by-market/oil-refining.html>.)

Capítulo I: Análisis Bibliográfico

1.5 Conclusiones Parciales del Capítulo 1:

1. Los depósitos de las sales y la corrosión causan interrupciones no programadas de unidades y en algunos casos acompañados de eventos catastróficos que involucran grandes incendios y explosiones, este problema es de plena vigencia y se considera uno de los fallos más preocupante, costoso y peligroso en las unidades de Hidrotratamiento.
2. Si el hidrógeno trae arrastres de cloruros antes de inyectarse a la corriente de alimentación de la unidad de Hidrotratamiento, es propicio a formar sales que generan depósitos en los equipos de transferencia de calor, de compresión, etc disminuyen el rendimiento y causan severos daños de corrosión en las unidades.
3. El control sobre las incrustaciones, deposiciones y la corrosión asociada con HCL, NH_4Cl , NH_4SH generalmente se centra en la eliminación del promotor, para por lo menos reducir al mínimo la deposición de la sal y que se activen mecanismos de corrosión presentes..
4. De las nuevas tecnologías que se ofrecen la más divulgada y empleada en los hidrotratadores es la colocación de adsorbedores para eliminar el HCL, aerosoles en el gas de reciclo, así como las ACF. La implementación de un sistema de lavado con agua, es recomendado sobre todo por su bajo costo de inversión y de hacerse controladamente es efectivo.

2. Diseño metodológico.

Esta investigación Científica es un conjunto de procedimientos lógicos para alcanzar un objetivo, de manera teórica, sistemática y comprobable. El Diseño Metodológico empleado se muestra en el esquema del Anexo 1 que estructura los pasos a seguir desde el objetivo, hasta los resultados, pasando por el análisis de resultados hasta demostrar el cumplimiento de cada objetivo específico y la validación de la hipótesis.

Tipos de investigación: Por el propósito: Es Aplicada y Tecnológica, se basa en la aplicación o utilización del conocimiento que se adquiere.

Por el enfoque básico: Es cualitativa y cuantitativa.

Por el método: Es hipotético-deductivo para la búsqueda de la solución.

Según los medios para obtener **datos**: Se obtienen de **campo o experimental**, se apoya en inspecciones a los equipos, observaciones, los datos se recogen directamente de la realidad, por lo que se les denominan primarios.

Por el **nivel de conocimiento que se adquiere** esta investigación permite apropiarnos de éstos por la vía: **Explorativa, Descriptiva, Explicativa**.

Determinación de la **Muestra**: es el subconjunto del total de datos disponibles; es una parte representativa de tres meses de trabajo.

Método de Muestreo: El muestreo es ejecutado por el Laboratorio, cumpliendo los procedimientos al respecto.

Técnica de Recopilación de Datos: Observación Científica, con objetivo claro, definido y preciso, saber que desea observar y para qué quiere hacerlo.

Según los medios utilizados: Estructurada, se vale de elementos técnicos apropiados y se denomina observación sistemática.

2.1 Procesamiento de datos:

2.1.1 Cálculo de la superficie de transferencia de calor y la LMTD en el intercambiador E-01-301:

Intercambiador de calor de tubo-coraza aguas abajo del reactor E-01-301 sufre de pérdida de la capacidad de intercambio producto a la deposición de sales y productos de corrosión que se originan en el proceso por ambas caras. Está conformado por seis (6) intercambiadores en serie, cada uno de ellos de un solo paso por los tubos y uno por la coraza, formando un intercambiador 1-1 a contracorriente, su croquis y características de diseño se muestran en los Anexos 2 y 3. La ubicación del intercambiador en el bloque reactor se muestra en el Anexo 4.

Cantidad de calor Q transferido en el intercambiador:

$$Q = U \cdot A \cdot \Delta T_{LMTD}, \text{ Gcal/h} \quad (\text{Ecuación 1})$$

$$A = Q / U \cdot \Delta T_{LMTD} \quad (\text{Ecuación 1.1})$$

Se evalúa la diferencia de temperatura media logarítmica, LMTD, lo que aporta criterio de la eficiencia en el intercambio por la ecuación:

$$LMTD = \frac{(T1 - t2) - (T2 - t1)}{\ln((T1 - t2) / (T2 - t1))} \quad (\text{Ecuación 2})$$

Se evalúa las reglas empíricas que establecen:

- ΔT menor en extremos fríos ≥ 10 °F (5,6 °C)
- ΔT mayor en extremos calientes ≥ 40 °F (22 °C)

Característico para un buen servicio en una amplia mayoría de aplicaciones.

- Si la LMTD de un intercambiador es de alrededor de e 150 °F (83.3°C) ó mayor, generalmente en el intercambiador se producen operaciones ineficientes, así como esfuerzos térmicos que deben evitarse. Característico en intercambiadores de gran área la que redundan en menor diferencia de temperatura, a costa de mayor precio inicial del equipo, pero con menor costo de mantenimiento.

2.1.2 Resistencia al ensuciamiento R_{st} :

$$R_{st} = 1/U_{servicio} - 1/U_{limpio} \quad (\text{Ecuación 3})$$

2.1.3 Coeficiente de Limpieza CF, que da la idea del máximo grado de ensuciamiento permitido

$$CF = U_{servicio} / U_{limpio} \quad (\text{Ecuación 4})$$

2.2 Cálculo y evaluación del Separador B-01-301.

En la Unidad de Hidrotratamiento juega un papel primordial el separador horizontal trifásico B-01-301 en el bloque de reacción con el objetivo de lograr la separación de las fases petróleo, gas y agua. Esta sección provee del tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo puedan operar satisfactoriamente, pero las características y dimensiones del separador y sus tubería de entrada y salida son esenciales para lograr una adecuada separación (Anexo 5).

2.2.1 Evaluación ó diagnóstico del Separadores horizontales trifásico:

La evaluación ó diagnóstico de un Separadores horizontales trifásico consiste en evaluar las características de un separador, para determinar si está en capacidad de operar bajo ciertos parámetros de presión, temperatura, gravedad específica, etc y características tales como diámetro, longitud, es decir se realiza un diagnóstico del separador.

Para el dimensionamiento de los separadores horizontales trifásicos se necesita seleccionar una longitud de costura a costura y un diámetro. Esta selección debe satisfacer las características para la capacidad de gas que permitirá a las gotas de líquido caer desde el gas hasta la zona de volumen de líquido, mientras que el gas atraviesa la longitud efectiva del separador. Ésta debe proveer un tiempo de retención suficiente para que el líquido se separe del gas.

En la evaluación de los separadores horizontales trifásicos existen cinco (5) pasos iguales al de los separadores horizontales bifásicos los cuales son:

Paso 1; Factor de compresibilidad (z)

La selección de la presión pseudoreducida viene dada por la siguiente ecuación:

$$P_{pr} = \frac{P}{756.8 - 131 * GE_g - 3.6 * GE_g^2}$$

(Ecuación 5)

La temperatura Pseudoreducida viene dada por la siguiente ecuación:

$$T_{pr} = \frac{T}{169.2 + 349.5 * GE_g - 74 * GE_g^2}$$

(Ecuación 6)

Parámetro que interviene en el cálculo de Z

$$M = 0.27 * \frac{P_{pr}}{z * T_{pr}}$$

(Ecuación 7)

El factor de compresibilidad (Z) se calcula por medio de la siguiente ecuación:

$$Z = 1 + \left(0.3265 - \frac{1.07}{T_{pr}} - \frac{0.5339}{T_{pr}^2} + \frac{0.01569}{T_{pr}^3} - \frac{0.05165}{T_{pr}^5} \right) * M + \left(0.5475 - \frac{0.7361}{T_{pr}} + \frac{0.1844}{T_{pr}^2} \right) * M^2 - 0.1056 * \left(-\frac{0.7361}{T_{pr}} + \frac{0.1844}{T_{pr}^2} \right) * M^3 + 0.6134 * (1 + 0.721 * M^2) * \left(\frac{M^2}{T_{pr}^3} \right) * \text{Exp}(-0.721 * M^2)$$

(Ecuación 8)

Paso 2, Cálculo de la viscosidad del gas

Se debe determinar la gravedad específica del gas por la siguiente ecuación:

$$PM_g = GE_g * 28.97 \text{ lb/lb-mol}$$

(Ecuación 9)

Densidad del gas a condiciones de operación por medio de la siguiente ecuación:

$$\rho_g = \frac{PM_g * p}{10.73 * T * z}$$

(Ecuación 10)

Capítulo II: Diseño metodológico.

Dicho valor de densidad debe estar en el sistema de unidades internacionales, es decir, en gr/cc, por lo tanto se debe hacer la siguiente conversión.

$$g = g \cdot 0.19197$$

Se deben de calcular el valor de las siguientes variables A, B y C por medio de las siguientes ecuaciones:

Calculo de la variable A

$$A = \frac{(9.379 + 0.0167 * PM_g) * T^{1.5}}{209.2 + 19.26 * PM_g + T} \quad \text{(Ecuación 11)}$$

Cálculo de la variable B

$$B = 3.448 + \frac{986.4}{T} + 0.01009 * PM_g \quad \text{(Ecuación 12)}$$

Calculo de la variable C

$$C = 2.447 - 0.2224 * B \quad \text{(Ecuación 13)}$$

Con estos valores definidos se calcula la viscosidad del gas (μ), en la siguiente ecuación:

$$\mu_g = A * \text{Exp}(B * \rho_g^C) * 1E - 4 \quad \text{(Ecuación 14)}$$

Paso 3. Cálculo la velocidad de asentamiento

Define la velocidad con la que el petróleo se desprenda de la fase continua en este caso el gas y viene dada por la siguiente ecuación:

$$V_t = 0.0119 \left[\left(\frac{\rho_l - \rho_g}{\rho_g} \right) * \frac{d_m}{C_D} \right]^{1/2} \quad \text{(Ecuación 15)}$$

En esta ecuación no se conoce el valor de C_D

Paso 4. Cálculo del coeficiente de arrastre (C_D)

$$C_D = \frac{24}{Re} + \frac{3}{Re^{1/2}} + 0.34$$

(Ecuación 16)

Luego se debe calcular el número de Reynolds por medio de la siguiente ecuación

$$Re = 0.0049 * \frac{\rho_g * d_m * V_t}{\mu_g}$$

(Ecuación 17)

Luego con este valor se recalcula el valor de V_t con este nuevo valor de C_D , se debe realizar este paso hasta que coincidan los de V_t , introduciendo el nuevo valor de V_t , por medio de un proceso iterativo. Cuando los valores de V_t coincidan ese es el verdadero valor de C_D

Calculo de la constante K (Souders & Brown).

Este parámetro posee gran relevancia al momento de predecir el comportamiento de los fluidos dentro del recipiente. De cierto modo, K es una constante que depende de las propiedades del gas y el líquido y el tamaño de la gota de líquido a ser separada del gas. Viene dada por la siguiente ecuación:

$$K \cong \left[\left(\frac{\rho_g}{\rho_l - \rho_g} \right) \frac{C_D}{d_m} \right]^{1/2}$$

(Ecuación 18)

Paso 5. Capacidad de gas.

$$d L_{eff} = 420 \left[\frac{T Z Q_g}{P} \right] K$$

(Ecuación 19)

Calcular el diámetro base

$$d = \frac{\sqrt{12 * ctte}}{R - 1}$$

(Ecuación 20)

Donde R igual a 3 y la ctte es igual a $d * L_{eff}$.

Luego se calcula L_{eff} y L_{ss} para generar la tabla de capacidad de gas.

$$L_{eff} = \frac{ctte}{d_{base}}$$

(Ecuación 21)

Paso 6. Calcular la retención líquido

Tiempo de retención:

$$d^2 L_{eff} = 1.42 [Q_w (t_r)_w + Q_o (t_r)_o] \quad \text{(Ecuación 22)}$$

$$t = \frac{Vol}{Q} \quad \text{(Ecuación 23)}$$

$$Vol = \frac{1}{2} \left(\frac{\pi D^2 L_{eff}}{4} \right) = \frac{\pi d^2 L_{eff}}{2 * 4 * 144} = 2.73 * 10^{-3} d^2 L_{eff} \quad \text{(Ecuación 24)}$$

$$(Vol)_w = 2.73 * 10^{-3} d^2 L_{eff} \left(\frac{A_w}{A_l} \right) \quad \text{(Ecuación 25)}$$

Paso 7. Iterar el diámetro con R igual a 3 partiendo del diámetro base para obtener el diámetro mínimo y generar tabla de valores.

Paso 8. Calcular el diámetro de la boquilla de entrada

Tasa de gas a condiciones de operación

$$Q_{gop} = \frac{Q_g * PM_g * GE_g}{379 * 86400 * \rho_g} \quad \text{(Ecuación 26)}$$

Densidad de la mezcla

$$\rho_m = \frac{Q_o * \rho_o + Q_w * \rho_w + Q_{gop} * \rho_g}{Q_o + Q_w + Q_{gop}} \quad \text{(Ecuación 27)}$$

Velocidad de la boquilla

$$V_{boq} = \frac{80}{(\rho_{mezcla})^{1/2}} \quad \text{(Ecuación 28)}$$

La máxima permitida es de 30 pie/seg, si es mayor se trabaja con 30 pie/seg.

Diámetro de la boquilla

$$\phi_{boq} = \left(\frac{4 * (Q_o + Q_w + Q_g)}{\pi * V_{boq}} \right)^{1/2}$$

(Ecuación 29)

f = diámetro de la boquilla (pie), llevar a pulgadas.

Paso 9. Calcular el diámetro de la boquilla de salida de gas

Diámetro de la boquilla de salida de gas

$$\phi_{bsg} = \left(\frac{4 * Q_g}{\pi * V_{boq}} \right)^{1/2}$$

(Ecuación 30)

f = diámetro de la boquilla de salida de gas (pie), llevar a pulgadas.

Paso 10. Calcular el diámetro de la boquilla de salida de líquido

$$\phi_{bsl} = \left(\frac{4 * (Q_o + Q_w)}{\pi * V_{bl}} \right)^{1/2}$$

(Ecuación 31)

La velocidad para la salida del líquido está entre 1 y 3 pie/seg, se trabaja con el valor de 2 pie/seg.

Las boquillas se colocan tan sea como sea práctico de las líneas tangentes del separador

Paso 11. Ubicación del extractor de neblina

- El extractor de neblina se colocará para gotas mayores a 100 micrones.
- Se coloca en el extremo donde está la boquilla de salida de gas a una distancia prudente entre la salida y el nivel de líquido.

2.2.2 Cálculo y evaluación de las sales que se depositan.

2.2.2.1 Evaluación de las sales que se depositan:

Durante la intervención para la revisión de los compresores recíprocos de gas hidrogenado de recirculación se tomaron muestras de las sales depositadas en las válvulas de succión y enviadas para su análisis en el CEINPET.

2.2.2.2 Cálculo de la temperatura de deposición de las sales:

Cálculo de la constante de equilibrio según las presiones parciales de NH_3 y la presión parcial de H_2S en el efluente del reactor:

$$Kp = [NH_3 pp] \times [H_2S pp] \quad (\text{Ecuación 32})$$

$$Kp = [NH_3 pp] \times [HCL pp] \quad (\text{Ecuación 33})$$

Cálculo de las presiones parciales de cada componente

$$Pp_i = (n_i \text{ fase vapor}) / (n_{total \text{ fase vapor}}) \times P \quad (\text{Ecuación 34})$$

El mismo procedimiento se puede utilizar para estimar la temperatura de deposición de NH_4HS y NH_4Cl a partir de los gráficos (Anexos 11 y 12)

2.2.3 Cálculo de la concentración de sales en el separador de agua ácida.

La siguiente fórmula se puede utilizar para estimar el % en peso de NH_4HS y NH_4Cl en el agua y si el rendimiento neto de H_2S en el reactor es mayor que el rendimiento neto de NH_3 :

$$Wt\% NH_4Cl \text{ en solución} = \frac{(MW NH_4Cl) \times Wf \times Fn \times Cn \times 100}{(MW N) \times WWr \times 100 \times 100} \quad (\text{Ecuación 35})$$

Donde:

$$Wf=96 \text{ t/h} \quad Fn=0.05 \quad Cn=0.16 \quad WWr=5 \text{ t/h} \quad MW NH_4Cl = 53,46 \quad MW N = 14$$

$$Wt\% NH_4HS \text{ en solución} = 0.0364 \times Wf \times Fn \times Cn / WWr \quad (\text{Ecuación 36})$$

- Este cálculo supone que todo el NH_3 es absorbido como NH_4HS en el agua.
- El cálculo también asume que toda el agua disponible se ha condensado (esto es una suposición razonable, aunque una pequeña cantidad de agua permanece en las fases de vapor y de hidrocarburos).

2.2.4. Evaluación proceso de desnitrificación y de desulfurización como reacciones fundamentales en el reactor.

Razón de desulfuración en HDT

$$\% \text{Desulfurización} = \frac{(\% S_{\text{inyecto}}) - (\% S_{\text{salida}})}{(\% S_{\text{inyecto}})}, \text{ (Ecuación 37)}$$

Razón de desnitrificación en HDT

$$\% \text{Desnitrificación} = \frac{(\% N_2 \text{ inyectado}) - (\% N_2 \text{ salida})}{(\% N_2 \text{ inyectado})}, \text{ (Ecuación 38)}$$

2.2.5 Cantidad de agua requerida para el lavado. Selección de la bomba.

2.2.5.1 Selección de la bomba para agua de lavado.

El esquema de lavado original de proyecto del hidrofinao para el lavado en parada ó mantenimiento empleaba la misma bomba que para la inyección de amina al absorbedor de alta presión, la P-01-304, por ello se decide instalar una bomba con sus líneas de inyección también independiente, se disponen de bombas que están paralizadas que serán utilizadas para el nuevo esquema de lavado. La bomba para el lavado debe cumplir requisitos del Anexo 6.

2.2.5.2 Cantidad de agua requerida para el lavado:

Para calcular la cantidad de agua requerida se necesita saber el inyectado de materia prima, diesel, al hidrotador, siguiendo recomendación del proyecto se empleará el 5 % para el flujo de agua más el 25% de ésta en exceso.

$$\text{Cantidad de agua} = \text{inyecto} \frac{\text{m}^3}{\text{h}} * 0.05 \% * 1,25 \frac{\text{m}^3}{\text{h}} \text{ (Ecuación 39)}$$

2.2.6. Evaluación cualitativa del agua suavizada y del condensado.

Para la evaluación de las aguas disponibles en la planta, la suavizada más el condensado de vapor, éstas fueron muestreadas por los procedimientos implementados por el laboratorio y los requisitos reflejados en el Anexo 7.

2.2.7 Evaluación cualitativa del agua sulfhídrica.

Para la evaluación de las aguas sulfhídrica en la planta, éstas fueron muestreadas por los procedimientos implementados por el laboratorio.

2.2.8 Cálculo de la velocidad del fluido.

Conociendo la influencia de la velocidad del fluido sobre los procesos de corrosión se determina la misma por la siguiente ecuación:

$$V = \frac{Q}{A} = \frac{Q \cdot 4}{\pi \cdot d^2}, \text{ m/seg} \text{ (Ecuación 40)}$$

En condiciones estándares de trabajo:

$$T_{abs} = 273 \text{ }^\circ\text{K} + T \text{ }^\circ\text{C} = \text{ }^\circ\text{K} \quad \text{(Ecuación 41)}$$

$$P_{abs} = P \text{ kgf/cm}^2 \cdot 760 + 760 = \text{mmHg} \quad \text{(Ecuación 42)}$$

$$\text{Volumen, } V = 2.78 \frac{Q_{gas} \cdot T_{abs}}{P_{abs}} = m^3 \text{ (Ecuación 43)}$$

2.3 Criterios de selección para las nuevas tecnologías. Cálculo económico de las propuestas.

- Viabilidad Técnica.
- Viabilidad económica.
- Sustentabilidad.

Capítulo III: Análisis de los resultados

3. Capítulo III. Análisis de Resultados:

Las observaciones de campo y los análisis de fallas del compresor C-01-301, dado por un sobrecalentamiento, disminución del flujo de trabajo, hasta causar la parada total en menos de 72 horas del equipo y con ello de toda la planta, conllevaron a esta investigación, por la deposición de sales en estos equipos, más la afectación de intercambio de calor en el E-01-301 (ver Anexo 2).

3.1. Cálculo de la superficie de transferencia de calor y la LMTD en el intercambiador E-01-301:

En este intercambiador se transfiere gran cantidad de calor ya que el mismo se encuentra aguas abajo del reactor R-01-301 como se aprecia en el Anexo 4, su función es transferir el calor que se produce por las reacciones exotérmicas de hidrofinación al flujo de materia prima, diesel, que entra al reactor, este flujo entra con 30-60⁰C y debe calentarse, ganando calor por el intercambio con la corriente efluente del reactor que puede alcanzar 340-380⁰C. Se observó la disminución de la temperatura en la salida del fluido frío, lo que es síntoma de depósitos sobre el área de transferencia.

Aplicando la ecuación 2, la diferencia de calor LMTD en el intercambiador CON DEPÓSITOS en las superficies de intercambio, dio los siguientes resultados:

Fecha	Inyector m ³ /h	T _{1F} °C	T _{2F} °C	T _{1C} °C	T _{2C} °C	LMTD °C	LMTD °F
7/10/13	55	38	249	342	142	99.09	178.3
8/10/13	55	38	248	342	143	100	178.5
14/10/13	55	38	245	342	143	101.2	180.7
16/10/13	55	39	247	343	142	100	178.5
21/10/13	60	39	246	343	140	100	178.5
22/10/13	60	38	249	343	140	98.79	176.4

Capítulo III: Análisis de los resultados

X media	57.14	38.42	246.71	342.57	141.28	99.84	178.2
---------	-------	-------	--------	--------	--------	-------	-------

Aplicando la ecuación 2, la diferencia de calor en el intercambiador SIN DEPÓSITOS, dio los siguientes resultados:

Fecha	Inyector m ³ /h	T _{1F} °C	T _{2F} °C	T _{1C} °C	T _{2C} °C	LMTD °C	LMTD °F
21/4/14	60	39	265	342	92	64.86	116.75
22/4/14	60	39	266	344	94	65.90	118.62
28/4/14	60	42	261	336	102	68.18	123.84
29/4/14	60	39	257	332	100	67.96	122.33
29/4/14	60	42	261	336	102	68.18	123.84
30/4/14	60	40	261	336	104	70.06	126.08
30/4/14	58.9	40	261	336	106	75	135
7/5/14	57	40	266	342	90	62.20	111.96
13/2/14	60	40	266	342	96	66.6	119.88
15/5/14	60	40	265	342	96	66.8	120.3
X media	59.62	40.10	262.63	338.45	98.20	68.46	121.86

Comparando con datos del proyecto:

	T _{2F} °C	T _{1C} °C	ΔT _{LMTD} °C
Por balance material y calórico	303	365	62
Por pasaporte del equipo	350	407	57
Datos fabricante(sucio)	246,71	342,57	≥ 95

Capítulo III: Análisis de los resultados

Después que el intercambiador fue limpiado mediante el barrido con nitrógeno y recirculando diesel que luego se manda a productos fuera de especificaciones (slop), se obtuvieron bajos valores de la diferencia de temperatura LMTD, esto es deseable porque cuanto más pequeño sea la diferencia de temperatura más eficiente desde el punto de vista energético es el intercambiador. Un bajo valor de LMTD es característico de equipos grandes, ya que analizando ecuación 1.1, el área es inversamente proporcional a la LMTD. Una alta diferencia de temperatura LMTD, resultado que se obtuvieron con el intercambiador con depósitos en las superficies, indica deposiciones de sales, depósitos de productos de corrosión, deterioro del material por sobrecalentamiento ó efectos adversos similares como el coque, que disminuyen el área de transferencia y elevan el valor de LMTD, lo que demuestra lo beneficioso de la limpieza del intercambiador.

Calculando el área de transferencia con y sin depósitos y aplicando la ecuación 1.1:

Área de transferencia con depósitos	Área de transferencia sin depósitos.
$A = 1024.57 \text{ m}^2$	$A = 1369.85 \text{ m}^2$

Lo que demuestra que a mayor diferencia media logarítmica menor área de transferencia de calor, lo que hace ineficiente el trabajo de transferencia de calor, lo que perjudica el proceso pues su función es acondicionar térmicamente el inyectado al horno y seguidamente al reactor para las reacciones de Hidrotratamiento.

Aplicando la ecuación 1:

Capacidad de transferencia de calor calculada Q, Gcal/h	Capacidad de transferencia de calor diseño Q, Gcal/h
22,3	21,7 - 22

Capítulo III: Análisis de los resultados

Si lo comparamos con los datos característicos del intercambiador (ver Anexos 3 y 4) es adecuada la capacidad de transferencia de calor, pues debe oscilar entre 21,7 - 22 Gcal/h, lo que demuestra el estado aceptable, sin daños críticos del intercambiador después de la limpieza.

Fecha	T _{2C} °C	T _{1F} °C	ΔT menor en extremos fríos SIN DEPÓSITOS °C	ΔT menor en extremos fríos °F
21/4/14	92	39	53	95.4
22/4/14	94	39	55	99
28/4/14	102	42	60	108
29/4/14	100	39	61	104.4
29/4/14	102	42	60	108
30/4/14	104	40	64	115

Se evaluaron las reglas empíricas:

- ΔT menor en extremos fríos ≥ 10 °F (5,6°C)

Se cumple esta regla, ya que en los extremos fríos la diferencia de temperatura es mayor de 10⁰ F, para un buen servicio.

Fecha	T _{1C} °C	T _{2F} °C	ΔT mayor en extremos calientes. SIN DEPÓSITOS °C	ΔT mayor en extremos calientes. °F
21/4/14	342	265	77	138.6

Capítulo III: Análisis de los resultados

22/4/14	344	266	78	140.4
28/4/14	336	261	75	135
29/4/14	332	257	75	135
29/4/14	336	261	75	135
30/4/14	336	261	75	135

- ΔT mayor en extremos calientes $\geq 40^\circ F (22^\circ C)$

Se cumple esta regla, ya que en los extremos calientes la diferencia de temperatura es mayor de $40^\circ F$ por lo que está en condiciones de un buen servicio.

- Si la LMTD de un intercambiador es de alrededor de $150^\circ F (83.3^\circ C)$ ó mayor, generalmente en el intercambiador se producen operaciones ineficientes, así como esfuerzos térmicos que deben evitarse.

Fecha	LMTD $^\circ C$ sin/depositos	LMTD $^\circ F$ s/depositos	LMTD $^\circ C$ con/depositos	LMTD $^\circ F$ c/depositos
21/4/14	64.86	116.75	99.09	178.3
22/4/14	65.90	118.62	100	178.5
28/4/14	68.18	123.84	101.2	180.7
29/4/14	67.96	122.33	100	178.5
29/4/14	68.18	123.84	100	178.5
30/4/14	70.06	126.08	98.79	176.4
30/4/14	75	135	99.09	178.3
7/5/14	62.20	111.96	100	178.5
13/2/14	66.6	119.88	101.2	180.7

Capítulo III: Análisis de los resultados

La LMTD no es superior a 83.3°C , ni a 150°F , sin depósitos no se producen operaciones ineficientes, así como esfuerzos térmicos, es por ello que los intercambiadores son de gran área para evitarlas. En la presencia de depósitos si ocurren.

El factor de ensuciamiento tiene la finalidad de prever un área adicional (margen) para compensar la pérdida de rendimiento, por ello se diseña sobredimensionados estos equipos, siendo el caso de la configuración y diseño del E-01-301.

Resistencia al ensuciamiento y Coeficiente de Limpieza CF

Resistencia al ensuciamiento sin depósitos Kcal/m ² h ⁰ C	Resistencia al ensuciamiento con depósitos Kcal/m ² h ⁰ C	Coeficiente de Limpieza CF sin depósitos	Coeficiente de Limpieza CF con depósitos
0.000557	0.000506	0.85	0.88

El Coeficiente de Limpieza CF, da la idea del máximo grado de ensuciamiento permitido, el valor típico para este tipo de intercambiador es de 0.85, lo que demuestra que el diseño está previsto para enfrentar la suciedad.

3.2 Evaluación ó diagnóstico del Separadores horizontales trifásico B-01-301:

Aplicando las ecuaciones desde la 5 hasta la 31 obtenemos los siguientes resultados de todos los elementos que permiten una adecuada operación del separador trifásico:

Capítulo III: Análisis de los resultados

Parámetro	nombre	Por diseño	Por cálculo en operación	Unidades.
P	Presión.	42	31	Kgf/cm ²
T	Temperatura	45-60	45	⁰ C
Z	Fact. de compresibilidad	1,002	0,97	adim.
GE	Gravedad específica	850	860	t/m ³
API	Gravedad API	35	33,03	⁰ API
μg	Viscosidad del gas	-	0,0198	Cp
Qm	Caudal de entrada	100	70	m ³ /h
Qg	Caudal de gas	11605	7656,02	Kg/h
Qo	Caudal Diesel Inestable	100	70	m ³ /h
Qw	Caudal de agua	-	2,0	m ³ /h
ρm	Densidad de la mezcla	-	0,811	Kg/ m ³
ρg	Densidad del gas	0,356	0,775	Kg/ m ³
ρw	Densidad del agua	1000	1000	Kg/ m ³
ρo	Densidad del Diesel	0,850	0,860	Kg/ m ³
Øbe	Diámetro boq. de entrada	0,25	0,15	m
Øbsg	Diámetro boq. salida del gas	0,20	0,10	m
Øbsw	Diámetro boquilla de salida del agua	0,05	0,03	m

Capítulo III: Análisis de los resultados

Øbso	Diámetro boquilla de salida del diesel inestable	0,15	0,15	m
Vsg	Velocidad de salida del gas	30	27,70	m/seg
Vsw	Velocidad de salida del agua	30	24,40	m/seg
Vso	Velocidad de salida del Diesel inestable	30	26,50	m/seg
Vem	Velocidad de entrada de la mezcla	30	27,09	m/seg
Vt	Velocidad de asentamiento	-	0,058	m/seg
Cd	Coeficiente de arrastre	-	31,8	
K	Constante de Souders y Brown	-	0,41	
D	Diámetro del separador	2,6	2,06	m
Leff	Longitud efectiva	5,45	6,54	m
Lss	Longitud de costura a costura	6,60	8,60	m
Lt	Longitud total	8,31	10,2	m

1. Dadas las características del hidrocarburo que se hidrofina, una mezcla Mesa -Merey, una mezcla más pesada que la de proyecto y en las condiciones actuales de operación el separador está apto para hacerlo, pues está diseñado para volúmenes de entrada y producciones de gas mayores. De la separación se obtiene un 35% de gases, un 62,17 % de

Capítulo III: Análisis de los resultados

hidrocarburos y se separa un 2,5-3 % de agua del inyectado total al separador, lo que denota un buen trabajo del separador para las condiciones actuales de operación y que es capaz de separar el agua que se adiciona.

2. Se recomienda no adicionar más del 3 % de agua de inyectado en el sistema de lavado para que haya una adecuada separación de fases.
3. Las velocidades actuales de los fluidos están en los rangos admisibles y recomendados, por debajo ó igual a 30 m/seg.
4. Las actuales condiciones de operación pueden sugerir un rediseño del separador, con menor diámetro, mayor longitud efectiva y total y menores diámetros en las boquillas de salida del gas y el agua así como la de entrada. Teniendo en cuenta que la planta solo opera al 60-70% de su capacidad no deben hacerse cambios sustanciales en el separador y continuar operando con el actual.
5. En la parada de planta debe revisarse el estado de las mallas quitanieblas en la salida del gas para evitar el arrastre de agua y aerosoles que van en la corriente de gas al bloque de absorción y si en ésta tampoco hay una adecuada separación estos arrastres de humedad son factores que activan los procesos de corrosión que se observan en las tuberías y hasta el compresor.

3.3 Valoración de los procesos corrosivos en el HDT:

1. Los procesos de corrosión que se activan en el HDT se manifiestan por la pérdida general en el espesor del acero al carbono, con el potencial para las tasas extremadamente altas de pérdida de espesor debido a cambios en la dirección o las zonas de flujo turbulento.
2. El trabajo de la planta sin el compresor genera bajas velocidades de los fluidos, que pueden resultar en una corrosión localizada debajo de los depósitos si el agua disponible es insuficiente para disolver las sales que precipitaron.

Capítulo III: Análisis de los resultados

3. Los efectos observados se muestran rápidamente en los intercambiadores de calor, los que muestran obstrucción y pérdida de transferencia de calor debido a la suciedad y en las válvulas de succión de los compresores.
4. Las sales de cloruro de amonio precipitan a partir de corrientes de alta temperatura, ya que se enfrían, dependiendo de la concentración de NH_3 y HCl , y corroen tuberías y equipos a temperaturas muy por encima del punto de rocío del agua. Las sales de cloruro de amonio son higroscópicas y absorben fácilmente el agua.
5. El control sobre las incrustaciones, deposiciones y la corrosión asociada con HCl , NH_4Cl , NH_4SH se centra en la eliminación del promotor, para reducir al mínimo la deposición de la sal y sus efectos.
6. La adición de agua de lavado, como método para la eliminación de las sales es válida y recomendada, teniendo especial énfasis en la calidad del agua a usar, el esquema y el caudal de la misma, ya que en el separador trifásico la separación está limitada.

3.4 Cálculo y evaluación analítica de las sales que se depositan en el compresor C-01-301.

3.4.1 Evaluación analítica de las sales que se depositan en el compresor

C-01-301:

En el anexo 1 se muestra el resultado de las muestras valoradas analíticamente por el Centro de Investigaciones del Petróleo, CEINPET, y que arrojaron la presencia básicamente de Cloruro de amonio y Sulfuro de hierro.

3.4.2 Cálculo de la temperatura de deposición de las sales:

Tomando en cuenta la composición de las corrientes, Anexo 10, y según ecuaciones 32 y 33 las constantes de equilibrio son:

Capítulo III: Análisis de los resultados

constantes de equilibrio $K_{p_{NH_4HS}} \frac{kgf}{cm^2}$	constantes de equilibrio $K_{p_{NH_4Cl}} \frac{kgf}{cm^2}$
0.087	$1,489 * 10^{-5}$

3.5 Cálculo de las presiones parciales de cada componente

Según ecuación 34:

Componente	Presión Parcial $\frac{kgf}{cm^2}$
Cl.	0.000003
H ₂	19.47
HCL	$5.841 * 10^{-5}$
H ₂ S	0.341662
NH ₃	0.25499

Resultados: Temperaturas de deposición de NH₄HS y NH₄Cl.

El NH₄HS tiene una temperatura de deposición por debajo de 21°C según los resultados de este cálculo utilizando la gráfica A-1, Anexo 10. Las temperaturas en la succión del compresor son aproximadamente de 30-37 °C lo más razonable es esperar que la técnica analítica empleada en la refinería para determinar N₂ en el Diesel no fue exacta, por lo que las concentraciones de N₂ pueden ser mayores a 500ppm y la posibilidad de la formación de NH₄HS .

Según la gráfica A-2, Anexo 11, la deposición de NH₄Cl se forma por debajo de 145 °C ,después de la salida del E-01-301 las temperaturas están por debajo de

Capítulo III: Análisis de los resultados

145 °C, lo que evidencia que a la salida del E-01-301, al alcanzarse como mínimo 90 °C pueden depositarse estas sales hasta dentro del propio intercambiador E-01-301, por lo que debe evaluarse la operación con bajos perfiles de temperatura a (336 °C) que propicia la deposición preferiblemente en el A-01-301, E-01-303 y de no lavar con agua va en la fase de vapor hasta el compresor, obstruyendo las áreas de transferencia hasta paralizar las válvulas de succión del C-01-301.

Según ecuación 35 y 36 :

Concentración de NH_4HS y NH_4Cl en el separador de agua ácida.

Concentración de NH_4HS , %	Concentración de NH_4Cl , %
0,29	0.5

Este cálculo parte de que más del 99% del NH_3 se disuelve en el agua y que toda el agua se condensa en el tambor separador trifásico B-01-301 (Anexo 14), limitada por la menor concentración molar de cualquiera de los componentes en este caso la limita la concentración de NH_3 en el sistema. Se recomienda una concentración por debajo del 2%, lo que se cumple.

3.6 Evaluación de los procesos de desnitrificación y de desulfuración como reacciones fundamentales en el reactor.

Teniendo en cuenta las características de las corrientes de proceso, Anexo12 y los parámetros de operación del proceso de Hidrotratamiento del Diesel, Anexo 13, se evaluaron los procesos principales

Razón de desulfuración y desnitrificación en HDT según ecuaciones 37 y 38:

Desulfuración, %	Desnitrificación, %
74	16

Capítulo III: Análisis de los resultados

Se establece que los HDT tienen entre 45-50 % de desnitrificación y entre el 85-95% de desulfurización por tanto el HDT trabaja a baja severidad lo que queda demostrado con el 16% obtenido para la remoción del N_2 y el 74% para el S. De operarse la unidad con el compresor o elevarse su perfil térmico se incrementa la concentración de las sales y por tanto se puede activar con mayor facilidad los mecanismos de corrosión y fallos operacionales.

3.7. Cantidad de agua requerida para el lavado.

Según ecuación 39:

<i>Cantidad de agua para 100m³ /h</i>	<i>Cantidad de agua para 60m³ /h</i>
5.0	3.0

Para lograr un lavado eficiente se requiere de un 25% de agua en exceso.

<i>Cantidad de agua para 100m³ /h</i>	<i>Cantidad de agua para 60m³ /h</i>
6.25	3.75

Al operar a máximo inyector en la planta se confrontarán dificultades con la separación del agua en el separador trifásico, pues tiene capacidad para 3% del inyector, lo que representan $3 m^3/h$ de agua.

Teniendo en cuenta los requisitos, Anexo 7, se seleccionó la bomba P-01-321, la que se instalará independiente del sistema de inyección de amina con la P-01-304, lo que aumenta la fiabilidad del proceso. Esta bomba reúne los requisitos, está fuera de servicio, fue armada y comprobada en la propia entidad.

Código	Función	T °C	Psuc (Atm)	Pdesc (Atm)	Q m ³ /h	Vol T
P-01-321	Bomba de inyector agua	40	5	63.6	27,5	440

Capítulo III: Análisis de los resultados

3.8 Cálculo de la Velocidad del fluido:

Según ecuación 40 para 60 m³/h sin utilizar el compresor las velocidades de los fluidos se comportaron como sigue:

Ø línea (mm)	Velocidad (m/seg)
300 (salida del E-301)	1.45
200 (salida del A-301)	3.38
250 (salida del E-303)	2.14

Velocidad del fluido para 100 m³/h utilizando el compresor:

Ø línea (mm)	Velocidad (m/seg)
300 (salida del E-301)	3.92
200 (salida del A-301)	9.15
250 (salida del E-303)	6

La velocidad de los fluidos son generalmente bajas velocidades, lo que propicia la deposición de las sales y la materialización de los mecanismos de corrosión, pues se opera sin compresores a un solo flujo, cuando se trabaja sin compresores solo se cumple la velocidad recomendada (3-6 m/seg) a la salida del A-01-301, en el resto se incumple.

Es recomendable la operación de la planta con velocidades que solo se alcanza con los compresores, se cumple en todas las líneas, aunque a la salida del A-01-301 (9.15 m/seg) la cual es elevada contribuyendo a la erosión en las tuberías, esta velocidad en esta línea es recomendada para otras aleaciones y no para aceros al carbono que es el material de todas las líneas, además elevadas velocidades arranca deposiciones de sales y no permite la protección de los inhibidores fílmicos que se adicionan en este punto del proceso.

Capítulo III: Análisis de los resultados

3.9. Evaluación cualitativa del agua suavizada y del condensado.

Los resultados analíticos de las aguas disponibles en la planta para el proceso de lavado arrojaron los siguientes resultados que se muestran en los

Anexos 8 y 9. Según los requisitos de la calidad del agua, Anexo 7, el agua químicamente tratada (suavizada) no cumple estas especificaciones por lo que se requerirá el agua a partir del condensado o la unión de ambas. Esto supone la recuperación del condensado. El oxígeno y el hierro en el agua de lavado, pueden conducir a un aumento de la corrosión y el ensuciamiento. La presencia de cianuros aumenta la severidad de la corrosión en plantas, mediante la destrucción de la película normalmente protectora de sulfuro, estos análisis no pudieron realizarse por falta de la analítica necesaria.

3.10. Evaluación cualitativa del agua sulfhídrica.

Se analizó además el agua sulfhídrica con y sin lavado demostrándose la capacidad de remoción de contaminantes, en particular los amoniacales. Se evidenció la necesidad de disponer de nuevas técnicas y recursos para la analítica para evaluar estos procesos en el separador de alta presión B-01-301, pues no se puede determinar ni amoníaco, ni sulfuro de hidrógeno

Parámetro	Conductividad (μS/cm)	Cloruros (mg/l)	AT (mg/l)	DT (mg/l)	pH	NH₃ (mg/l)	H₂S (mg/l)
Agua sulfúrica s/l	365,0	2 500	-	-	8,94	120	576
Agua sulfúrica c/ l	306	980	-	-	8,56	143	544

Capítulo III: Análisis de los resultados

3.11 Selección para la nueva tecnología. Cálculo económico.

El cálculo económico del costo de la aplicación de las posibles tecnologías a emplear para disminuir la deposición de sales se hizo con los datos :

Costo Inversión	Tecnología ACF (aditivos)	Adsorbentes de HCL	Agua de lavado	Inhibidores de corrosión
Adquisición	297 500	560 000	12 000	35 000
Montaje, Puesta en marcha.	2 500	80 000	3 000	5 000
Costo total.	300 000	640 000	15 000	40 000

Este cálculo es un pilar fundamental para la toma de decisión, lo que nos dio la mejor alternativa a pesar que el análisis tiene variables de incertidumbre por la no tenencia de precios reales, por lo que puede realizarse un análisis de sensibilidad para presentar resultados más concretos a la administración de la empresa.

Para la refinería y teniendo en cuenta su **viabilidad económica**, al ser la de menor costo de inversión, su **validez técnica** se aceptó el proyecto de la inyección de agua de lavado, ya que aunque las restantes propuestas son de amplio uso y reconocida eficacia, las premisas pactadas solo las reúne el sistema de lavado con agua, por ser la de menor costo de inversión, de amplio uso y factible para la actual situación económica, garantizando también su **sustentabilidad**, por proponer el uso del condensado recurso que se desechaba, sin afectar el consumo de agua, por su compatibilidad con el medio ambiente al poderse tratar estas aguas en la planta de tratamiento de residuales y en fases futuras, tratadas en despojadas de aguas ácidas y recicladas al sistema como agua de lavado.

Conclusiones:

1. Se propone un sistema de lavado para la remoción de las sales como solución al problema dentro de las tecnologías aplicables, con una adición no superior a $3\text{m}^3/\text{h}$ para una separación adecuada en el separador trifásico, manteniendo la adición de inhibidores de corrosión
2. Las causas de la formación de sales en el proceso de Hidrotratamiento del Diesel son el incremento de la concentración de N_2 en el inyector de la planta y la presencia del cloro en el gas de reciclo proveniente del Reformador junto al H_2S .
3. Los principales fenómenos de corrosión que se activan en el HDT bajo las actuales condiciones de operación son corrosión por picaduras y por sales de amonio, las que generan deposiciones en los equipos de intercambio de calor principalmente, limitando la eficiencia energética de la planta y en la zona fría, especialmente en la succión del compresor que lleva a un paro de la unidad por ensuciamiento de filtros, calentamientos, etc, e incluso dañan la máquina.
4. Dentro de las tecnologías empleadas para minimizar los promotores de la formación de sales se probó que el lavado continuo es técnico y económicamente viable para implementarse. Los resultados analíticos del condensado demuestran su viabilidad para ser usados como agua de lavado pues responde a los requerimientos de la norma ó su mezcla con agua suavizada aparejado a la operación de la planta con el compresor de gas de reciclo de H_2 para alcanzar las velocidades establecidas que no erosionan las líneas de procesos, ni propicien la deposición de las sales.

Recomendaciones.

1. Continuar la investigación y proponer tecnologías para la adsorción de HCL, recomendando el uso de adsorbentes de alúmina activada, tipo Ax trap 800 para elevar la eficiencia en la remoción de promotores de corrosión en los severos procesos de HDT.
2. Debe la entidad planificar en su plan de inversiones, recursos para la adquisición de tecnologías analíticas que permitan un monitoreo en el inyector y las aguas residuales de los compuestos nitrogenados, sulfurosos y de cloruros que intervienen como contaminante y propician la formación de sales.
3. Se debe revisar las mallas coalescentes en el tambor separador de alta presión para evitar el arrastre de aerosoles de agua en el gas de reciclo, así como en el funcionamiento del absorbedor de endulzamiento con aminas del gas de reciclo.
4. Los residuos en materia de agua sulfhídrica deberán ser tratados en la futura planta de aguas agrias y reusadas como agua de lavado lo que contribuiría al ahorro de agua, disminuyendo los gastos en portadores energéticos y contribuyendo al cuidado del medio ambiente.

Bibliografía

J.A, Rodríguez. 2012. *Introducción a la Termodinámica con aplicaciones de Ingeniería.* . España. : 2da edición., 2012.

American Petroleum Institute Publication 932-A. September. 2002. *Study of Corrosion in Hydroprocess Reactor Effluent Air Cooler Systems.* September. 2002.

American Petroleum Institute. API. Damage Mechanisms Affecting Fixed Equipment in the Refining Industry. Recommended practice 571. s.l. : first edition 2003.

Manual on disposal of refinery wastes, VOL III. Chimiical wastes. s.l. : 4ta edición., 1960.

AmericanPetroleum Institute. API. . Design, Materials, Fabrication,Operation and Inspection Guidelines for Corrosion Control in Hydroprocessing Reactor Effluent, Air Cooler(REAC) Systems. Recomendded practice 932B. July 2004 : First edition.

Axens. F.P.Group. (s.d). Catalyst Handbook. . 2005. Francia : s.n., 2005.

Campos.K.E. Octubre.2009. *Actualización de la filosofía del control de corrosión de las unidades de destilación atmosférica (CDU) y vacío (VDU), coquificación retardada(DCU) y recuperación de gases (GRU) de Petrocedeño.* Universidad de Oriente. Núcleo Anzoáteui. Escuela de Ingeniería y Ciencias aplicadas. Barcelona. Venezuela. : s.n., Octubre.2009.

Corrosion Control in the Refining Industry. NACE Internacional. USA. : s.n., 2006.

Gasbarri., Sandro. *Diseño y Evaluación de separadores bifásicos y trifásicos.* Facultad de Ingeniería Química de Petróleo. Caracas. : s.n., 2006.

Kern, D.Q. *Procesos de Transferencia de Calor*, 8ª impresión. CECSA.

Gómez de León. F.C, Hijies.DJ y Alcaraz L. 2004. *Manual Básico de corrosión para ingenioeros.* 2004.

Hafskjold B, Dodge F.T. 2000. *An Iprove Method for Horizontal Gas/Oil and Oil/Water Separators.* Society of Petroleum. s.l. : Paper SPE 19704, 2000.

Holman.J.P. 1998. *Transferencia de Calor.* s.l. : 8va. edición., 1998.

<http://www.monografias.com/trabajos91/la-metodologia-de-investigacion/la-metodologia-de-investigacion.shtmiz3JS3iv6DI> . Metodología de la investigación.

<http://www.axens.net/our-offer/by-market/oil-refining.html> . Hydrotreating Process.

. <http://www.ACF/technology> . ACF Technology Refinery Process.

<http://hghouston.com/resources/special-corrosion-topics/ammonium-chloride.aspx>.)

Ammonium Chloride Corrosion in Hydrotreating Units.

J., Lluch Urpi. *Tecnología de Margen y Refino.* Instituto Superior de Energía. España. : s.n., 2003.

Kern, D.Q. 1974. *Procesos de Transferencia de Calor.* México. : 8VA edición.CECSA., 1974.

Lengiproneftejim. . 1985. *Reglamento Mecánico. Planta Combinada. S-300-1. Hidrorefinación del combustible de Diesel. Primera etapa de la refinería CAMILO CIENFUEGOS.* Leningrado. : s.n., 1985.

Lengiproneftejim. 1985. *Reglamento Tecnológico. Planta Combinada S-300-1. Hidrorefinación de combustible Diesel. Primera etapa de la Refinería Camilo Cienfuegos.* Leningrado : s.n., 1985.

NACE Corrosion Engineer's reference Book. 2002. s.l. : Third edition., 2002.

OSHA. 1996. *Occupational Safety and Health Administration. Instruction TED 1.15 CH-1.* Washington, DC. : US Department of labor, 1996.

Palacios, S. 2002. *Dimensionamiento de una unidad para la producción de hidrógeno a partir de gases residuales.* Mexico : Universidad Autónoma Metropolitana, Unidad Iztapalapa., 2002.

Principios Básicos. Manual de Diseño de Procesos. Separación Física, Tambores Separadores. Caracas : PDVSA No MDP-0301, 1995.

R.A, Bowman. y W.M., Mueller. A.C and Nagle. 1940. *Mean Temperature Difference in Desing.Tran. ASME,62.* 1940.

Shirley Marfisi, Salanger Jean.L. 2001. *Deshidratación de crudo. Principios y Tecnologías.* 2001.

Singh A, Harvey C and Piehl R.L. 1997. *Corrosion of Reactor Effluent Air Coolers. NACE international Corrosion.* 1997. Paper No 490.

Valentín., Rodolfo. 12 de marzodel 2012.. *Informe de Asistencia Técnica de Axens.* Cienfuegos, Cuba : s.n., 12 de marzodel 2012.

Símbolos y unidades empleados en los cálculos:

Q -Flujo de calor, Gcal/h

U-Coeficiente de transferencia de calor, Kcal/m² .h. ° C

A-Superficie de transferencia, m²

ΔT – Diferencia de temperatura, ° C

T₂F- Temperatura salida inyectoro frío. ° C

T₁C- Temperatura entrada producto caliente ° C

R_{st} -Resistencia al ensuciamiento.

U servicio- Coeficiente global de transferencia de calor intercambiador sucio.

U limpio - Coeficiente global de transferencia de calor intercambiador limpio.

CF -Coeficiente de Limpieza.

Z= factor de compresibilidad (adimensional)

Ppr= presión pseudoreducida (adimensional)

GEg= Gravedad Especifica del gas (adimensional)

p= Presión (lpca)

Tpr= Temperatura pseudoreducida (adimensional)

M= variable de cálculo (adimensional)

PMg= Peso molecular del gas (lb/lb-mol)

p= presión (lpca)

T=temperatura (R)

g=densidad del gas (lb/pie³)

g=densidad del gas (gr/cc)

μg: viscosidad del gas, (cp)

g: densidad del gas, (gr/cc)

gl: densidad del líquido, (lb/pie³)

dm: diámetro de la gota, (micrón)

Vt: velocidad de asentamiento, (pie/seg)

CD= Coeficiente de arrastre (adimensional)

K= constante de Souders & Brown (adimensional)

dm= Diámetro de la gota (micrón)

gg= densidad del gas (lb/pie³)

gl= densidad de líquido (lb/pie³)
d= diámetro interno del separador (pulgadas)
Leff= longitud efectiva (pie)
T= temperatura de operación (°R)
Qg= tasa de gas (MMpcsd)
p= presión de operación (lpca)
Z= Compresibilidad del gas (adimensional)
Qw= tasa de agua (bpd)
Qo= tasa de petróleo (bpd)
trw= tiempo de retención del agua (min)
tro= tiempo de retención del petróleo (min)
Ao= área de petróleo (pie²)
Al= área de líquido (pie²)
(Vol)o= volumen de petróleo (pie³)
Aw= área de agua (pie²)
Volw= volumen de agua (pie³)
Qg = tasa de gas (pcsd)
gg = densidad de gas (lb/pie³)
Qgop = tasa de gas a condiciones de operación. (pie³/seg)
go = densidad del petróleo (lb/pie³)
gw = densidad de agua (lb/pie³)
gmezcla = densidad de gas (lb/pie³)
Vboq = velocidad de la boquilla (pie/seg)
Vbg = velocidad del gas (pie/seg)
Øbsl = diámetro de la boquilla de salida de petróleo (pie), llevar a pulgadas.
T₁F - Temperatura de entrada del inyectó frío, °C
T₂F - Temperatura de salida del inyectó frío, °C
T₁C - Temperatura de entrada del producto caliente, °C
T₂C- Temperatura de salida del producto caliente, °C
U servicio- Coeficiente global de transferencia de calor intercambiador sucio.
U limpio - Coeficiente global de transferencia de calor intercambiador limpio.

CF -Coeficiente de Limpieza CF

R_{ST} - Resistencia al ensuciamiento

n_i , es la fracción molar (en el vapor) del *i*ésimo componente

k_p - Constante de equilibrio.

P_p - NH_3 -presión parcial de amoníaco.

P_p - H_2S -presión parcial de sulfuro de hidrógeno.

W_f = Caudal másico de alimentación de la unidad

F_n = % en peso de nitrógeno en la alimentación de la unidad

C_n = % en el reactor de desnitrificación (conversión neta de nitrógeno)

W_{Wr} = Caudal másico de inyección de agua de lavado

MW_{NH_4HS} = Peso molecular del NH_4HS = 51

MW_N = El peso molecular del nitrógeno = 14

% N_2 -porciento de nitrógeno en el inyector.

%S- porciento de azufre en el inyector.

V- velocidad, m/seg

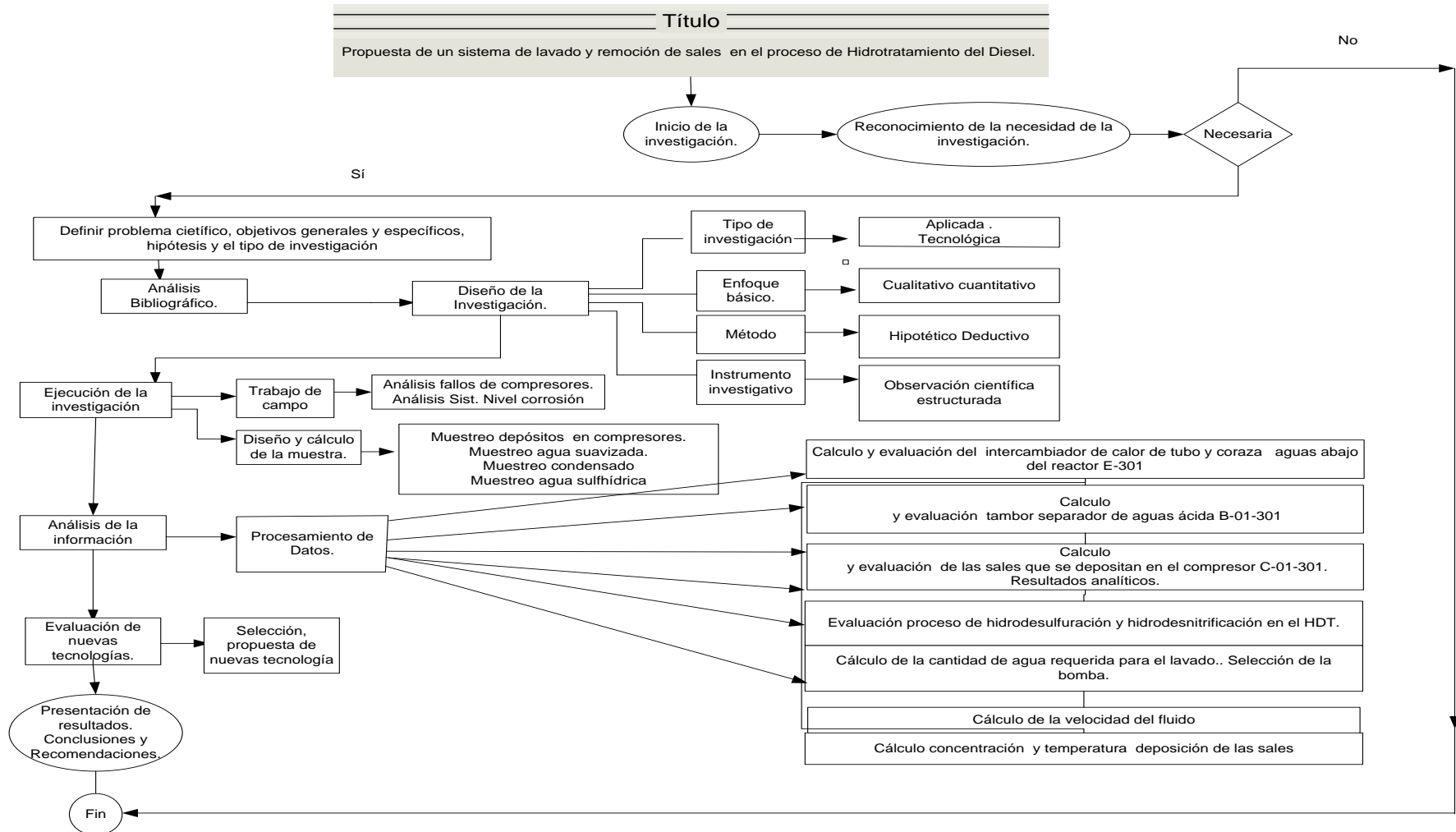
Q- Caudal, m^3/h

A -área, m^2

T_{abs} –temperatura absoluta, $^{\circ}K$

P_{abs} = presión absoluta, mmHg

Anexo1: Esquema de la Metodología de la Investigación



Anexo 2

Fotos de daños en el compresor y resultados analíticos de muestras de sales depositadas en los compresores.



Resultados analíticos de muestras extraídas del compresor y analizadas por el CEINPET:

Fecha: 12 de marzo 2012.

- 1- Materia volátil a 110 °C: 14.9 %
- 2- Materia volátil a 800 °C (PPI): 70.9 %
- 3- Solubilidad en agua: 51 %
- 4- Solubilidad en CH_2Cl_2 : 1.0 %
- 5- el 70 % en peso del material es un producto volátil mayormente soluble en agua y que corresponde mayoritariamente con una sal de amonio

- 6- La materia orgánica soluble en diclorometano es prácticamente despreciable.
- 7- El residuo sólido después de la calcinación (29,1%) está compuesto esencialmente por óxido de hierro originado en el propio óxido y en sulfuro de hierro presente en la muestra original.
- 8- Existe presencia en la muestra de azufre elemental y no hay presencia de Ni (0.2 ppm).
- 9- El amonio este en forma de cloruro aunque, lo más probable.
- 10-El origen de las sales de amonio puede deberse al amoniaco producido durante la HDN de los compuestos nitrogenados presentes en la alimentación o a la descomposición de la amina, yo hubiera esperado en el primer caso la presencia de sulfuro de amonio que ha sido reportada en estos procesos cuando no hay adición de agua (condensado), pero no se detecta la presencia de sulfuro en la fracción soluble en agua. Y el sulfuro está sólo asociado al Fe en la fracción no soluble y a azufre elemental.

De: Dr R. López Cordero [mailto:cordero@ceinpet.cupet.cu]



UCTB Catálisis

CONSIDERACIONES PRELIMINARES SOBRE INCRUSTACIONES EN LAS VÁLVULAS DEL COMPRESOR DE LA SECCIÓN 300 REFINERÍA CAMILO CIENFUEGOS FEBRERO 2014.

R. López Cordero

Febrero 25 del 2014.

Muestra	Humedad %	Solubilidad en agua %	Solubilidad en diclorometano %	Perdida por ignición %
Abril 2012	15.9	51.0	1.0	70.9
Feb. 2014	7.29	37.9	-	41.8

Conclusiones: La fracción soluble en agua está compuesta por una mezcla de cloruros de amonio y de hierro. En el caso de la muestra del 2012 el contenido de hierro en esta fracción era de 611 ppm y estaba constituida fundamentalmente por cloruro de amonio, mientras que en la muestra actual el contenido de hierro en esa fracción es de un 4% en peso. En cuanto a la pérdida por ignición resulta inferior en la muestra actual mientras que el residuo está constituido por Fe_2O_3 casi exclusivamente.



Centro de Investigaciones del Petróleo

Washington y Churrucá No 169 Cerro

Ciudad Habana.

Fecha de Emisión: mayo 2015

A: Ing. Luis García López. Dir. Técnico Refinería "Camilo Cienfuegos".

De: Rafael López Cordero. Dir. Unidad de Catálisis, CEINPET

INFORME SOBRE LOS RESULTADOS DE LOS ANÁLISIS A LOS SÓLIDOS RECOBRADOS DEL COMPRESOR C-301 EN NOVIEMBRE DEL 2014

Resultados de análisis% en peso	Muestra 1	Muestra 2
Humedad	3.95	3.49
Pérdida por ignición	21.94	29.84
Fracción soluble	0.560	7.28
Fracción soluble no volátil	0.225	0.305
Contenido de cloruros en la fracción soluble ¹	0.016	4.05
Cloro ²	≈ 0.1	≈ 5.0
Azufre ²	≈ 6.0	≈ 6.1

Conclusiones

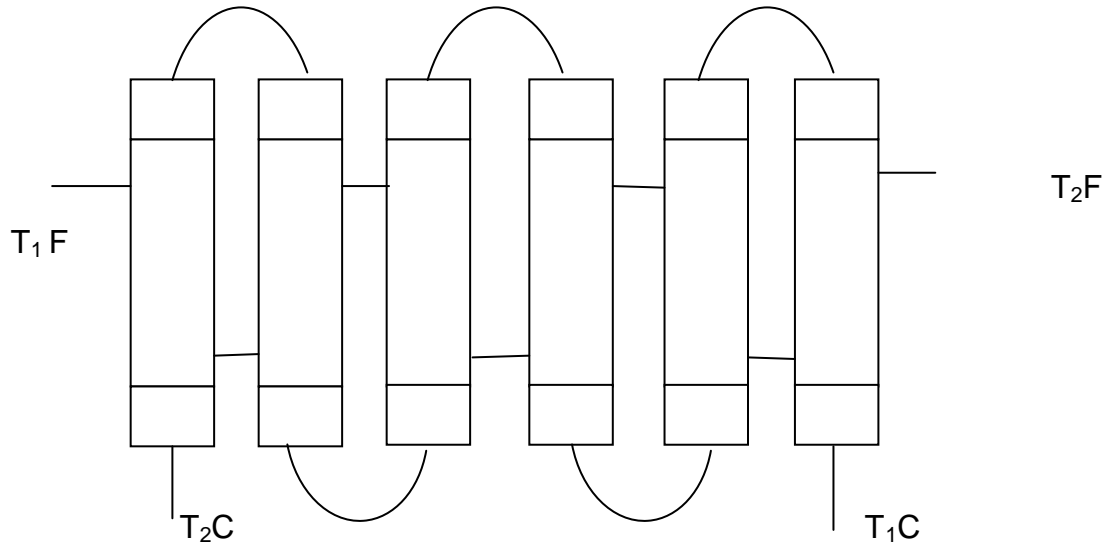
- 1- La caracterización de las muestras obtenidas en las válvulas y filtros, así como en el buffer de succión del compresor C-301 muestran un comportamiento diverso. Mientras que la muestra supuestamente proveniente del buffer de succión presenta un elevado contenido de cloruro de amonio, la proveniente de las válvulas del compresor está mayoritariamente constituida por productos de corrosión e hidrocarburos pesados.
- 2- En cualquier caso, es evidente que se mantiene la influencia de los cloruros en los problemas confrontados en este compresor.

Anexo 3

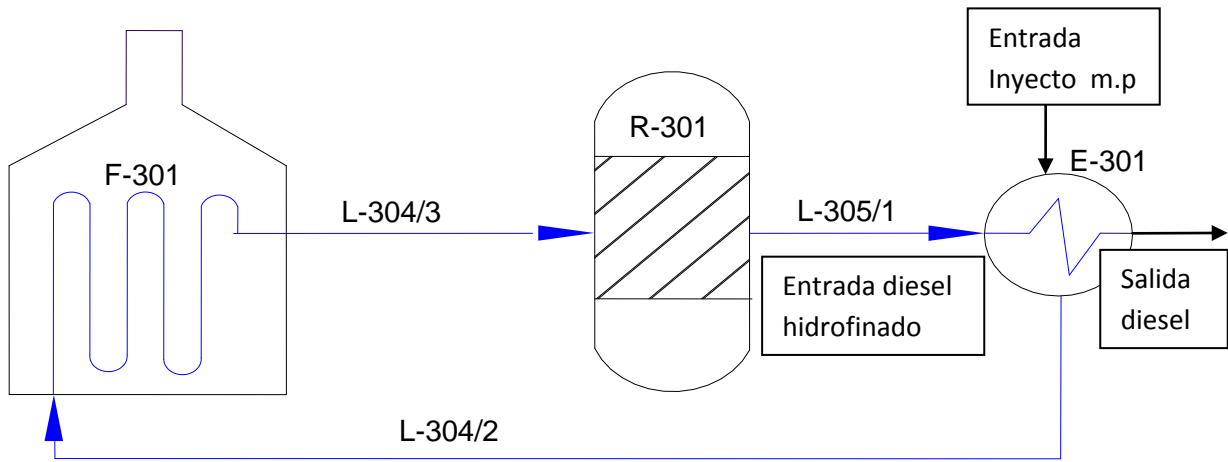
Características del intercambiador de calor E-01-301.

Característica	Unidad de medida	Valor.
Tipo		Tubo y Coraza
Fluido por los tubos		Producto del R-01-301
Fluido por la coraza		Inyecto al R-01-301
Caudal producto	t/h	96.76
Caudal inyecto	t/h	97.10
Presión producto	Kgf/cm ²	38
Presión inyecto	Kgf/cm ²	47
Temperatura entrada producto	°C	407-415
Temperatura entrada inyecto	°C	40-63
Temperatura salida producto	°C	145-150
Temperatura salida inyecto	°C	350
Diferencia media de temperatura	°C	69-76
Carga térmica, Q	Gcal/h	21,73-22,0
Coeficiente de transferencia de calor. U	Kcal/m ² h ⁰ C	270 diseño 218-238 trabajo
Velocidad del fluido., V	m/seg	6,3-3,5
Superficie de intercambio, A	m ²	1260/1160 diseño 221*6=1326 trabajo.

Anexo 4: Configuración de los flujos 1-1 en el intercambiador tubo y coraza E-01-301.



Anexo 5. Ubicación del E-01-301 en el bloque reactor.



Anexo 6: Separador Trifásico. B-01-301.

Características del separador	Por diseño	Unidades.
Presión.	42	Kgf/cm ²
Temperatura	45-60	°C
Factor de compresibilidad	1.002	
Gravedad específica del diesel	850	t/m ³
Gravedad API	35	°API
Viscosidad del gas	-	Cp
Caudal de entrada	100	m ³ /h
Caudal de gas	11605	Kg/h
Caudal Diesel Inestable	100	m ³ /h
Caudal de agua	-	m ³ /h
Densidad de la mezcla	-	Kg/ m ³
Densidad del gas	0.356	Kg/ m ³
Densidad del agua	1000	Kg/ m ³
Densidad del Diesel inestable	0,850	Kg/ m ³
Diámetro boquilla de entrada	0.25	m
Diámetro boquilla de salida del gas	0.20	m
Diámetro boquilla de salida del agua	0.05	m
Diámetro boquilla de salida del diesel	0.15	m
Velocidad de salida del gas	30	m/seg
Velocidad de salida del agua	30	m/seg
Velocidad de salida del Diesel inestable	30	m/seg
Velocidad de entrada de la mezcla	30	m/seg

Velocidad de asentamiento	-	m/seg
Coefficiente de arrastre	-	
Constante de Souders y Brown	-	
Diámetro del separador	2.6	m
Longitud efectiva	5.45	m
Longitud de costura a costura	6.60	m
Longitud total	8.31	m

Anexo 7: Requisitos necesarios para la bomba de lavado.

Código	Función	Producto	T °C	P. suc (kgf/cm²)	P .desc (kgf/cm²)	Q m³/h	T. Volt.
HIIC65/35- 500-1r-COII	Bomba de inyecto	Agua de lavado	40	5-10	50	0-27,5	440

Anexo 8: Requisitos de calidad del agua para el lavado.

Parámetros	Máximo	Deseable
Oxígeno (ppbw)	50	15
pH	9.5	7.0-9.0
Dureza Total (ppmw)	2	<1
Hierro disuelto (ppmw)	1	0.1
Cloruros (ppmw)	100	5
H ₂ S (ppmw)	-	<1000
NH ₃ (ppmw)	-	<1000
Cianuro Libre (ppm)	-	0
Total de Sólidos Suspendidos (ppm)	0.2	-

Anexo 9: Resultados analíticos del condensado.

Condensado

	Conductividad ($\mu\text{s/cm}$)	Cloruros (mg/l)	pH	DT (mg/l)	AT(mg/l)
Enero	130,5	5,25	5,82	1,7	40
	44,7	3,54	5,45	2,4	26,5
	53,3	6,56	5,54	1,55	40
	5,21	3,94	5,43	2,15	26,5
	7,7	5,25	5	1,85	26,5
	5,9	7,1	6,41	3,1	40
	77,2	5,25	4,9	1,6	26,5
	50,1	5,25	5,43	2,1	40
	51	4,6	5,25	3	25
	157,9	6,56	4,76	3,05	30
	160,9	9,19	5,1	1,75	80
	38,8	7,88	7,06	2,85	13,5
	47,7	9,82	6,48	3,2	26,5
	89	6,14	6,43	3,15	13,5
	89,8	9,82	6,62	2,5	66,5
	50,9	6,63	6,28	2,25	40
	46,8	6,67	5,35	3,1	35
	89,2	11,05	6,3	0,65	46,5
	207	3,68	5,27	0,5	76,5
	210	2,45	5,73	4,6	40
	280	2,45	4,76	1,3	122,5

	49,4	2,45	7,9	3	40
	40,7	3,86	4,88	1,75	40
	80,6	3,68	6,38	2	26,5
	23,9	4,91	5,45	1,5	26,5
	56,5	4,41	6,68	1,45	40
	48,9	4,91	4,95	2,4	40
	75,6	4,03	6,75	2,2	21,5
	80	3,55	7,2	2,8	30
	62	4,09	8,5	2,5	40
	36,9	5,6	8	2,35	35
Febrero	75,6	6,14	7,43	1,6	21,5
	45,1	6,14	6,11	3,3	32
	38,6	4,91	4,58	0,85	32,5
	113,4	8,61	4,97	4,15	54
	167,5	9,82	7,44	1,4	43
	45,7	4,91	5,43	2,6	21,5
	136,4	4,05	4,59	2,63	54
	121,1	0,03	5,39	1,1	32
	93,5	0,43	4,94	2,05	34
	125	1,083	5,4	1,3	41,5
	84,3	7,36	5,47	1,1	32
	38,2	8,59	4,07	1,8	10,5
	36,5	3,68	5,08	1,3	21,5
	37,5	6,4	5	1,5	10,5
	31,5	12,28	5,32	1,1	21,5

	67	3,07	5,03	1,5	21,5
	102,1	3,68	5,39	1,6	21,5
	83,3	4,91	6,93	1,85	32
	46,5	3,68	5,9	1,7	32
	52,4	3,68	5,08	1,6	32
	114,4	9,82	5,69	1,55	43
	134,6	3,68	6,87	1,7	43
	54,1	2,45	8,53	2,3	21,5
	58,7	6,14	4,83	0,65	32
	15,34	6,14	4,3	2,4	34
	62,3	4,91	6,8	2,05	32
	48,8	3,39	5,4	1,8	62,5
	78,3	7,19	6,72	2,2	32,5
Marzo	73,8	7,36	7,93	1,75	32
	50,9	4,91	5,79	0,9	21,5
	62,5	6,07	5,8	1,45	32
	103,9	6,07	5,02	1,65	32
	44,3	7,28	8,39	1,45	31
	159,7	4,25	5,97	1,4	30,5
	56,8	2,42	5,32	1,3	20
	59,8	2,14	4,87	4,1	30
	113	4,85	8,2	1,9	51
	54,9	9,71	5,71	1,7	20
	52,2	18,21	5,15	1,7	40,5
	52,3	3,64	5,3	1,3	20

	78,6	6,07	8,63	1,15	87,5
	76,6	15,78	5,62	0,805	81,5
	68,7	4,91	5,23	1,35	14
	63	6,07	9,01		20
	154,3	4,85	8,15		20
	35,1	4,85	6,7		20
	79,7	3,64	7,24		20,45
	62,2	10,92	4,9		30,65
	42,6	3,64	7,6		20,45
	142,8	9,71	8,34		25
	70,5	6,5	8,9		64,5
	140,5	10,92	4,5		71,5
	50,6	8,9	4,79		35
	72,8	8,56	5,04		23,5
	50,4	4,85	6,46		20
	54,4	6,07	9,41		20
	176,7	9,71	5,01		30,5
	59	3,64	5,45		30,5
	60	3,64	4,56		30,5

Anexo 10. Resultados analíticos del agua suavizada:

Agua Suavizada.

	Conductividad (µs/cm)	Cloruros (mg/l)	pH	DT (mg/l)	AT(mg/l)
Enero	536,5	49,9	9,56	1,2	188,5
	640	38,7	8,44	1,7	227,5
	523	44	9,71	1,85	227,5
	487,5	34,8	9,25	1,75	207,25
	586	36,11	8,45	1,4	207,25
	611,5	46,63	9,15	2,7	214,5
	567	47,28	9,86	1,7	267,5
	595	28,89	7,05	1,85	187,5
	541	39,4	9,25	1,95	133,5
	633	51,5	9,13	3,05	220,5
	663	58,4	9,35	3,05	193,5
	573	39,4	9,05	2,1	220,5
	657,5	51,58	9,14	2,7	227,5
	791	44,22	9,1	3,65	227,5
	725,5	44,83	7,31	3,3	214
	479,5	42,32	8,45	2,25	174
	676,5	46,06	8,1	2,6	220,5
	545,5	43,6	9,59	3,55	187,5
	633,5	41,14	8,37	5,65	220,5

	706	41,145	8,54	4,2	193,5
	628	49,74	8,45	3,85	260,5
	487,5	47,28	8,25	1,95	240,5
	483	39,57	6,78	2,4	187
	490,5	41,76	8,28	1,55	200,5
	485	42,98	8,19	2,05	189,5
	576,5	39,9	8,44	0,95	207,25
	950	47,08	8,29	2,3	209,5
	528,5	32,215		1,2	174,5
Febrero	574,5	26,4	8,68	2,3	200
	562	35,62	7,97	1,65	173
	570,5	44,21	8,24	1,25	178,5
	580,5	61,41	8,34	2,2	178,5
	566,5	43,19	8,75	2,5	185
	574	44,81	8,23	1,65	189,25
	780	46,67	8,64	1,25	216,25
	514	42,99	8,39	1,1	194,5
	730	42,95	8,68	1,1	162
	542	40,53	8,5	1,5	184
	504	39,3	7,18	2,85	129,5
	514	42,99	8,37	1,65	140,5
	726	42,99	8,54	2,45	184
	804	36,84	8,2	2	184
	527	46,67	8,73	1,4	194,5
	596	38,69	8,79	1,7	205,5

	537,5	46,06	8,69	2,25	248,75
	580,5	42,99	8,01	1,85	259,75
	582,5	45,44	7,92	3,2	210,75
	637,5	51,58	8,55	1,4	227,25
	517,5	43,6	8,44	1,35	200
	531	42,99	8,74	1,5	200,25
	542,5	38,68	8,29	1,7	200
	527	39,3	8,4	1,45	189,25
	701,5	42,99	8,53	1,7	200
	722,5	41,14	6,65	1,75	198,5
	681,5	40,53	8,09	1,55	202,25
	601,5	45,03	8,73	2,15	238
Marzo	583,5	29,43	8,62	2,3	173
	513	38	8,84	1,7	167,5
	611	37,63	7,98	1,8	178,5
	562,5	21,81	9,11	1,7	195,5
	551,5	40,63	8,83	3,1	170
	575,5	36,42	8,77	1,5	173,5
	590,5	33,99	8,31	5	184
	761,5	38,24	9	2,5	179
	501,65	40,67	9,16	4,05	194,5
	581,5	33,38	8,9	3	326
	514	60,4	9,08	3,95	194
	691	52,2	9,15	2	194
	564	40,6	9,09	3,7	214,5

	995	42,49	7,51	1,45	154,5
	528	30,85	9,32	1,3	184
	593	54,63	9,01	1,65	255,5
	473	40,06	8,82	2,25	174
	560	36,73	8,15	2,15	143
	554	33,99	9,15	1,2	184
	498	37,63	9,25	1,8	245,5
	783	42,49	9,08	1,55	81,5
	783	42,49	9,77	1,75	204,5
	449	36,42	8,87	1,45	225
	884	30,35	8,9	1,6	214,5
	699	40	7,43	0,95	194
	600	42,49	8,81	1,95	204,5
	541	36,42	9,11	1,1	255,5
	510	41,27	9,14	2,2	194,5
	554	44,92	8,73	1,7	204,5
	537	33,99	8,74	2	173,5
	466	65,56	9,2	1,25	184

Anexo11:

Gráfico: Estimación de Temperatura de Deposición NH₄HS para la Corriente del Proceso.

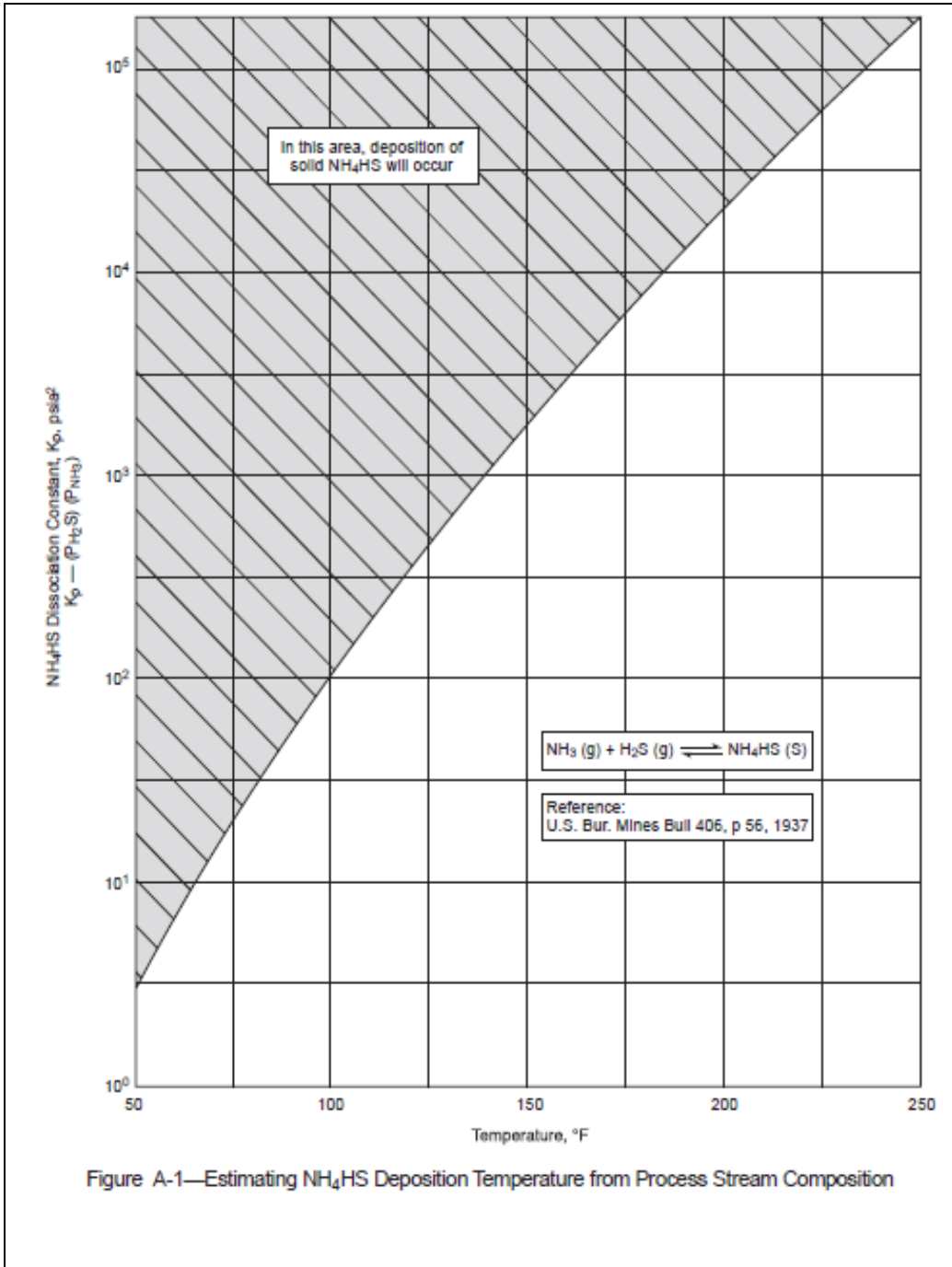
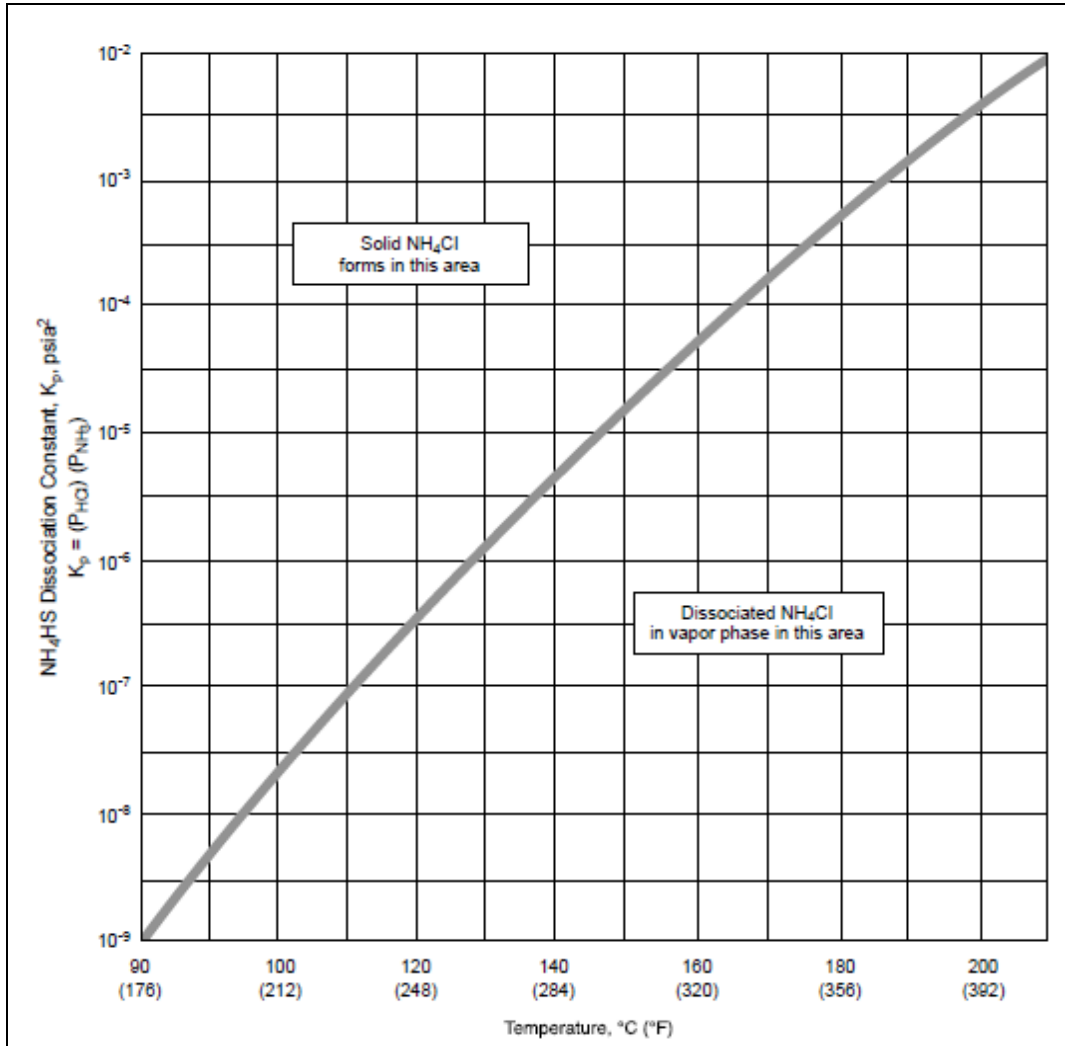


Figure A-1—Estimating NH₄HS Deposition Temperature from Process Stream Composition

Anexo 12:

Gráfico: Estimación de Temperatura de Deposición NH_4Cl para la Corriente del Proceso.



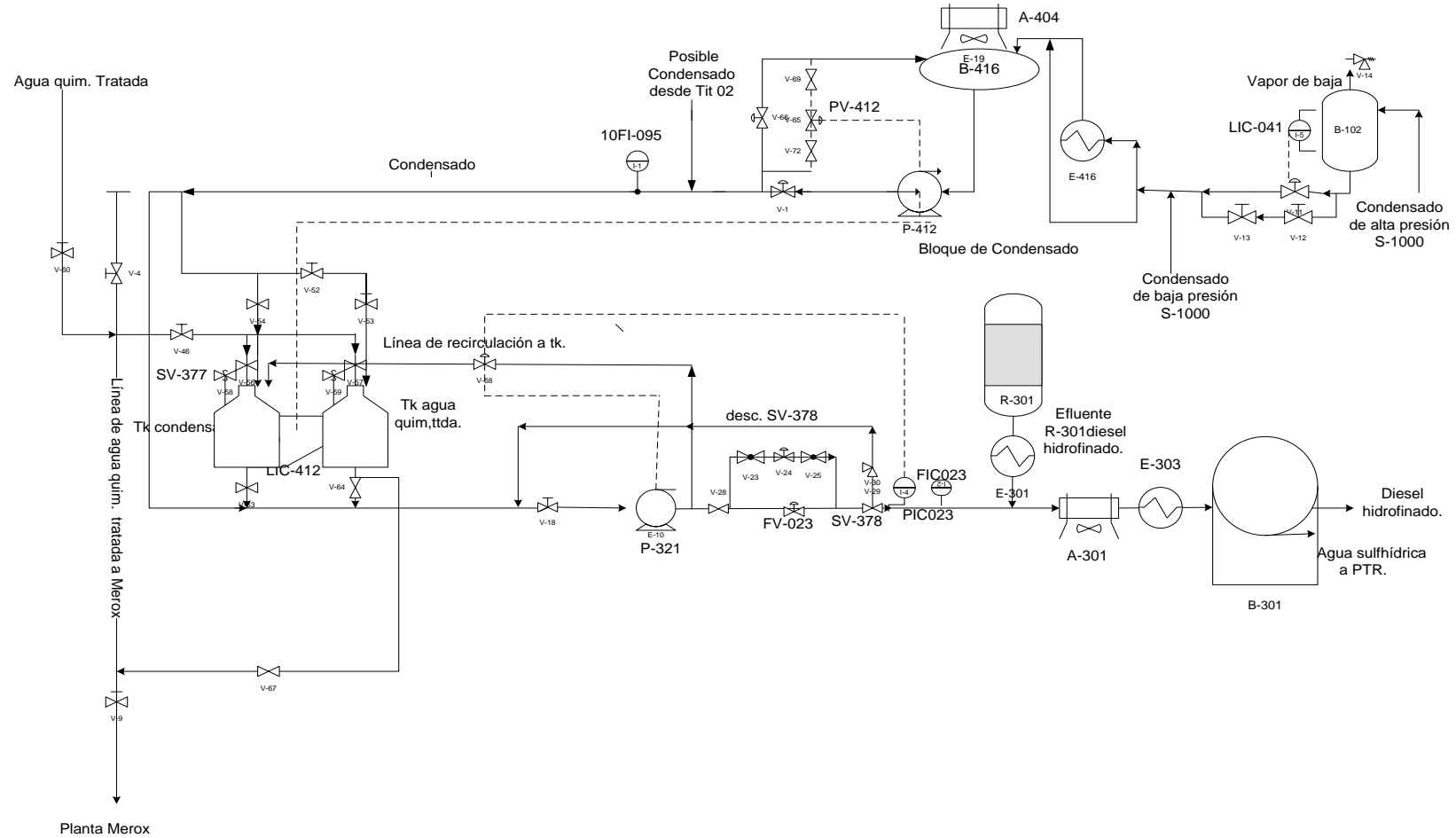
Anexo 13: Composición de las corrientes:

Composición de las corrientes					
kg/h kmol/h	Inyector	Salida de R-301	Gas de Reciclo	Salida del B-301	diesel estable
S	921	171	-	171	
	29.08	5.34	-	5.34	
H ₂ S	-	796	666	130	
	-	21.47	19.5	3.82	
H ₂	-	1 943	1 947	76	
	-	971.5	958.5	13	
Fr 180 - 350	82 829	81 371	10	81 361	
	352.62	378.02	0.05	377.96	
N ₂	2.94	2.52	-	-	2.52
	0.21	0.18	-	-	0.18
Cl	0.0068	-	0.0068	-	
	0.00019	-	0.00019	-	
NH ₃	-	0.25499	-	-	-
Corriente	83 750	96 759	11 845	84 901	81 532
total	381.71	1 885.45	1 474.88	470.76	383

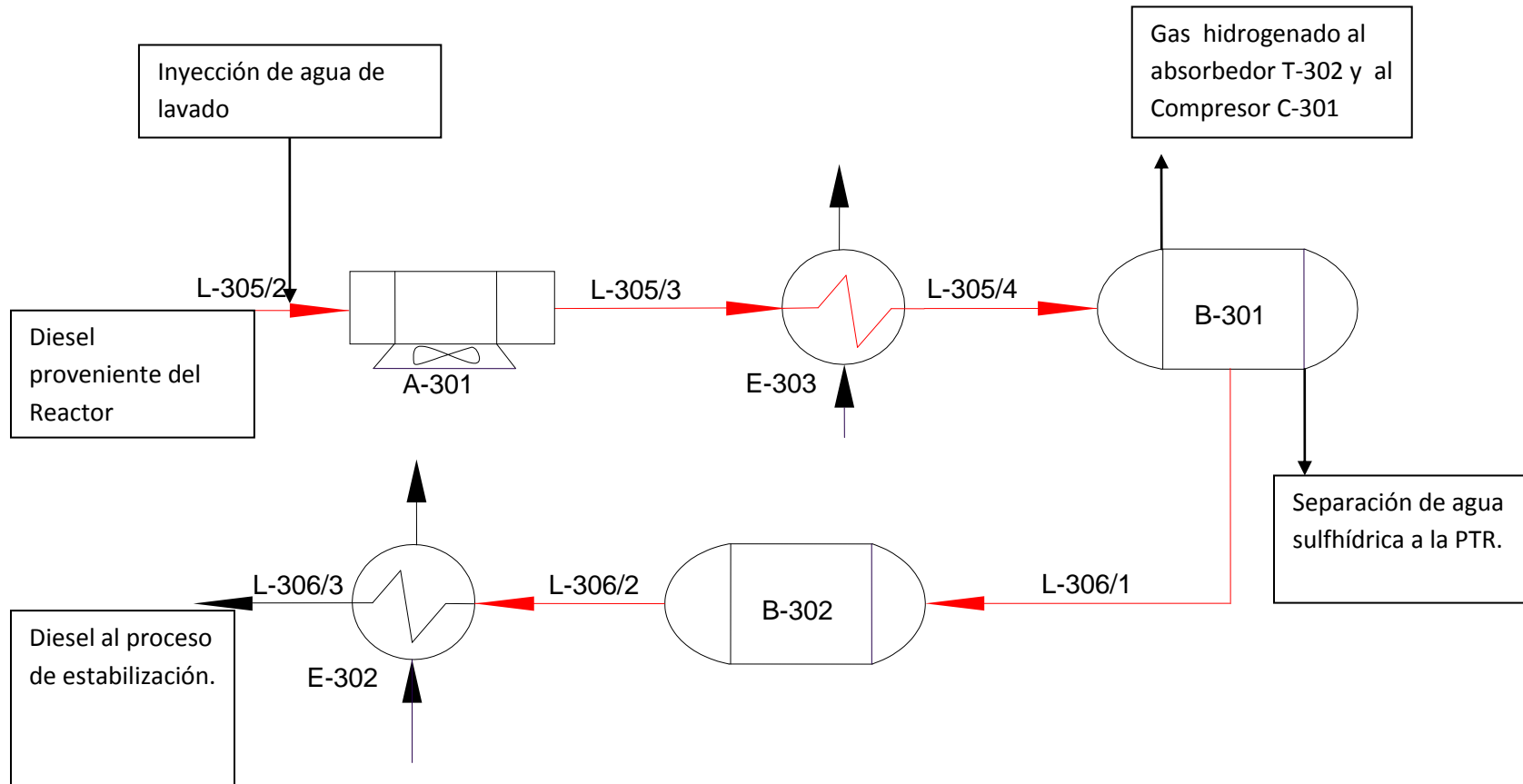
Anexo 14. Datos del proceso de HDT.

Inyector Fr 180-350	
Inyector	60 -100 m ³ /h
Temperatura de gas de reciclo	35 °C
ρ Gas de reciclo	0.25-0.4 kg/m ³
Flujo de gas de circulación	9 500 -34000 nm ³ /h
Presión del gas de reciclo	34 kgf/cm ²

Anexo 15. Diagrama del Sistema de agua de lavado propuesto:



Anexo 16: Esquema de lavado:



Anexo 17: Montaje del sistema de lavado.



