

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**EVALUACIÓN DEL ORIGEN DE LAS FALLAS DE LOS
CONDENSADORES DEL TREN "I" DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE
AZUFRE DEL MEJORADOR DE CRUDO PDVSA PETROMONAGAS**

PRESENTADO POR:

DANIELA MERCEDES PEÑA RIVERO

Trabajo de Grado presentado ante la Universidad de Oriente como requisito
parcial para optar al título de

INGENIERO QUÍMICO

Puerto La Cruz, Julio del 2013

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA



EVALUACIÓN DEL ORIGEN DE LAS FALLAS DE LOS
CONDENSADORES DEL TREN "I" DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE
AZUFRE DEL MEJORADOR DE CRUDO PDVSA PETROMONAGAS

ASESORES

Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc
Asesor Académico

Ing. Químico Jesús Guacarán
Asesor Industrial

Puerto La Cruz, Julio del 2013

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE
NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI
ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS
DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**EVALUACIÓN DEL ORIGEN DE LAS FALLAS DE LOS
CONDENSADORES DEL TREN "I" DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE
AZUFRE DEL MEJORADOR DE CRUDO PDVSA PETROMONAGAS**

JURADO

Ing. Químico Fidelina Moncada, M.Sc

Asesor Académico

Ing. Químico Freddy Santamaría

Jurado principal

Ing. Químico Yraima Salas, M.Sc

Jurado principal

Puerto La Cruz, Julio del 2013

RESOLUCIÓN

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de Trabajos de Grado: “Los trabajos de Grado son de exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización”.

DEDICATORIA

A ***Dios Todopoderoso*** dedico este gran logro.

A mis padres ***Luz y Luis***.

A mi sobrino ***Daniel Alejandro Peña Lovatón***, se que estás orgulloso y feliz de verme cumplir esta meta, y sé que me deseas una vida exitosa y llena de amor y felicidad. Siempre estarás a mi lado.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco inmensamente a Dios, quién me regaló la vida y a largo de ella me llenó de bendiciones, salud y sabiduría para completar mi formación académica y así lograr esta meta. Hoy soy una profesional gracias a Él y a su infinito amor.

A mis padres, Luz Facellys y Luis Anibal, gracias por su amor, consejos y regaños. Sus edades avanzadas no fueron un obstáculo para permanecer junto a mí en los momentos difíciles, aún así se esforzaron para garantizar mi formación personal y académica. Me enseñaron a valorar todo a mi alrededor y que todo esfuerzo tiene su recompensa. Gracias mamá y papá.

A mi hermana Leila y mi cuñado Fabián, por ayudar siempre en mi formación personal y académica, me brindaron su amor y las herramientas necesarias para cumplir con mis obligaciones. Ustedes son el ejemplo por el cual quise ser Ingeniero. Además, me regalaron a mis hermosos sobrinos Fabián Alejandro y Mariángel.

A mi hermano Luis Alfredo y mi cuñada favorita Xiomara, ustedes me regalaron un hermanito para crecer a su lado, mi sobrino Daniel Alejandro con quién compartí desde el primer día de vida, y doce años después llegó Diego Alejandro, el “locurozo de la casa”. Gracias por esas bendiciones y por apoyarme cada día.

A mi hermano Luis Alberto por hacerme reír cada día.

A mi hermana Heidi y cuñado Pedro: las bebés de la casa, Valentina y Valeria, son el mejor regalo que pude recibir de ustedes, ellas me han llenado de amor y sonrisas con sus ocurrencias. Gracias por tus consejos hermana.

A mi mejor amiga Barbara Arias y a sus padres y hermanos, quienes me han incluido en su familia con mucho cariño. ¡Amiga!, nos conocimos en 7mo grado y desde ese momento no nos hemos separado, eres mi confidente y sé que puedo contar contigo en los buenos y malos momentos. Gracias por tu amistad, apoyo y amor.

A mis amigos Manuel Ortuño, Alfredo Sánchez, Michael Kluchuikon y Emil Rivas, nos conocimos en el primer semestre de la carrera y nueve semestres después aún seguíamos juntos. Gracias por su amistad y compañerismo.

A mis amigos Alberto Ng y Aldrin Cedeño, con ustedes cursé muchas materias y formamos un equipo sólido para el cumplimiento de todas las asignaciones. Gracias por permanecer a mi lado y lograr los objetivos.

A la Universidad de Oriente, por la oportunidad de estudiar en sus instalaciones y permitirme conocer a tantos profesores, quienes me formaron como profesional. En la Casa Más Alta conocí innumerables amigos y compañeros.

A la profesora Fidelina Moncada por ser mi tutora académica, por darle orientación a mi trabajo de grado a modo de cumplir todos los requisitos para su aprobación y por motivarme a continuar. Gracias por asesorar mi tesis y brindarme sus conocimientos y apoyo.

A César y Janni, por brindarme su ayuda y su amistad.

Al equipo del departamento de Ingeniería de Procesos de Petromonagas: superintendente Sr. José Luis Moreno, mi tutor industrial Jesús Guacarán, mis compañeros y colegas Astrid, Gustavo, Yamileth, Eulogio, Jesús Gonzáles, Jemmy, Peraza, Ubaldo, Jessica, Mirna, Anny, Patricia, Xiomaida, Roselia y Víctor; gracias por su apoyo, amistad, cariño, por cada una de las veces que solventaron mis dudas y me brindaron su experiencia y conocimiento. Han sido 9 meses juntos celebrando cumpleaños y otras ocasiones; espero contar con ustedes para celebrar en mi graduación. Gracias nuevamente.

A mi amiga Carmen Marín, nos conocimos durante las pasantías y compartimos muchos momentos, gracias por tu apoyo y motivación.

CONTENIDO

| | |
|--|------|
| RESOLUCIÓN | iv |
| DEDICATORIA | v |
| AGRADECIMIENTOS..... | vi |
| CONTENIDO | ix |
| LISTA DE TABLAS | xv |
| LISTA DE FIGURAS | xvii |
| RESUMEN..... | xxi |
| CAPÍTULO I..... | 23 |
| INTRODUCCIÓN..... | 23 |
| 1.1 Presentación de la empresa..... | 23 |
| 1.2 Proceso de mejoramiento del crudo extrapesado..... | 24 |
| 1.3 Planteamiento del problema..... | 25 |
| 1.4 Objetivos | 27 |
| 1.4.1 Objetivo general..... | 27 |
| 1.4.2 Objetivos específicos..... | 27 |
| CAPÍTULO II..... | 29 |
| MARCO TEÓRICO | 29 |
| 2.1 Antecedentes..... | 29 |
| 2.2 Generalidades del azufre | 31 |
| 2.3 Proceso de recuperación de azufre Superclaus®..... | 31 |

| | |
|--|----|
| 2.4 Descripción del proceso de recuperación de azufre en el mejorador PDVSA Petromonagas..... | 34 |
| 2.4.1 Reacciones secundarias en el proceso de recuperación de azufre | 38 |
| 2.5 Proceso de transferencia de calor | 38 |
| 2.5.1 Intercambiadores de calor | 40 |
| 2.6 Corrosión..... | 41 |
| 2.6.1 Principios de la corrosión | 41 |
| 2.6.2 Tipos de corrosión | 42 |
| 2.6.2.1 Corrosión uniforme..... | 42 |
| 2.6.2.2 Corrosión galvánica | 43 |
| 2.6.2.3 Corrosión por picadura (pitting) | 43 |
| 2.6.2.4 Corrosión por fisura (crevice) | 43 |
| 2.6.2.5 Corrosión erosión..... | 43 |
| 2.6.2.6 Corrosión intergranular | 44 |
| 2.6.2.7 Corrosión bacteriológica | 44 |
| 2.6.2.8 Corrosión fatiga..... | 44 |
| 2.6.2.9 Corrosión por dióxido de carbono (CO ₂)..... | 44 |
| 2.6.2.10 Corrosión por sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)..... | 45 |
| 2.6.2.11 Corrosión combinada de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono | 45 |
| 2.6.2.12 Corrosión por bisulfuro de amonio (NH ₄ HS)..... | 45 |
| 2.6.2.13 Corrosión por cloruro de amonio (NH ₄ Cl) | 46 |
| 2.6.2.14 Corrosión atmosférica..... | 46 |

| | |
|--|----|
| 2.6.3 Mecanismos de corrosión más comunes en unidades recuperadoras de azufre..... | 47 |
| 2.6.3.1 Sulfidación..... | 47 |
| 2.6.3.2 Agrietamiento por sulfuro de hidrógeno (H ₂ S)..... | 48 |
| 2.6.3.3 Corrosión por ácidos débiles..... | 52 |
| 2.6.4 Velocidad de corrosión..... | 53 |
| 2.6.5 Espesor remanente..... | 54 |
| 2.6.6 Tiempo de vida remanente..... | 54 |
| 2.7 Aleaciones..... | 55 |
| 2.7.1 Acero..... | 55 |
| 2.7.1.1 Aceros al carbono..... | 55 |
| 2.7.1.2 Aceros aleados..... | 55 |
| 2.7.1.3 Aceros inoxidable..... | 56 |
| 2.8 Análisis causa raíz (ACR)..... | 56 |
| 2.8.1 Beneficios del análisis causa raíz..... | 57 |
| 2.8.2 Problema o falla sustancial..... | 57 |
| 2.8.3 Modo (causa de falla)..... | 57 |
| 2.8.4 Hipótesis..... | 58 |
| 2.8.5 Tipos de causa raíz..... | 58 |
| 2.8.6 Aplicación del análisis causa raíz..... | 58 |
| 2.9 Porcentaje de desviación y promedio..... | 59 |
| CAPÍTULO III..... | 60 |

| | |
|--|----|
| DESARROLLO DEL PROYECTO | 60 |
| 3.1 Análisis de las condiciones operacionales del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre durante arranques, operación normal y paradas | 60 |
| 3.1.1 Operación normal | 62 |
| 3.1.2 Procedimientos de arranque y parada..... | 65 |
| 3.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre, así como su velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil | 67 |
| 3.2.1 Identificación de los parámetros claves de control que activan los principales mecanismos de degradación propensos a desarrollarse en condensadores de azufre | 67 |
| 3.2.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación en base a condiciones operacionales y materiales de construcción de los condensadores | 68 |
| 3.2.3 Cálculos de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores de azufre | 69 |
| 3.2.3.1 Cálculo de la velocidad de corrosión..... | 73 |
| 3.2.3.2 Cálculo del espesor remanente..... | 74 |
| 3.2.3.3 Cálculo de la vida útil de los condensadores de azufre | 75 |
| 3.3 Determinación de las causas raíz de las fallas presentadas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre mediante la herramienta del Análisis Causa Raíz..... | 76 |
| 3.4 Propuesta de acciones que disminuyan la tasa de ocurrencia de fallas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 80 |
| CAPÍTULO IV..... | 81 |

| | |
|--|-----|
| ANÁLISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... | 81 |
| 4.1. Análisis de las condiciones operacionales del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre durante arranques, operación normal y paradas | 81 |
| 4.1.1 Operación normal | 81 |
| 4.1.2 Procedimiento de arranque y parada..... | 95 |
| 4.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre, así como su velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil | 109 |
| 4.2.1 Identificación de los parámetros claves de control que activan los principales mecanismos de degradación propensos a desarrollarse en condensadores de azufre | 109 |
| 4.2.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación en base a condiciones operacionales y materiales de construcción de los condensadores de azufre..... | 113 |
| 4.2.3 Cálculos de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores de azufre | 120 |
| 4.3 Determinación de las causas raíz de las fallas presentadas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre mediante la herramienta del Análisis Causa Raíz | 122 |
| 4.3.1 Análisis del árbol lógico de fallas | 122 |
| 4.3.2 Resultados del análisis del árbol lógico de fallas | 136 |
| 4.4 Propuesta de acciones que disminuyan la tasa de ocurrencia de fallas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 139 |
| CONCLUSIONES | 145 |
| RECOMENDACIONES | 147 |

BIBLIOGRAFÍA..... 148

LISTA DE TABLAS

| | |
|---|-----|
| Tabla 2.1 Factores y elementos que contribuyen a la incidencia de la corrosión | 42 |
| Tabla 3.1 Números de días fuera de servicio, en operación a gas natural (GN) y paradas mensuales del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre para el período Enero 2011-Abril 2012 | 60 |
| Tabla 3.2 Valores de diseño, rango de operación y operación normal de las variables operacionales estudiadas | 63 |
| Tabla 3.3 Causas de desviación de los gases ácido y agrio del tren “I” la unidad recuperadora de azufre | 65 |
| Tabla 3.4 Acciones para ejecutar una parada por período corto, período largo o de emergencia de la unidad recuperadora de azufre..... | 66 |
| Tabla 3.5 Acciones para ejecutar el arranque normal de la unidad recuperadora de azufre..... | 67 |
| Tabla 3.6 Espesores medidos en el lado del haz tubular del condensador n°5 | 71 |
| Tabla 4.1 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Febrero-Marzo del año 2011..... | 98 |
| Tabla 4.2 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Febrero-Marzo del año 2011 | 99 |
| Tabla 4.3 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Noviembre 2011 a Enero 2012 | 102 |
| Tabla 4.4 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Noviembre 2011-Enero 2012..... | 102 |

| | |
|---|-----|
| Tabla 4.5 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Enero-Febrero del año 2012 | 105 |
| Tabla 4.6 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Enero-Febrero 2012..... | 105 |
| Tabla 4.7 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Marzo-Abril del año 2012 | 108 |
| Tabla 4.8 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Marzo-Abril 2012..... | 109 |
| Tabla 4.9 Parámetro crítico y material susceptible asociados a los mecanismos de degradación propensos a desarrollarse en condensadores de azufre | 110 |
| Tabla 4.10 Velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores de la unidad recuperadora de azufre..... | 121 |
| Tabla 4.11 Acciones a ejecutar para minimizar la ocurrencia de fallas en los condensadores de azufre | 141 |

LISTA DE FIGURAS

| | |
|---|----|
| Figura 1.1 Empresas ubicadas en el Complejo Industria, Petroquímico y Petrolero José Antonio Anzoátegui (PDVSA Petromonagas, 2010). | 24 |
| Figura 1.2 Proceso general de mejoramiento del crudo extrapesado en PDVSA Petromonagas (PDVSA Petromonagas, 2010). | 25 |
| Figura 2.1 Esquema del proceso de recuperación de azufre (PDVSA Petromonagas, 2000). | 37 |
| Figura 2.2 Daño por sulfidación en el codo de una tubería (API 571, 2003). | 48 |
| Figura 2.3 Ampollas de hidrógeno en la superficie de un recipiente de acero a presión (API 571, 2003). | 50 |
| Figura 2.4 Daño por agrietamiento inducido por hidrógeno (API 571, 2003). | 51 |
| Figura 2.5 Esquemático de las ampollas de hidrógeno y el agrietamiento inducido por hidrógeno (API 571, 2003). | 51 |
| Figura 2.6 Esquemático de ampollas de hidrógeno acompañadas por agrietamiento inducido por hidrógeno orientado bajo esfuerzos en una soldadura (API 571, 2003). | 51 |
| Figura 2.7 Esquemático del agrietamiento bajo tensión de sulfuros (API 571, 2003). | 52 |
| Figura 2.8 Diagrama de causa-efecto o espina de pescado (Suárez, 2007). | 56 |
| Figura 3.1 Condensadores de la unidad recuperadora de azufre del mejorador de crudo PDVSA Petromonagas (PDVSA Petromonagas, 2000). | 70 |
| Figura 3.2 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz | 77 |

| | |
|--|----|
| Figura 3.3 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales..... | 77 |
| Figura 3.4 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales, sección A | 78 |
| Figura 3.5 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales, secciones B, C, D y E | 78 |
| Figura 3.6 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales, secciones F y G | 79 |
| Figura 3.7 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría procedimientos de arranque y parada..... | 79 |
| Figura 4.1 Presión en el quemador del horno de reacción | 81 |
| Figura 4.2 Flujo de gas ácido alimentado a la unidad recuperadora de azufre..... | 82 |
| Figura 4.3 Flujo de gas agrio alimentado a la unidad recuperadora de azufre | 83 |
| Figura 4.4 Flujo de gas natural alimentado a la unidad recuperadora de azufre..... | 85 |
| Figura 4.5 Temperatura del gas de proceso a la salida del horno de reacción..... | 86 |
| Figura 4.6 Temperatura del gas de proceso que sale de la caldera de vapor | 88 |
| Figura 4.7 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador nº1 | 89 |
| Figura 4.8 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador nº2 | 90 |
| Figura 4.9 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador nº3 | 91 |
| Figura 4.10 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador nº4 | 92 |
| Figura 4.11 Factor de capacidad de la unidad recuperadora de azufre..... | 93 |
| Figura 4.12 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Febrero-Marzo 2011 | 95 |

| | |
|--|-----|
| Figura 4.13 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Febrero-Marzo 2011 | 97 |
| Figura 4.14 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Febrero-Marzo 2011 | 98 |
| Figura 4.15 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Noviembre 2011-Enero 2012..... | 100 |
| Figura 4.16 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Noviembre 2011-Enero 2012..... | 100 |
| Figura 4.17 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Noviembre 2011- Enero 2012 | 101 |
| Figura 4.18 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Enero-Febrero 2012 | 103 |
| Figura 4.19 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Enero-Febrero 2012 | 103 |
| Figura 4.20 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Enero-Febrero 2012..... | 104 |
| Figura 4.21 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Marzo-Abril 2012 | 106 |
| Figura 4.22 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Marzo-Abril 2012 | 107 |
| Figura 4.23 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Marzo-Abril 2012..... | 108 |
| Figura 4.24 Temperatura del gas de entrada al condensador n°1 | 114 |
| Figura 4.25 Temperatura del gas de salida del condensador n°1 | 115 |
| Figura 4.26 Temperatura del gas de entrada al condensador n°2 | 116 |

| | |
|--|-----|
| Figura 4.27 Temperatura del gas de salida del condensador nº2..... | 116 |
| Figura 4.28 Temperatura del gas de entrada al condensador nº3..... | 117 |
| Figura 4.29 Temperatura del gas de salida del condensador nº3..... | 118 |
| Figura 4.30 Temperatura del gas de entrada al condensador nº4..... | 118 |
| Figura 4.31 Temperatura del gas de salida del condensador nº4..... | 119 |
| Figura 4.32 (a) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 136 |
| Figura 4.32 (b) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 137 |
| Figura 4.32 (c) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 137 |
| Figura 4.32 (d) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 138 |
| Figura 4.32 (e) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 138 |
| Figura 4.32 (f) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre | 139 |

RESUMEN

El trabajo realizado consistió en la evaluación del origen de las fallas de los condensadores del tren “1” de la unidad recuperadora de azufre del mejorador de crudo PDVSA Petromonagas. Para ello, se recopilaron datos operacionales, a través del sistema de información en tiempo real PI Process Book para el período de tiempo Enero del año 2011 hasta Abril del año 2012, para variables como presión, flujo y temperatura del proceso y se analizó el comportamiento de dichas variables durante períodos de operación normal, parada y arranque; además, se recopiló información de diseño y de rango típico de operación de las variables mencionadas. Seguidamente se procedió a la determinación de los posibles mecanismos de corrosión presentes en los equipos estudiados, realizándose un estudio a las normas API 571 y NACE para identificar mecanismos propensos a desarrollarse en los condensadores de azufre, así como sus parámetros claves de control; se emplearon los diagramas de tuberías e instrumentación de la unidad de recuperación de azufre y los manuales del fabricante para conocer el material de construcción de los equipos; luego se calcularon la velocidad de corrosión, el espesor remanente y la vida útil para cada uno de los cinco condensadores que forman parte del tren “1” de la unidad. Se elaboró un árbol lógico de fallas mediante la revisión de reportes técnicos y la realización de entrevistas al personal de la empresa y, por medio del razonamiento lógico, se lograron determinar las causas raíz de las fallas de los condensadores estudiados y finalmente se formularon propuestas para su mitigación. De las variables estudiadas, la temperatura del gas de proceso a la salida del horno de reacción se encontró fuera del límite de operación para todo el período de estudio y el factor de capacidad de la unidad incrementó su valor durante los períodos de parada de la planta. Sólo los dos primeros condensadores del

proceso de recuperación de azufre pueden desarrollar corrosión por sulfidación, y el condensador de la etapa Superclaus del proceso presenta la mayor velocidad de corrosión. Los problemas operacionales de los condensadores de azufre se deben, principalmente, a obstrucción y ruptura del haz tubular así como a la obstrucción de los sellos de azufre y de los extractores de neblina. La evaluación de los sistemas de condensado en las unidades de regeneración de amina y despojamiento de aguas agrias, así como el sistema de precalentamiento de gas agrio son las propuestas más factibles para la búsqueda de una solución a las bajas temperaturas en el horno de reacción.

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 Presentación de la empresa

El mejorador Petromonagas, ubicado en el “Complejo Industrial, Petroquímico y Petrolero General José Antonio Anzoátegui” (JOSE), en la costa norte del estado Anzoátegui, es una planta que se encarga de mejorar el crudo extrapesado (8° API) extraído de las macollas del bloque Carabobo pertenecientes al Centro de Operaciones de Petromonagas (COPEM), estado Monagas, convirtiéndolo en un crudo comercializable de aproximadamente 16° API. Su misión es producir y mejorar hidrocarburos de manera eficiente, cumpliendo con los compromisos adquiridos, en armonía con el ambiente. La distribución del espacio territorial y ubicación de cada empresa en el Complejo José Antonio Anzoátegui se puede observar en la figura 1.1.



Figura 1.1 Empresas ubicadas en el Complejo Industrial, Petroquímico y Petrolero José Antonio Anzoátegui (PDVSA Petromonagas, 2010).

La empresa se constituyó como asociación estratégica el 28 de Octubre de 1997 bajo el nombre de Operadora Cerro Negro (OCN), momento en el cual se contaba con la participación adicional de la corporación estadounidense Exxon Mobil, cuya representación accionaria era del 41% hasta el 1° de Mayo de 2007 cuando el Estado venezolano, por medio de PDVSA, asumió el control operativo de todas las instalaciones que son afectadas por la Ley de Nacionalización, estableciéndose la empresa Petromonagas con un capital mixto cuyos accionistas son: PDVSA, con 84% y British Petroleum (BP), con 16%.

1.2 Proceso de mejoramiento del crudo extrapesado

El proceso de mejoramiento del crudo extrapesado de Petromonagas, representado en la figura 1.2, se inicia en la etapa de extracción realizando la inyección de nafta diluyente de 50° API a la corriente del crudo proveniente de los pozos, con el fin de facilitar su transporte por oleoductos hasta la planta desaladora del COPEM donde se extrae parte de las sales, agua y gas asociado. Seguidamente, el crudo diluido es trasladado a la planta de mejoramiento en Jose, donde se vuelve a desalar y se lleva a un proceso de destilación atmosférica donde se retira el diluyente, que es enviado nuevamente al COPEM. Una parte del residuo de esta destilación es procesada por la Unidad de Coquificación Retardada (DCU), mientras que la parte restante es mezclada con los líquidos que resultan del DCU. De esta manera se ajustan las propiedades fisicoquímicas del crudo mejorado de 16° API, dando cumplimiento a las exigencias de los mercados internacionales.

Del proceso se obtienen, además, subproductos como coque, azufre y gas de combustión, también comercializables.

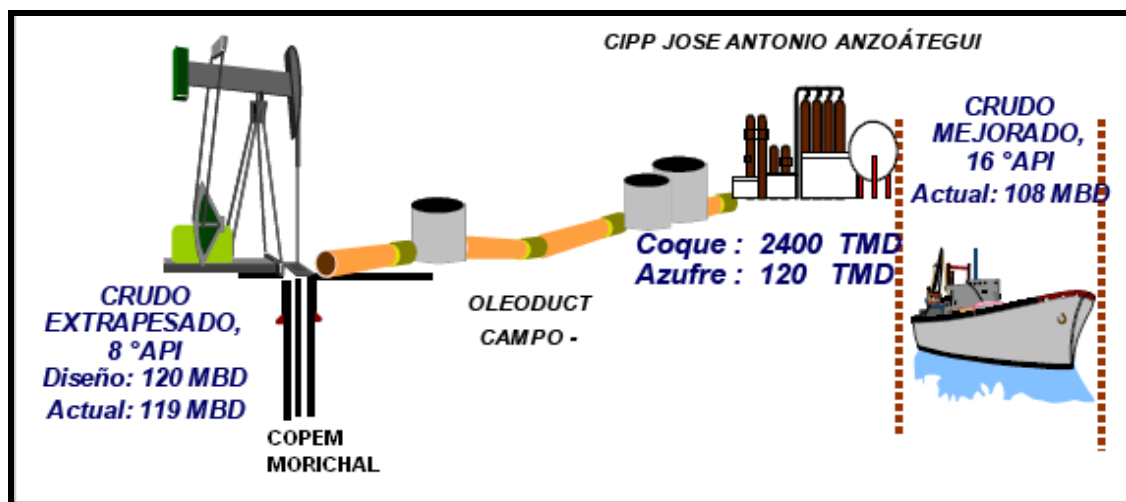


Figura 1.2 Proceso general de mejoramiento del crudo extrapesado en PDVSA Petromonagas (PDVSA Petromonagas, 2010).

1.3 Planteamiento del problema

La empresa PDVSA-Petromonagas se encarga del proceso de mejoramiento del crudo extrapesado extraído de las macollas del bloque Carabobo, estado Monagas; este crudo se extrae del pozo por medio de la inyección de nafta diluyente para facilitar su transporte por oleoductos hasta la planta de mejoramiento, la cual se sitúa en el Complejo Industrial, Petroquímico y Petrolero José Antonio Anzoátegui, en donde se somete a un proceso de destilación atmosférica, recuperándose el diluyente inicial. Una parte del residuo de esta destilación es procesada por la unidad de coquificación retardada y de este modo se ajustan las propiedades fisicoquímicas del crudo mejorado y se obtienen subproductos como coque, azufre y gas de combustión.

El azufre que se obtiene como subproducto del proceso de mejoramiento es comercializable, por lo que la planta cuenta con una unidad recuperadora de azufre, que consiste de dos trenes paralelos donde se llevan a cabo el proceso Claus y Superclaus, con el objetivo de producir azufre elemental en forma líquida. Esta unidad es alimentada por las corrientes de gas ácido, proveniente de la unidad de regeneración de amina, y gas agrio, proveniente de la unidad de despojamiento de aguas agrias. De esta forma se reducen las emisiones de dióxido de azufre (SO_2) a la atmósfera, cumpliéndose con las regulaciones ambientales.

Los trenes de la unidad recuperadora de azufre han presentado diversas fallas en sus equipos, especialmente en los condensadores de azufre, llegando a situaciones de paradas de estos trenes, lo que ocasiona el desvío total de los gases ácido y agrio hacia el mechurrio, provocando un impacto ambiental severo con emisiones por encima de lo estipulado en el Decreto 638 de Emisiones Atmosféricas previsto en la legislación venezolana y generando condiciones inseguras de trabajo. De este modo no sólo se ve afectado el ambiente, sino también la empresa al dejar de recuperar azufre líquido. Entre las fallas que presentan los condensadores se pueden citar: ruptura del haz tubular, obstrucción en los tubos y eliminadores de niebla por presencia de sólidos en ellos, alto nivel de corrosión, elevadas caídas de presión y azufre solidificado, el cual puede contener partículas de los catalizadores de los reactores Claus y de refractario de los quemadores en línea.

Por lo anteriormente dicho, el presente trabajo propone la evaluación del origen de las fallas de los condensadores del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre del mejorador de crudo PDVSA Petromonagas, analizando las condiciones operacionales durante los procesos de operación

normal, paradas y arranques del tren “1”, para luego proceder a determinar los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores de dicho tren, así como su velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil, y así llegar a la causa de fallas de los mismos mediante la metodología del Análisis Causa Raíz. Finalmente, se propondrán acciones que al ejecutarse disminuirán la ocurrencia de las desviaciones descritas anteriormente.

La importancia de esta investigación radica en que al conocer las causas que originan los problemas presentes en los condensadores de azufre se tomarán medidas para prevenirlas. El enfoque no consiste en atacar el problema físico una vez ocurrido, ya que éste persistirá, sino más bien en ir más allá de las raíces físicas y analizar la cadena de eventos que originó la causa del problema o la desviación operacional. De este modo se pueden tomar acciones correctivas y así evitar que ocurra nuevamente la falla.

1.4 Objetivos

1.4.1 Objetivo general

Evaluar el origen de las fallas de los condensadores del tren “1” de la unidad recuperadora de azufre del mejorador de crudo PDVSA Petromonagas.

1.4.2 Objetivos específicos

1. Analizar las condiciones operacionales del tren “1” de la unidad recuperadora de azufre durante arranques, operación normal y paradas.

2. Determinar los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre, así como su velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil.
3. Establecer las causas raíz de las fallas presentadas en los condensadores del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre mediante la herramienta del Análisis Causa Raíz (ACR).
4. Proponer acciones que disminuyan la tasa de ocurrencia de fallas en los condensadores del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre.

CAPÍTULO II

MARCO TEÓRICO

2.1 Antecedentes

Rodríguez (2011) actualizó los lazos de corrosión asociados a la columna de destilación atmosférica de la unidad de crudo de una planta mejoradora de crudo extrapesado, para lo cual identificó los lazos de corrosión por diseño y definió los nuevos mecanismos de degradación presente en dicha unidad basándose en historiales de condiciones operacionales, medición de espesores y fallas de equipos; seguidamente realizó los nuevos mapas de lazos de corrosión determinados y propuso acciones para mitigar el deterioro de los activos asociados a los lazos de la columna de destilación.

Aguilera (2011) determinó los mecanismos de degradación por corrosión interna en las tuberías de crudo diluyente de una unidad de producción de crudo pesado y extrapesado, llevando a cabo una recopilación de reportes sobre los eventos por corrosión ocurridos en esta red de tuberías y seleccionó los campos con mayor ocurrencia de dichos eventos; empleó un simulador para evaluaciones hidrodinámicas y cálculos de velocidad de corrosión y finalmente extrajo muestras de depósitos de tubería corroída para someterlos a un análisis de microscopía de barrido con espectroscopía de energía dispersiva.

Campos (2009) actualizó la filosofía de control de corrosión de equipos y tuberías críticas de las unidades de destilación atmosférica y al vacío,

coquificación retardada y recuperación de gases de una planta mejoradora de crudo extrapesado, para ello identificó los potenciales mecanismos de corrosión presentes en equipos y tuberías en función de propiedades de los fluidos, condiciones de operación y materiales de construcción, seguidamente realizó un análisis de criticidad a los equipos de las unidades en estudio y actualizó los tipos de materiales, corrosión y condiciones de operación en los diagramas de materiales de construcción de las unidades analizadas.

Martínez (2009) propuso acciones de mantenimiento para incrementar la confiabilidad de los equipos del sistema de alimentación de agua para calderas en una planta productora de metanol, empleando la metodología del Análisis Causa Raíz; para dicho estudio diagnosticó la situación actual de los equipos del sistema y les asignó ponderaciones para seleccionar los equipos críticos; en base a los historiales de fallas, estimó la confiabilidad de los mismos y determinó el origen de las fallas presentes en los equipos del sistema de alimentación de agua para calderas a través de la herramienta mencionada anteriormente. Finalmente, formuló mejoras a los planes de mantenimiento de los equipos estudiados basándose en los resultados arrojados por el Análisis Causa Raíz.

El presente trabajo guarda similitud con los estudios desarrollados por Rodríguez y Campos, ya que se pretende determinar mecanismos de corrosión basándose en historiales de condiciones operacionales, medición de espesores y materiales de construcción; sin embargo, se diferencia del trabajo de Aguilera, ya que los cálculos de velocidad de corrosión se harán sin el empleo de un simulador. El empleo de la herramienta técnica conocida como Análisis Causa Raíz es la semejanza que relaciona el trabajo propuesto con el desarrollado por Martínez.

2.2 Generalidades del azufre

El azufre, representado por el símbolo S, es un elemento químico no metálico, perteneciente a la familia de los anfígenos (generadores tanto de ácidos como de bases), abundante, insípido e inodoro. Presenta color amarillo, es blando, frágil, ligero y arde con llama de color azul desprendiendo óxido de azufre, es insoluble en agua y soluble en sulfuro de carbono, conduce mal la electricidad y el calor. Se encuentra ampliamente distribuido en la naturaleza, tanto en su estado nativo (depósitos volcánicos) como combinado en forma de sulfuros y sulfatos (yeso, sulfato de magnesio) así como en forma de sulfuro de hidrógeno.

2.3 Proceso de recuperación de azufre Superclaus®

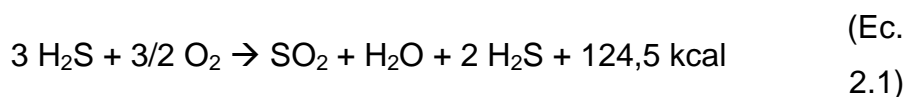
El proceso de recuperación de azufre Superclaus® es una combinación del proceso convencional Claus seguido de una fase de oxidación selectiva del sulfuro de hidrógeno (H_2S). La recuperación de azufre está basada en la combustión parcial del H_2S con una proporción controlada de aire. Esta proporción es mantenida automáticamente en una cantidad correcta para lograr la oxidación completa de todos los hidrocarburos, HCN y amoníaco presentes en el gas ácido alimentado, y para obtener el porcentaje de H_2S en 0,5-0,7%vol a la entrada del reactor de oxidación directa (reactor Superclaus).

En el convencional Claus, la proporción de aire y gas ácido se mantiene para producir una relación de H_2S/SO_2 de exactamente 2:1 en los gases efluentes del horno. El proceso Superclaus® se basa en una filosofía

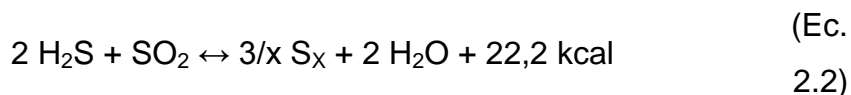
diferente, donde la proporción mencionada es ajustada para mantenerla en más de 2:1.

El concepto clave de este proceso es controlar la concentración de H₂S (%vol.) entrando al reactor Superclaus y no mantener una proporción fija de H₂S/SO₂, como es acostumbrado en el convencional Claus.

La reacción principal en el horno es:



El mayor porcentaje de H₂S se combina con el SO₂ para formar azufre, de acuerdo con la reacción de equilibrio:



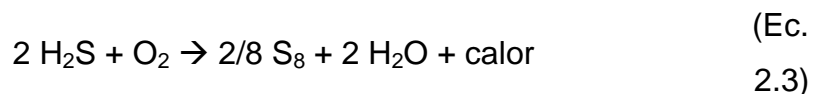
Por medio de esta reacción conocida como la reacción Claus, el azufre es formado en la fase gaseosa en el quemador y en la cámara de combustión. La caldera de calor residual remueve la mayor parte del calor liberado en el quemador y a partir de él produce vapor. El gas de proceso desde la caldera es pasado a través del primer condensador, donde el azufre formado es removido del gas.

El gas de proceso a la salida del condensador contiene una considerable concentración de H₂S y SO₂, por lo tanto la función esencial del siguiente equipo es convertir estos componentes en azufre. En el primer, segundo y tercer reactor Claus, el H₂S y el SO₂ reaccionan nuevamente para formar azufre, pero cada vez a menor temperatura. En la cuarta etapa, un reactor Superclaus oxida selectivamente el H₂S en azufre; por esta razón, es

necesario que la combustión en el quemador sea tal que corriente abajo, en el cuarto reactor, la concentración de H₂S esté en el rango mencionado anteriormente y que la concentración de SO₂ sea tan baja como sea posible.

Antes de entrar al primer reactor, el flujo de gas de proceso es recalentado directa o indirectamente con vapor a manera de obtener la temperatura óptima para una alta conversión de H₂S y SO₂ en azufre elemental y, simultáneamente, una alta conversión de COS y CS₂ en H₂S y CO₂. La corriente de gas de proceso que sale del reactor pasa a un segundo condensador y luego entra a un segundo quemador, donde se repite el proceso de recalentamiento, conversión y condensación en equipos similares a los de la primera etapa catalítica. Este proceso se repite una vez más en una tercera etapa catalítica antes de que la corriente de gas de proceso pase a la sección Superclaus®.

Antes de entrar al último reactor (Superclaus), es añadida una cantidad controlada de aire. En el reactor, el H₂S reacciona con oxígeno para producir azufre de acuerdo a la siguiente reacción:



El azufre es condensado en el quinto condensador (Superclaus). Un coalescedor de azufre está instalado corriente debajo de este condensador para separar la neblina de azufre. El azufre condensado y separado en los condensadores y en el coalescedor, es drenado hacia la fosa de azufre. El gas de proceso a la salida del coalescedor contiene algo de H₂S, el cual es peligroso si se libera directamente a la atmósfera. Por lo tanto, el gas es térmicamente oxidado en un incinerador (Paskall, 2000).

2.4 Descripción del proceso de recuperación de azufre en el mejorador PDVSA Petromonagas

El diseño del proceso de la unidad recuperadora de azufre (SRU) está basado en la tecnología de procesos Superclaus de recuperación de azufre elemental a partir del H_2S (sulfuro de hidrógeno) contenido en el gas de proceso, a una alta eficiencia. La unidad consiste de dos trenes paralelos Claus, cada uno compuesto de:

- Un reactor térmico (el H_2S es parcialmente quemado con aire)
- Tres reactores con catalizador Claus convencional
- Un cuarto reactor con catalizador Superclaus
- Un oxidador térmico

El azufre es removido de la corriente de gas como azufre elemental en la fase térmica y en los reactores catalíticos. El oxidador térmico al final del tren incinera el gas de cola para limitar la emisión de H_2S a la atmósfera.

Los siguientes equipos son comunes para ambos trenes:

- Sección de gas de alimentación
- Sistema de purga y sistema de condensado
- Fosa de desgasificación de azufre, con 3 días de capacidad de almacenamiento
- Chimenea para el oxidador térmico
- Sección de desgasificación común, proporcionada para reducir el contenido de H_2S en el azufre producido

El gas de alimentación a la unidad SRU es el gas ácido de la unidad regeneradora de amina (ARU) y el gas agrio de la unidad despojadora de

aguas agrias (SWS). Normalmente cada tren procesará el 50% de la alimentación total.

Las corrientes de gas provenientes de las unidades regeneradoras de amina y despojadora de aguas agrias son previamente calentadas antes de entrar a la sección de reacción térmica. Esta corriente de gas de proceso entra a un quemador, donde es mezclado con aire de combustión previamente calentado y se produce la oxidación completa de todos los hidrocarburos, amoniaco y trazas de otros componentes de hidrocarburos en la alimentación.

La cantidad de aire suministrado debe ser tal que se queme el H_2S necesario para lograr la concentración adecuada de este componente a la entrada de la sección de reacción Superclaus. La combustión en el horno genera una mezcla de gas de proceso de alta temperatura, la cual es aprovechada para producir vapor de alta presión.

Luego que la corriente de gases genera dicho vapor, ésta es enfriada en un condensador, donde se produce la primera recuperación de azufre en forma líquida, el cual es recolectado en una piscina o fosa. En este condensador se aprovecha igualmente el calor de la mezcla para generar vapor de baja presión.

La corriente de gas de proceso que sale del condensador, entra al primer quemador en línea, donde es recalentada mediante la mezcla con gas de combustión caliente generado por la quema de gas natural, entrando luego al primer reactor de conversión catalítica Claus, donde el H_2S y el SO_2 (dióxido de azufre) reaccionan hasta alcanzar el equilibrio.

La corriente de proceso que sale del primer reactor Claus es enfriada en un segundo condensador, donde es recuperado el azufre líquido producto de la reacción y es enviado a la fosa. En este condensador se aprovecha, igualmente, el calor de la mezcla de combustión para generar vapor de baja presión.

La corriente de gas de proceso a la salida del condensador entra al segundo quemador en línea, donde se repite el proceso de recalentamiento, conversión y condensación en equipos similares a los de la primera etapa catalítica. Este proceso se repite una vez más en una tercera etapa catalítica antes de que la corriente de gas de proceso pase a la sección Superclaus.

La corriente de gas entra luego al cuarto quemador en línea, donde es recalentada con gas de combustión, sale del quemador y antes de entrar al reactor de conversión catalítica Superclaus recibe una inyección de aire que garantiza la oxidación del H_2S en azufre. Esta corriente de proceso sale del reactor y pasa a un quinto condensador, donde es enfriada con un sistema de recirculación de condensado y el azufre líquido recuperado es enviado a la fosa.

La corriente de gas de proceso pasa a través de un tambor coalescedor, donde se recuperan las últimas trazas de azufre líquido, las cuales se envían a la fosa. Los gases a la salida del tambor coalescedor poseen un analizador de oxígeno, el cual ajusta el volumen de aire total al reactor convertidor Superclaus.

La corriente de gas de proceso a la salida del Superclaus contiene trazas de H_2S residual y vapor de azufre que no logró reaccionar en todo el proceso, por esta razón estos gases no pueden ser liberados a la atmósfera

debido al alto contenido de contaminantes, haciéndose necesario el envío de dichos gases a un oxidador térmico, donde serán quemadas las trazas de H_2S , mediante una mezcla de aire y gas natural, produciendo la combustión necesaria para convertirlos en SO_2 , además de ser enfriada con aire antes de descargarse a la atmósfera, a través de la chimenea (PDVSA Petromonagas, 2000).

En la figura 2.1 se encuentra esquematizado el proceso de recuperación de azufre al que se someten los gases ácido y agrio, provenientes de las unidades regeneradora de amina y despojadora de aguas agrias, en la planta mejoradora de crudo PDVSA Petromonagas.

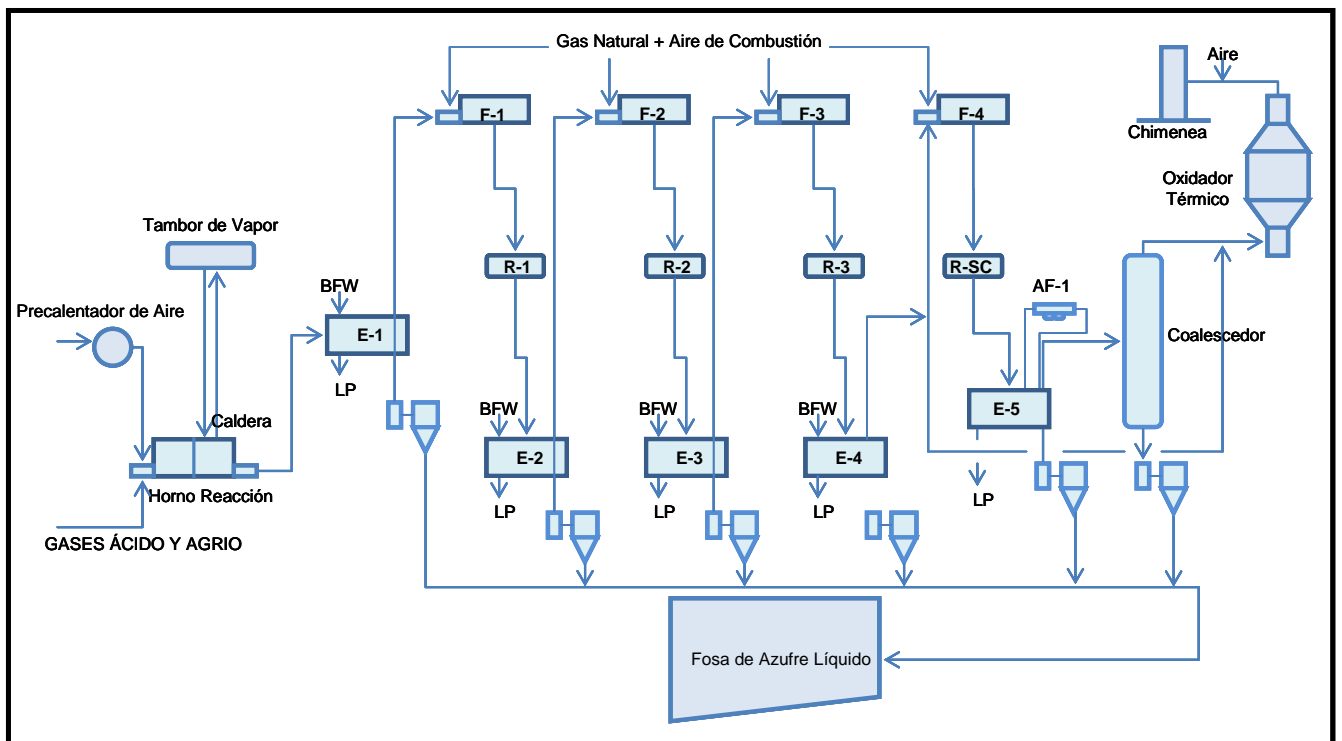


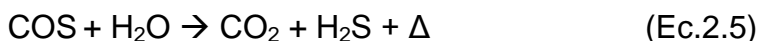
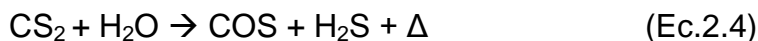
Figura 2.1 Esquema del proceso de recuperación de azufre (PDVSA Petromonagas, 2000).

En el anexo A figura A.1 se pueden apreciar los equipos, con la identificación que poseen en la empresa, del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre (SRU), y en la figura A.2 se muestra una fotografía de la unidad.

2.4.1 Reacciones secundarias en el proceso de recuperación de azufre

El gas alimentado a la unidad recuperadora de azufre, además de H₂S, contiene dióxido de carbono, amoníaco, hidrocarburos y agua. En el horno de reacción el CO₂ y los hidrocarburos pueden participar en reacciones secundarias no deseables, las cuales producen monóxido de carbono, carbonilo de azufre y disulfuro de carbono (Sulphur experts, 2012).

El gas de proceso, antes de entrar a los reactores Claus, se recalienta directamente en las cámaras mezcladoras de los quemadores en línea, mezclándolo con gas de combustión caliente, para obtener la temperatura óptima para una alta conversión de H₂S y SO₂ a azufre elemental, y simultáneamente alta descomposición de COS y CS₂ a H₂S y CO₂ por la reacción de hidrólisis, de acuerdo a las ecuaciones 2.4 y 2.5 respectivamente (PDVSA Petromonagas, 2000).



2.5 Proceso de transferencia de calor

La transferencia de calor es un proceso donde existe un intercambio energético en forma de calor entre distintos cuerpos, o entre diferentes partes de un mismo cuerpo que están a diferentes temperaturas. Se puede definir

también como una interacción entre fluidos o materiales a consecuencia de un gradiente de temperatura entre ellos. Esta interacción ocurre mediante tres mecanismos diferentes, a saber: convección, radiación y conducción. Dichos mecanismos pueden ser clasificados como fenómenos de transferencia de calor, porque depende solamente de la existencia de un gradiente de temperatura. A diferencia de los otros, el mecanismo de convección está fuertemente influenciado por el patrón de flujo, pero tiene asociado un intercambio de energía desde las zonas de alta hacia las de baja temperatura, donde éste se puede transmitir en la forma de convección forzada o en la forma de convección natural.

La convección recibe el nombre de convección forzada si el fluido es forzado a fluir sobre una superficie mediante medios externos como un ventilador, una bomba, entre otros. Como contraste, se dice que es convección natural (o libre) si el movimiento del fluido es causado por las fuerzas de empuje que son inducidas por las diferencias de densidad debidas a la variación de la temperatura en ese fluido.

Por su parte, la radiación es la energía emitida por la materia en forma de ondas electromagnéticas como resultado de los cambios en las configuraciones electrónicas de los átomos o moléculas. Ésta es la manera en la que la energía del Sol llega a la Tierra.

Y por último, la conducción es la transferencia de energía de las partículas más energéticas de una sustancia hacia las adyacentes menos energéticas, como resultado de interacciones entre esas partículas. La conducción puede tener lugar en sólidos, líquidos y gases (Cengel, 2004).

2.5.1 Intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor son aparatos que facilitan el intercambio de calor entre dos fluidos que se encuentran a temperaturas diferentes y evitan al mismo tiempo que se mezclen entre sí. En la práctica, los intercambiadores de calor son de uso común en una amplia variedad de aplicaciones, desde los sistemas domésticos de calefacción y acondicionamiento del aire hasta los procesos químicos y la producción de energía en las plantas grandes.

A nivel internacional existe una normativa que recoge todo lo relacionado al diseño y fabricación de intercambiadores de calor, conocida como TEMA, siglas que significan Asociación de Fabricantes de Intercambiadores de Calor (Tubular Exchanger Manufacturers Association). Dichas normas presentan tres estándares para la construcción mecánica de los intercambiadores de calor; éstos son: clase R (para aplicaciones en petróleo y procesos relacionados), clase C (para procesos en aplicaciones comerciales) y clase B (para procesos en servicios químicos).

De acuerdo a las normas TEMA, un intercambiador de calor de tubo y coraza consiste de un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcaza. Los tubos proporcionan la superficie de transferencia de calor entre un fluido que fluye de ellos y otros que fluye sobre su superficie externa. La carcaza es el recipiente para el fluido externo, es de sección transversal circular y posee unas boquillas que constituyen las vías de entrada y salida del fluido.

2.6 Corrosión

La corrosión consiste en el deterioro de un material, comúnmente un metal, como resultado de las reacciones de éste con su ambiente. También puede ser definida como la destrucción o alteración de un metal debido a la reacción con el medio ambiente; la corrosión de metales es un proceso electroquímico. De igual manera puede definirse como la tendencia que tienen los metales a volver a su estado combinado, es decir al estado en que se encuentran en la naturaleza, que es termodinámicamente hablando el estado estable o de menor energía potencial.

La corrosión de metales representa un grave problema en las industrias, especialmente en la industria petrolera, donde existe una multitud de agentes corrosivos que atacan las tuberías, equipos y las deterioran, teniendo que tomar medidas en cuanto a prevención y mantenimiento. La corrosión disminuye el tiempo de vida de muchos equipos y esto ocasiona gastos enormes de operación para el reemplazo de los mismos, lo que genera un gran problema por interrupción de la producción (NACE International, 2011).

2.6.1 Principios de la corrosión

La resistencia a la corrosión de un material depende de factores físico-químicos, metalúrgicos, termodinámicos y electroquímicos; los primeros están relacionados con el mecanismo de las reacciones de corrosión en sí, las condiciones de las superficies de los metales y las condiciones físicas y químicas de la solución a la cual el metal está expuesto. Los factores metalúrgicos toman en cuenta el tipo y composición de la aleación y si existen puntos de imperfección en el metal. Los factores termodinámicos se

refieren a la energía libre de Gibbs, para conocer la espontaneidad de la reacción si el cambio en la energía libre de un estado a otro en un sistema es negativo. Los factores citados anteriormente se pueden resumir en la tabla 2.1.

Tabla 2.1 Factores y elementos que contribuyen a la incidencia de la corrosión

| FACTOR | SUBFACTORES Y ELEMENTOS QUE CONTRIBUYEN |
|--------------------------|---|
| Material | Composición química de la aleación, estructura cristalina, límite de grano de composición, condición de superficie |
| Medio ambiente y química | Tipo, la química, concentración, fase, conductividad, velocidad, depósitos, la fina capa de equilibrio con la humedad relativa, humedecimiento y secado |
| Temperatura | Metal expuesto al medio ambiente, cambios con el tiempo |
| Tiempo | Cambio en la química del grano, cambio en la estructura, variación de los depósitos de la superficie, química o transferencia de calor, resistencia, desarrollo de defectos superficiales, picaduras o erosión y relajación de la tensión |
| Geometría | Creación de potenciales galvánicos, grietas químicas, discontinuidades como intensificadores de <i>stress</i> , efectos de concentración y orientación frente al medio |
| <i>Stress</i> | Producida por productos químicos, residual e intencional |

2.6.2 Tipos de corrosión

De acuerdo a la morfología de daño, existen diversos tipos de corrosión, entre ellos los citados a continuación:

2.6.2.1 Corrosión uniforme

Es la forma más común de corrosión y se caracteriza por el desgaste uniforme y general del material por una reacción electroquímica en la superficie de este.

2.6.2.2 Corrosión galvánica

Es un proceso electroquímico de corrosión acelerado que ocurre cuando dos materiales disímiles, en contacto eléctrico en un medio corrosivo o solución conductora, producen una diferencia de potencial entre ellos.

2.6.2.3 Corrosión por picadura (pitting)

Es una forma localizada de corrosión por la cual se producen cavidades o “agujeros” en el material; las picaduras son consideradas más peligrosas que los daños causados por corrosión uniforme, ya que son más difíciles de detectar y predecir.

2.6.2.4 Corrosión por fisura (crevice)

Es una forma localizada de corrosión general asociada a una solución estancada sobre el nivel microambiental. Tales microentornos estancados tienden a ocurrir en grietas (áreas protegidas) como aquellos formados bajo juntas, arandelas, material de aislamiento, uniones y abrazaderas, debido a la difusión de oxígeno en la grieta (está restringido), una celda de aireación diferencial tiende a ser establecida entre la grieta.

2.6.2.5 Corrosión erosión

Es el daño acumulativo inducido por reacciones electroquímicas de corrosión y efectos mecánicos por el movimiento relativo entre el electrolito y la superficie de la corrosión. La erosión por corrosión se define también como la degradación acelerada de la presencia de este movimiento relativo. El movimiento suele ser uno de alta velocidad con el desgaste mecánico y los efectos de la abrasión. Surcos, bordes redondeados y las olas en la

superficie por lo general indica direccionalidad caracterizando a este tipo de daño.

2.6.2.6 Corrosión intergranular

La microestructura de los metales y aleaciones está compuesta por granos, separadas por límites de grano. La corrosión intergranular es el ataque localizado a lo largo de los límites de grano, o inmediatamente adyacente a los límites de grano mientras que el grueso de los granos se ve en gran medida afectado.

2.6.2.7 Corrosión bacteriológica

Definida como el proceso resultante de la actividad de organismos vivos. Usualmente por sus procesos de ingestión de nutrientes y eliminación de desperdicios que son ácidos o hidróxidos corrosivos que atacan el material.

2.6.2.8 Corrosión fatiga

La corrosión fatiga es causada por el desarrollo de grietas bajo la acción simultánea de la corrosión y la acción fluctuante, o la tensión cíclica. La corrosión fatiga depende de las interacciones entre el material, químicos de medio ambiente, parámetros electroquímicos y condiciones mecánicas de carga.

2.6.2.9 Corrosión por dióxido de carbono (CO₂)

Es uno de los principales problemas que sufre la industria petrolera, ya que ocasiona deterioro severo en los equipos e instalaciones de producción, almacenaje y transporte. El material de construcción más utilizado por su bajo costo es el acero al carbono, el cual es más propenso a ser atacado por la corrosión, debido a la presencia de un alto contenido de dióxido de carbono (CO_2), éste en presencia del agua libre es muy corrosivo, por la producción de ácido carbónico (H_2CO_3).

2.6.2.10 Corrosión por sulfuro de hidrógeno (H_2S)

El sulfuro de hidrógeno disuelto en agua aún en pequeñas cantidades puede crear un ambiente muy corrosivo. Este tipo de ataque puede ser reconocido por la formación de incrustaciones negras de sulfuro de hierro sobre la superficie metálica.

2.6.2.11 Corrosión combinada de sulfuro de hidrógeno y dióxido de carbono

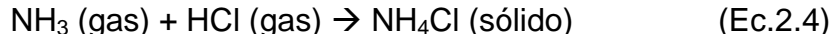
La presencia de CO_2 y H_2S en un medio acuoso, es capaz de producir graves daños por corrosión, pero la combinación de los mismos puede acelerar o disminuir la velocidad de corrosión y la criticidad del daño esperado. Es importante el efecto del H_2S en la corrosión por CO_2 y su comportamiento, ya que pueden formarse películas de productos de corrosión en forma competitiva entre el sulfuro de hierro (FeS) y carbonato de hierro (FeCO_3), lo que puede acelerar o disminuir la velocidad de corrosión en función de la temperatura, concentración del agente corrosivo y presión.

2.6.2.12 Corrosión por bisulfuro de amonio (NH_4HS)

Puede causar seria corrosión en aceros al carbono. El bisulfuro de amonio es el producto de la reacción entre el amoniaco (NH_3) y el sulfuro de hidrógeno (H_2S). 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.

2.6.2.13 Corrosión por cloruro de amonio (NH_4Cl)

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 de agua. Se forma por la interacción entre el amoniaco y el ácido clorhídrico, como sigue en la ecuación:



2.6.2.14 Corrosión atmosférica

La corrosión atmosférica se presenta, usualmente, como corrosión por fisuras y es el mayor problema de refinerías localizadas en zonas costeras. Para que no existiera corrosión, la humedad relativa del ambiente tendría que ser inferior al 60%. Los valores típicos de velocidad de corrosión atmosférica oscilan entre el rango de 1 y 10 mpy (milésimas de pulgadas por año), pero puede llegar a ser tan elevado como 50 mpy. Los equipos ubicados cerca de calentadores y hornos se corroerán rápidamente debido a que los gases de chimenea, dióxido y trióxido de azufre, disueltos en la humedad presente sobre la superficie del metal, forman ácidos. Los cloruros y el sulfuro de hidrógeno aceleran la velocidad de corrosión atmosférica.

2.6.3 Mecanismos de corrosión más comunes en unidades recuperadoras de azufre

Los tres mecanismos de corrosión más comunes en unidades de recuperación de azufre son la sulfidación de aceros al carbono, agrietamiento por sulfuro de hidrógeno (H_2S) húmedo y corrosión por ácidos débiles (NACE International, 2011).

2.6.3.1 Sulfidación

Este tipo de corrosión se da por la acción combinada de las altas temperaturas y la presencia de azufre, dando como resultado la reacción entre los compuestos de azufre que logran realizar el daño. Los factores críticos que activan este mecanismo son: la composición de la aleación, la temperatura y la concentración de compuestos corrosivos de azufre. Este mecanismo en aleación a base de hierro, por lo general comienza a temperaturas por encima de 500°F.

El mecanismo de sulfidación suele ser bastante agresivo en equipos que manejan altas temperaturas como hornos, calderas e intercambiadores de calor. Acotando que si hay presencia de hidrógeno en alguno de estos equipos se acelerará la degradación. Generalmente, los aceros al carbono y aceros de baja aleación son afectados por este mecanismo.

Este mecanismo suele presentarse como un adelgazamiento uniforme, pero también puede aparecer de forma localizada en zonas de alta velocidad de flujo. También se pueden formar capas gruesas o finas, que en algunos casos protegen la superficie del material, y en otros, el sulfuro logra formar

corrosión bajo depósitos dependiendo de la aleación utilizada. La figura 2.2 es un ejemplo del daño que provoca este mecanismo.



Figura 2.2 Daño por sulfidación en el codo de una tubería (API 571, 2003).

2.6.3.2 Agrietamiento por sulfuro de hidrógeno (H₂S)

El agrietamiento por sulfuro de hidrógeno húmedo se presenta como cuatro tipos de daño que se traducen en formación de ampollas y grietas, en ambientes húmedos con presencia de H₂S. Los mecanismos de daño son ampollas, agrietamiento inducido por hidrógeno HIC (por sus siglas en inglés hydrogen induced cracking), agrietamiento inducido por hidrógeno orientado por esfuerzos SOHIC (por sus siglas en inglés stress oriented hydrogen induced cracking) y agrietamiento bajo tensión de sulfuros SSC (por sus siglas en inglés sulfide stress corrosion cracking).

Las ampollas de hidrógeno son protuberancias que se forman en la superficie o espesor de la pared de la tubería o recipiente. Los átomos de hidrógeno se combinan para formar moléculas de hidrógeno que son demasiado grandes y la presión aumenta, hasta el punto donde se produce

la deformación local. En las figuras 2.3 y 2.5 se presenta el daño provocado por este mecanismo.

El hidrógeno puede formar ampollas a diferentes profundidades de la superficie del material, en algunos casos las ampollas adyacentes que se encuentran en profundidades diferentes pueden desarrollar grietas que se vinculan entre sí. Esta interconexión en las ampollas regularmente tiene un aspecto escalonado, y se conoce como agrietamiento inducido por hidrógeno. Las figuras 2.4 y 2.5 muestran como se evidencia este mecanismo de corrosión.

El agrietamiento inducido por hidrógeno orientado por esfuerzos (SOHIC) es semejante al HIC, pero en una forma potencialmente más dañina, ya que son matrices de grietas apiladas unas encima de otras, dando como resultado una grieta a través del espesor, perpendicular a la superficie y está impulsado por los altos niveles de tensión en el material. Una muestra del daño por SOHIC se presenta en la figura 2.6.

El agrietamiento bajo tensión de sulfuros SSC, es una forma de agrietamiento resultante de la absorción del hidrógeno atómico que se produce por el proceso de corrosión del sulfuro en las superficies metálicas. Puede iniciarse en la superficie del metal en zonas muy localizadas de alta dureza, soldaduras y zonas afectadas térmicamente. En la figura 2.7 se presenta el daño provocado por este mecanismo.

El sulfuro de hidrógeno puede corroer el acero al carbono a cualquier temperatura donde exista agua líquida. El amoníaco puede aumentar el ataque de las aleaciones de acero y cobre; las sales como cloruros también promueven el ataque.

En las zonas de turbulencia y de alta velocidad existe una tendencia a que se presenten mayores tasas de corrosión, al igual que en las zonas de baja velocidad en las tuberías. El producto de la corrosión normal es el sulfuro de hierro. Si se forma una película delgada y firme, las tasas de corrosión son generalmente bajas. Las altas tasas de corrosión muestran el resultado de un montón de capas blandas o escamosas que se adhieren mal a la superficie del metal.

Las condiciones para que ocurra este mecanismo de daño en cualquiera de sus cuatro formas es la existencia de agua, con valores mayores a 50ppm de H_2S disuelto en el agua, o que el pH del agua sea menor a 4 y que contenga algo de H_2S . Para la formación de ampollas, HIC y SOHIC se necesitan temperaturas de 300°F o más, en cambio para el SSC se necesita 180°F o menos.

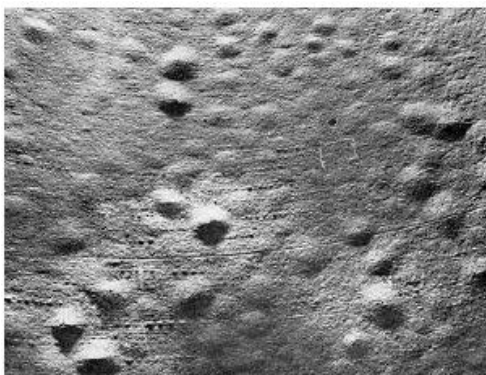


Figura 2.3 Ampollas de hidrógeno en la superficie de un recipiente de acero a presión (API 571, 2003).

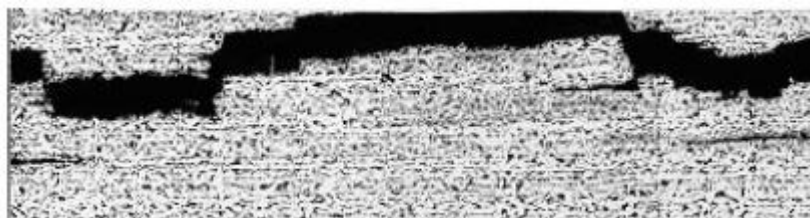


Figura 2.4 Daño por agrietamiento inducido por hidrógeno (API 571, 2003).

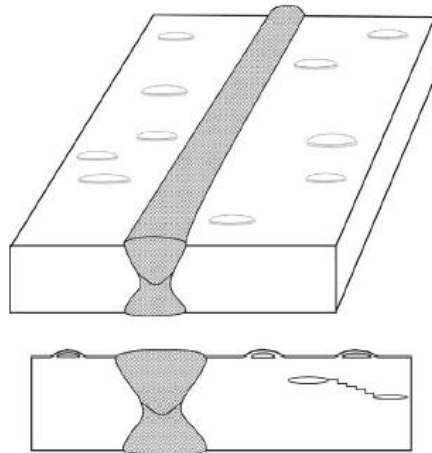


Figura 2.5 Esquemático de las ampollas de hidrógeno y el agrietamiento inducido por hidrógeno (API 571, 2003).

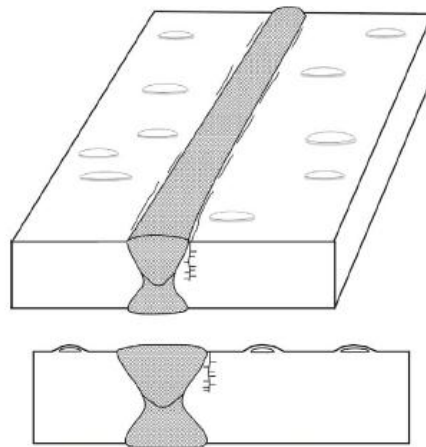


Figura 2.6 Esquemático de ampollas de hidrógeno acompañadas por agrietamiento inducido por hidrógeno orientado bajo esfuerzos en una soldadura (API 571, 2003).

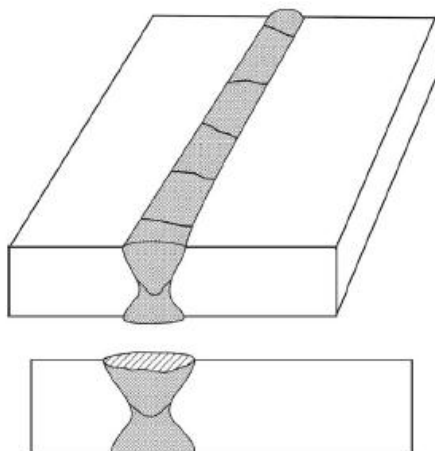


Figura 2.7 Esquemático del agrietamiento bajo tensión de sulfuros (API 571, 2003).

2.6.3.3 Corrosión por ácidos débiles

La absorción de compuestos de azufre, tales como sulfuro de hidrógeno (H_2S), dióxido de azufre (SO_2) y trióxido de azufre (SO_3) en una fase de agua condensada forma un ambiente ácido. Las superficies metálicas que se dejan enfriar cerca de la temperatura de condensación durante el funcionamiento normal y las operaciones de parada y arranque producen ácidos débiles. El SO_3 reacciona con el vapor de agua para producir ácido sulfúrico.

Menos de 1% de ácido sulfúrico (H_2SO_4) en fase vapor tiene la capacidad de producir 85% de ácido sulfúrico en fase acuosa. El ácido sulfúrico promueve la corrosión general y localizada en aceros al carbono y otras aleaciones.

Los factores críticos para la corrosión por ácido sulfúrico son la concentración del ácido, la temperatura, la composición de la aleación, la velocidad de flujo, la contaminación y la presencia de oxidantes.

2.6.4 Velocidad de corrosión

La velocidad de corrosión de un metal representa las milésimas de pulgadas o milímetros de penetración de la corrosión por año. Existen diversas correlaciones para el cálculo de la velocidad de corrosión, pero una de las más empleadas es la que expresa la pérdida de espesor de las paredes (de equipos y tuberías) en función del tiempo de exposición al medio corrosivo. La velocidad de corrosión puede ser expresada a corto plazo y a largo plazo.

La velocidad de corrosión (V_c) a largo plazo (LT) de los circuitos de tuberías se calcula a partir de la ecuación 2.5.

$$V_c (LT) = \frac{t_{inicial} - t_{actual}}{tiempo (años)} \quad (E \text{ c. 2.5})$$

La velocidad de corrosión a corto plazo (ST) de los circuitos de tuberías se calcula mediante la ecuación 2.6.

$$V_c (ST) = \frac{t_{previo} - t_{actual}}{tiempo (años)} \quad (E \text{ c. 2.6})$$

En las ecuaciones anteriores, *t_{inicial}* es el espesor, en pulgadas (o milímetros), en la misma ubicación que el *t_{actual}*, medido en la instalación inicial (para este caso, representa el espesor nominal) o en el comienzo de un nuevo entorno de velocidad de corrosión; *t_{previo}* es el espesor, en pulgadas (o milímetros), en la misma ubicación que el *t_{actual}* medido durante una o más mediciones anteriores; *tiempo* representa los años que separan ambas mediciones, según sea a largo o corto plazo (API 570, 2003).

2.6.5 Espesor remanente

El espesor remanente representa la diferencia entre el espesor actual de la tubería o equipo y el espesor de retiro; este último es el espesor mínimo al que se puede operar de forma confiable y segura a determinadas condiciones de operación. El espesor remanente se calcula mediante la ecuación 2.7.

$$t_{\text{remanente}} = t_{\text{actual}} - t_{\text{retiro}} \quad (\text{E} \text{ c. 2.7})$$

En la ecuación anterior, *t_{remanente}* representa el espesor remanente del equipo o tubería, *t_{actual}* es el último valor de espesor medido para la línea o equipo y *t_{retiro}* es el espesor de retiro.

2.6.6 Tiempo de vida remanente

El tiempo de vida remanente es el tiempo útil disponible de la tubería o el equipo sin comprometer su integridad mecánica, será determinado mediante la ecuación 2.8.

$$T_{vr} = \frac{t_{\text{actual}} - t_{\text{retiro}}}{V_c} \quad (\text{E} \text{ c. 2.8})$$

En la ecuación anterior, *T_{vr}* representa el tiempo de vida remanente en años, y el *t_{retiro}*, en pulgadas (o milímetros), representa el espesor de retiro, es decir, el espesor mínimo al que se puede operar de forma confiable y segura a determinadas condiciones de operación (API 570, 2003).

2.7 Aleaciones

2.7.1 Acero

El acero es una aleación de hierro y carbono (0,05% hasta menos de un 2%). Algunas veces otros elementos de aleación específicos, tales como el cromo o níquel, se agregan con propósitos determinados. El acero es básicamente hierro altamente refinado (más de un 98%), su fabricación comienza con la reducción del hierro el cual se convierte en acero. A continuación se presentan algunos aceros:

2.7.1.1 Aceros al carbono

Es una aleación a base de hierro que contiene carbono (por lo general, menos de 2%) y manganeso (por lo general, no menor al 0,25%), con ninguna cantidad mínima específica para cualquier otro elemento diferente a manganeso, silicio y cobre. En la industria, principalmente en refinerías, el acero al carbono se emplea en más del 90%. Algunos de los productos fabricados en acero al carbono son: máquinas, intercambiadores, estructuras, entre otros.

2.7.1.2 Aceros aleados

Es una aleación a base de hierro que contiene carbono (por lo general, menos de 2,5%) y manganeso (no menos de 0,25%), que contiene una cantidad mínima específica para otros elementos de aleación distintos a silicio y cobre, y no especifica un contenido mínimo de cromo mayor o igual a 10%. Este tipo de acero se emplea para fabricar engranajes, ejes, palancas y herramientas para moldear y cortar metales y no metales, como taladros (NACE International, 2005).

2.7.1.3 Aceros inoxidables

Los aceros inoxidables son una gama de aleaciones que contienen como mínimo 11% de cromo. El cromo forma en la superficie del acero una película pasivante, extremadamente delgada, continua y estable. Esta película deja la superficie inerte a las reacciones químicas, característica principal de la resistencia a la corrosión.

2.8 Análisis causa raíz (ACR)

Es una metodología dirigida a la solución de problemas, basada en un razonamiento deductivo (lógico), comprendiendo desde el problema hasta las causas, es decir, de lo general a lo específico. Utiliza como herramienta de análisis un “árbol lógico”, un diagrama de espina de pescado o un diagrama de causa-efecto para definir la causa raíz de un problema o evento (Suárez, 2007). Un ejemplo del diagrama causa-efecto se muestra en la figura 2.8.

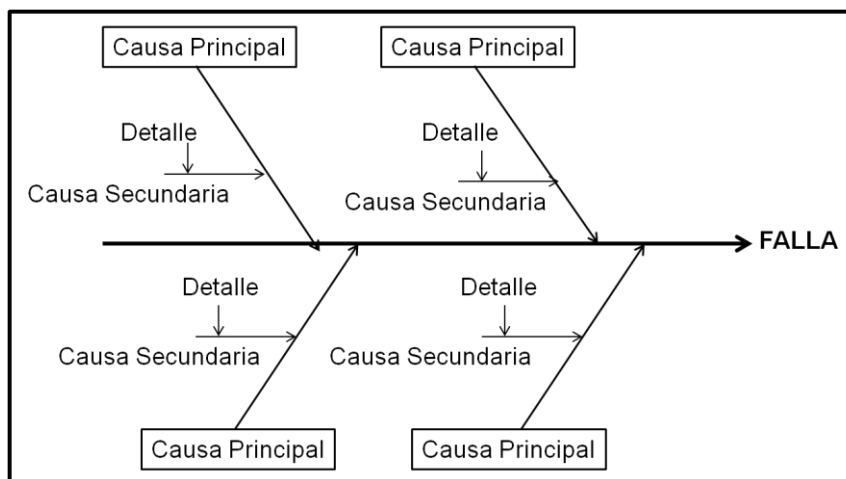


Figura 2.8 Diagrama de causa-efecto o espina de pescado (Suárez, 2007).

2.8.1 Beneficios del análisis causa raíz

- Proporciona la capacidad de reconocer un patrón de fallas y evitar la repetición de las mismas.
- Aumenta la confiabilidad, disponibilidad, rentabilidad y seguridad de los equipos.
- Mejora las condiciones de seguridad industrial y evita tiempos improductivos innecesarios.
- Disminuye el número de incidentes, reduce los impactos ambientales y los accidentes.
- Reduce las frustraciones del personal de mantenimiento y operaciones.

2.8.2 Problema o falla sustancial

Representa el primer nivel del árbol lógico, es la razón por la cual se está analizando el problema, es decir, todo lo que se está interesado en minimizar.

Se dice que ha ocurrido una falla de función o falla funcional cuando un sistema, equipo o componente no logra satisfacer los estándares de operación, es decir, está incapacitado para satisfacer un criterio de funcionamiento deseado (Suárez, 2007).

2.8.3 Modo (causa de falla)

Es el segundo nivel en el árbol lógico, representa las causas por las cuales ocurrió la falla funcional.

2.8.4 Hipótesis

Se generan mediante la respuesta a la siguiente pregunta ¿Cómo se puede dar el modo de falla? Las hipótesis ayudan a definir las causas raíces.

2.8.5 Tipos de causa raíz

Los tipos de causas raíz se definen a continuación:

2.8.5.1 Físicas: es la causa tangible de porque está ocurriendo la falla. Son las más fáciles de tratar y siempre requieren verificación. Sin embargo, corregir sólo la causa física no garantiza que el evento no se presente de nuevo.

2.8.5.2 Humanas: es producto de errores motivados por sus inapropiadas intervenciones. Nace por la ausencia de decisiones acertadas, que pueden ser convicción u omisión. Nunca utiliza nombres individuales o grupales cuando se especifica la causa. La determinación de las causas humanas nunca debe presentar persecuciones o búsqueda de culpables.

2.8.5.3 Latentes: son producto de las deficiencias de los sistemas. En ciertas ocasiones, afectan más que el problema que se está estudiando, ya que pueden generar circunstancias que ocasionan nuevas fallas en otros ámbitos y/o equipos.

2.8.6 Aplicación del análisis causa raíz

Se aplica generalmente en problemas para equipos críticos dentro de un proceso cuando existe la presencia de fallas repetitivas, por lo tanto se recomienda cuando:

- Se requiera el análisis de fallas crónicas (repetitivas) que se presenten continuamente, tales como fallas de equipos comunes.
- Se presentan fallas esporádicas (una vez) en procesos críticos, tales como paradas de emergencia, incendios, explosiones o fallas graves poco frecuentes en los equipos.
- Es necesario identificar las deficiencias en los programas de entrenamiento, mantenimiento y procedimientos operativos.
- Si se tiene la necesidad de analizar diferencias organizacionales.

2.9 Porcentaje de desviación y promedio

Para determinar qué tanto se alejan las variables operacionales de las condiciones de diseño se emplea la ecuación 2.9.

$$\%Desviación = \frac{Valor\ diseño - Valor\ real}{Valor\ diseño} \times 100 \quad (Ec. 2.9)$$

Para el cálculo del promedio se emplea la ecuación 2.10.

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n a_i = \frac{a_1 + a_2 + \dots + a_n}{n} \quad (Ec. 2.10)$$

Donde:

x: valor promedio

a: valores de las variables

n: número de variables

CAPÍTULO III

DESARROLLO DEL PROYECTO

3.1 Análisis de las condiciones operacionales del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre durante arranques, operación normal y paradas

Primeramente se revisó la documentación técnica disponible en la empresa, tales como el manual del proceso de recuperación de azufre, reportes operacionales y manuales de variables de diseño de la unidad para la familiarización con el proceso. A continuación, se empleó el sistema de información en tiempo real PI Process Book, para descargar la base de datos operacional diaria de la unidad de recuperación de azufre correspondiente al período Enero-Diciembre 2011 y Enero-Abril 2012, y se elaboró la tabla B.1. Una vez descargada dicha data se procedió a identificar los días en los que la unidad se encontró fuera de servicio, es decir, aquellos días donde no se procesó el gas ácido, proveniente de la unidad regeneradora de amina, ni el gas agrio procedente de la unidad despojadora de aguas agrias, y se elaboró la tabla 3.1.

Tabla 3.1 Números de días fuera de servicio, en operación a gas natural (GN) y paradas mensuales del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre para el período Enero 2011-Abril 2012

| Año | Mes | Fecha de Inicio | Fecha de Finalización | Nºdías fuera de servicio | Nº días en operación a GN | Paradas al Mes |
|------|---------|-----------------|-----------------------|--------------------------|---------------------------|----------------|
| 2011 | Enero | | | | | 0 |
| | Febrero | 04-feb | 12-feb | 9 | 4 | 2 |

| | | | | | | |
|-------|------------|--------|--------|----|----|---|
| | | 18-feb | 19-feb | 2 | 2 | |
| | | 28-feb | - | 1 | 1 | |
| | Marzo | - | 16-mar | 16 | 3 | 1 |
| | Abril | | | | | 0 |
| | Mayo | 12-may | 13-may | 2 | 1 | 1 |
| | Junio | 30-jun | - | 1 | 1 | - |
| | Julio | - | 02-jul | 2 | 1 | 3 |
| | | 10-jul | 12-jul | 3 | 1 | |
| | | 21-jul | 22-jul | 2 | 2 | |
| | Agosto | 06-ago | 07-ago | 2 | 1 | 3 |
| | | 09-ago | 13-ago | 5 | 1 | |
| | | 22-ago | 22-ago | 1 | 1 | |
| | Septiembre | 11-sep | 12-sep | 2 | 0 | 2 |
| | | 21-sep | 21-sep | 1 | 0 | |
| | | 30-sep | - | 1 | 0 | |
| | Octubre | - | 01-oct | 1 | 0 | 2 |
| | | 05-oct | 14-oct | 10 | 7 | |
| | Noviembre | 22-nov | - | 9 | 6 | - |
| | Diciembre | - | - | 31 | 0 | - |
| 2012 | Enero | - | 06-ene | 6 | 1 | 3 |
| | | 08-ene | 08-ene | 1 | 1 | |
| | | 16-ene | - | 16 | 6 | |
| | Febrero | - | 03-feb | 3 | 3 | 1 |
| | Marzo | 21-mar | - | 11 | 11 | - |
| Abril | - | 18-abr | 18 | 7 | 1 | |

| | | | |
|----------------|-----|----|----|
| Total (al año) | 156 | 61 | 19 |
|----------------|-----|----|----|

En la tabla anterior se observa que existen casillas con guiones (-), esto representa la continuidad del tiempo fuera de servicio entre un mes y otro, y la parada mensual se cuenta en el mes de término de la parada. Las casillas que presentan líneas diagonales expresan que, para ese mes, no hubo días fuera de servicio o de operación a gas natural en el tren "1" de la unidad recuperadora de azufre.

3.1.1 Operación normal

Del manual de variables operacionales se identificaron los valores de diseño, rango de operación y valor de operación normal para las siguientes variables: presión del aire de combustión a la salida del precalentador; los flujos de gas ácido, gas agrio y gas natural alimentados a la unidad; la temperaturas del gas de proceso a la salida del horno de reacción, de la caldera, de los condensadores nº 1,2,3, y 4 y el factor de capacidad de la unidad, los cuales se muestran en la tabla 3.2. El condensador nº5 del proceso de recuperación de azufre no se tomó en cuenta, debido a que la planta operó en modalidad Claus para el período de estudio de este trabajo, por lo que los valores que arroja el sistema de información en tiempo real PI Process Book no son válidos.

La data operacional diaria de las variables citadas anteriormente se empleó para la elaboración de gráficos que reflejan el comportamiento presentado entre Enero del año 2011 y Abril del año 2012 y los valores de diseño, rango de operación y operación normal de cada variable. De esta manera se tiene una visualización del modo en que operó la unidad durante

ese lapso de tiempo. Dichas gráficas corresponden a las figuras desde la 4.1 hasta la 4.11

Con los valores de diseño de cada variable estudiada y los valores obtenidos a través de PI Process Book se procedió a calcular porcentajes de desviación.

Tabla 3.2 Valores de diseño, rango de operación y operación normal de las variables operacionales estudiadas

| Variable operacional | Diseño | Rango de Operación | Operación Normal |
|--|--------|--------------------|------------------|
| Presión del aire de combustión que sale del precalentador (psig) | 10,2 | 1-5 | - |
| Flujo de gas ácido hacia el quemador del horno de reacción (MSCFD) | 3000 | 1000-3000 | - |
| Flujo de gas agrio hacia el quemador del horno de reacción (MSCFD) | 500,76 | 200-400 | - |
| Flujo de gas natural hacia el quemador del horno de reacción (MSCFD) | 143 | 100-150 | - |
| Temperatura del gas a la salida del horno de reacción (°F) | 2426 | 2282-2300 | 2290 |
| Temperatura del gas a la salida de la caldera (°F) | 625 | 480-540 | 530 |
| Temperatura del gas a la salida del condensador n° 1 (°F) | 375 | 320-330 | 327 |
| Temperatura del gas a la salida del condensador n° 2 (°F) | 357 | 320-330 | 330 |
| Temperatura del gas a la salida del condensador n° 3 (°F) | 329 | 308-312 | 310 |
| Temperatura del gas a la salida del condensador n° 4 (°F) | 318 | 305-310 | 308 |
| Factor de capacidad de la unidad | - | - | 0,9 |

Para el cálculo del porcentaje de desviación se empleó la ecuación 2.9:

$$\%Desviación = \frac{Valor\ diseño - Valor\ real}{Valor\ diseño} \times 100 \quad (Ec. 2.9)$$

Al sustituir el valor de diseño de la tabla 3.2 para la presión del aire de combustión y el valor real de esta variable, para el 01/01/2011 de acuerdo a la tabla B.1 se obtiene lo siguiente:

$$\%Desviación = \frac{10,20 \text{ psig} - 7,22 \text{ psig}}{10,20 \text{ psig}} \times 100$$

$$\%Desviación = 29,22\%$$

Luego de calculados cada uno de los porcentajes de desviación de cada variable para cada día de operación normal, siguiendo la metodología anterior, se procedió a obtener un promedio de ellos. Se empleó la ecuación 2.10:

$$\bar{x} = \frac{1}{n} \sum_{i=1}^n a_i = \frac{a_1 + a_2 + \dots + a_n}{n} \quad \text{Ec. 2.10)}$$

$$x = \frac{(29,22 + 28,43 + 29,41 + 29,94 + 47,90 + \dots + 80,77)\%}{318}$$

$$x = 47,67\%$$

Del mismo modo se procedió para el cálculo del porcentaje de desviación promedio de cada una de las variables estudiadas, estos valores se encuentran en la tabla B.2.

Luego se procedió a la revisión de reportes técnicos para conocer las fallas que presentaron los condensadores y otros equipos del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre, y así asociar estos inconvenientes a los días fuera de servicio o de operación en modo caliente (stand by) de la unidad. De esa búsqueda se elaboró la tabla 3.3.

Tabla 3.3 Causas de desviación de los gases ácido y agrio del tren “I” la unidad recuperadora de azufre

| Inicio | Final | Causa de desviación |
|------------|------------|--|
| 12/02/2011 | 16/03/2011 | Baja confiabilidad del refractario del quemador n°1 |
| 12/05/2011 | 13/05/2011 | Problemas durante el arranque de la unidad solidificadora de azufre |
| 30/06/2011 | 02/07/2011 | Alto nivel en la fosa de azufre líquido |
| 10/07/2011 | 12/07/2011 | Colocación de ciego en el oxidador térmico del Tren II |
| 21/07/2011 | 22/07/2011 | Falla eléctrica |
| 06/08/2011 | 07/08/2011 | Sobrepresión en el Tren I de la unidad SRU |
| 09/08/2011 | 13/08/2011 | Tren I fuera de servicio por fugas de azufre líquido en línea hacia fosa |
| 22/08/2011 | 22/08/2011 | Fallas durante el encendido del quemador n°2 |
| 21/09/2011 | 21/09/2011 | Reemplazo de fuente de poder |
| 05/10/2011 | 14/10/2011 | Mantenimiento de unidad regeneradora de amina |
| 22/11/2011 | 06/01/2012 | Disparo del sistema electrónico programable del mejorador de crudo |
| 16/01/2012 | 03/02/2012 | Sobrepresión en el Tren I de la unidad SRU |
| 21/03/2012 | - | Flujo insuficiente de gas ácido para operar Tren I de la unidad SRU |

3.1.2 Procedimientos de arranque y parada

Para concretar el análisis de los procedimientos de arranque y parada de la unidad se descargó, del programa PI Process Book, la base de datos por rango de una hora de las variables más relevantes a tomar en cuenta al momento de realizar los procedimientos de arranque y parada. En vista de que no se cuenta con un registro que especifique los días donde se realizaron dichos procedimientos, se consideró que se llevaron a cabo en aquellos lapsos de tiempo donde la planta se encontró fuera de servicio por más de 15 días consecutivos. De acuerdo a la tabla 3.1, los periodos a estudiar son Febrero-Marzo 2011, Noviembre 2011-Enero 2012, Enero-Febrero 2012 y Marzo-Abril 2012.

Mediante la revisión de los procedimientos de parada y arranque de la unidad recuperadora de azufre, establecidos en las normas de PDVSA Petromonagas y del manual del fabricante, se elaboró una tabla resumen de las instrucciones a ejecutar. La tabla 3.4 expresa las acciones en caso de paradas a corto plazo, largo plazo y emergencia, dichas acciones se dividen en tres secciones fundamentales: la preparación del catalizar de los reactores, el bloque del gas ácido alimentado al horno de reacción y la remoción del azufre de los poros del catalizador y de tuberías. De forma similar se procedió a elaborar una tabla resumen para el procedimiento de arranque de la unidad de recuperación de azufre, siendo ésta la tabla 3.5.

Tabla 3.4 Acciones para ejecutar una parada por período corto, período largo o de emergencia de la unidad recuperadora de azufre

| Acción | Corto | Largo | Emerg |
|---|-------|-------|-------|
| Preparación del catalizador | | | |
| Incrementar temperatura de lechos catalíticos (25-55°F) | | | |
| Bloqueo de gas ácido | | | |
| Poner en servicio flujo gas natural hacia el quemador principal | | | |
| Bloquear el flujo de gas ácido | | | |
| Remoción de azufre | | | |
| Lechos catalíticos a 570-660°F | | | |
| Detener suministro de gas natural en quemadores en línea | | | |
| Enfriar lechos catalíticos hasta 390°F | | | |
| Introducir aire en exceso | | | |
| Detener suministro de gas natural en quemador principal | | | |
| Enfriar la unidad con aire | | | |

Tabla 3.5 Acciones para ejecutar el arranque normal de la unidad recuperadora de azufre

| Acción |
|--|
| Poner en servicio flujo de gas natural |
| Temperatura de reactores en 250°F por 24h |
| Temperatura de reactores en 570°F |
| Ajustar temperaturas: 1er Reactor a 570°F, 2do y 3er Reactor a 480°F |
| Introducir flujo gas ácido mayor a 750 MSCFD |
| Aumentar gas ácido a valor normal de operación o disponible |

Las gráficas representativas de los períodos de parada y arranque citados anteriormente corresponden a las figuras desde 4.12 hasta la 4.23; y en ellas se señalan el período de parada de la unidad mediante un recuadro punteado color naranja, y el arranque por medio de un recuadro color verde claro. Además, las tablas de la ejecución de dichos procedimientos representan las tablas desde la tabla 4.1 hasta la tabla 4.8.

3.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre, así como su velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil

3.2.1 Identificación de los parámetros claves de control que activan los principales mecanismos de degradación propensos a desarrollarse en condensadores de azufre

Inicialmente se identificaron los principales mecanismos de corrosión propensos a desarrollarse en la unidad recuperadora de azufre, así como los parámetros críticos que los activan. Este estudio se basó en las normas API 571 y las normas NACE, las cuales describen el mecanismo, los principales

materiales que afecta, los factores críticos para su desarrollo, las unidades o equipos que afectan en la industria petrolera, entre otros tópicos. Se emplearon los diagramas de tuberías e instrumentación de la unidad, para conocer el material de construcción de los condensadores y se corroboró el material con los manuales del fabricante. Con la información recaudada se elaboró la tabla 4.1.

3.2.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación en base a condiciones operacionales y materiales de construcción de los condensadores

En base a las condiciones de operación de los equipos, obtenidas mediante el sistema en tiempo real PI Process Book, y al material de construcción se establecieron los posibles mecanismos de degradación presentes en los equipos estudiados, tomando en cuenta que para la determinación de los mismos sólo se consideró la temperatura como factor crítico de desarrollo del mecanismo de degradación, ya que la unidad de recuperación de azufre no cuenta con analizadores ni toma muestras de corrientes para conocer otras características de los fluidos, tales como pH, composición, presencia de contaminantes, velocidad, entre otros. La razón de esto es la alta concentración de sulfuro de hidrógeno del gas, lo que representa un grave peligro a la salud. Se graficó la temperatura del gas de proceso a la entrada y a la salida de cada condensador en función del tiempo, y así se obtuvieron las figuras desde la 4.24 hasta la 4.31. Los condensadores de la unidad recuperadora de azufre están elaborados en acero al carbono.

3.2.3 Cálculos de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores de azufre

Para los cálculos de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores, se procedió a extraer del sistema Ultrapipe los valores de los espesores medidos a estos equipos, comprendiendo el espesor inicial o nominal (el que se dispuso por diseño) así como dos mediciones de espesores adicionales, las cuales serían la penúltima y última tomadas, así como la fecha en la que fueron realizadas. Cada uno de los condensadores presenta diferentes TML's, es decir, lugar de medición de espesores (por sus siglas en inglés Thickness Measurement Location) y boquillas. Los datos de las mediciones de espesores arrojadas por el sistema Ultrapipe se reflejan en la tabla 3.6, correspondiente al lado del haz tubular del condensador nº5 y las mediciones de espesores correspondiente al lado de la coraza y del haz tubular para los condensadores restantes (nº1,2,3 y 4) así como al lado de la coraza del condensador nº5 se reflejan en las tablas de la C.1 a la C.9. En la figura 3.1 se pueden observar los equipos estudiados, es decir los condensadores de la unidad de recuperación de azufre, los cuales están encerrados en elipses de color rojo.

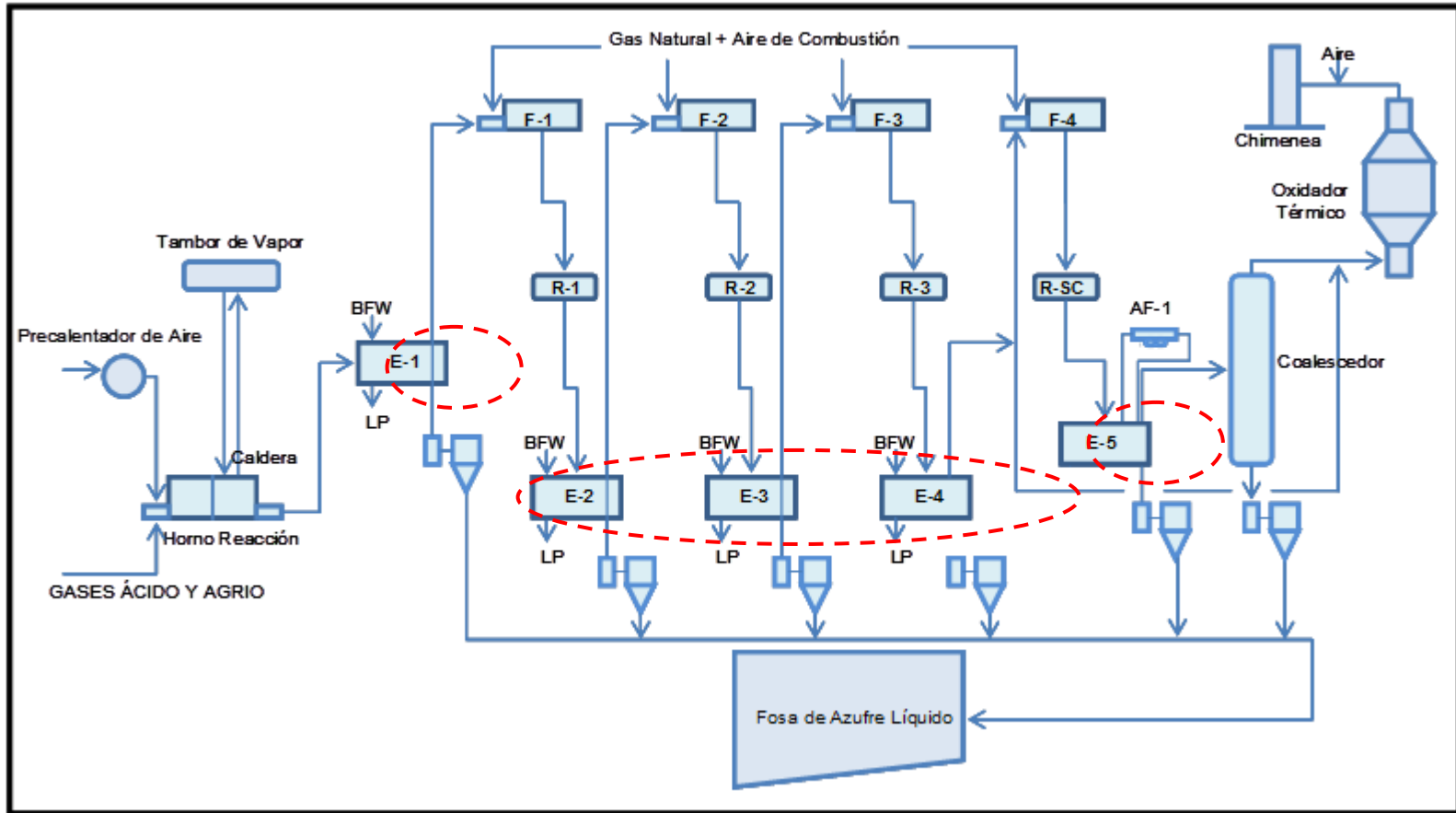


Figura 3.1 Condensadores de la unidad recuperadora de azufre del mejorador de crudo PDVSA Petromonagas (PDVSA Petromonagas, 2000).

Tabla 3.6 Espesores medidos en el lado del haz tubular del condensador nº5

| Nº TML | Ubicación TML | Primera medición | | Medición previa | | Última medición | | Espesor de retiro (mm) |
|--------|-----------------|------------------|------------|-----------------|------------|-----------------|------------|------------------------|
| | | Espesor (mm) | Fecha | Espesor (mm) | Fecha | Espesor (mm) | Fecha | |
| 1.00 | NORTH CHAN-TOP | 20,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 5,00 |
| 2.00 | NORTH CHAN-EAST | 20,00 | 01/08/2001 | 20,40 | 24/05/2004 | 19,72 | 29/04/2009 | 5,00 |
| 3.00 | NORTH CHAN-BOT | 20,00 | 01/08/2001 | 20,20 | 24/05/2004 | 19,48 | 29/04/2009 | 5,00 |
| 4.00 | NORTH CHAN-WEST | 20,00 | 01/08/2001 | 20,94 | 24/05/2004 | 20,12 | 29/04/2009 | 5,00 |
| 21.00 | SOUTH CHAN-TOP | 26,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 5,00 |
| 22.00 | SOUTH CHAN-EAST | 26,00 | 01/08/2001 | 26,50 | 24/05/2004 | 25,61 | 29/04/2009 | 5,00 |
| 23.00 | SOUTH CHAN-BOT | 26,00 | 01/08/2001 | 25,80 | 24/05/2004 | 25,00 | 29/04/2009 | 5,00 |
| 24.00 | SOUTH CHAN-WEST | 26,00 | 01/08/2001 | 26,30 | 24/05/2004 | 25,23 | 29/04/2009 | 5,00 |
| 25.00 | S1C NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 26.00 | S1C NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 27.00 | S2C NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 28.00 | S2C NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 29.00 | N3 NOZZLE-TOP | 6,02 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 3,30 |
| 30.00 | N3 NOZZLE-EAST | 6,02 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 3,30 |
| 31.00 | N3 NOZZLE-BOT | 6,02 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 3,30 |
| 32.00 | N3 NOZZLE-WEST | 6,02 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 3,30 |
| 33.00 | 12 NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 34.00 | 12 NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 35.00 | 13 NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 36.00 | 13 NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 37.00 | S2B NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 38.00 | S2B NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 39.00 | S2A NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 40.00 | S2A NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |

| | | | | | | | | |
|--------|-----------------|-------|------------|-----|-----|-------|------------|-------|
| 41.00 | N2 NOZZLE-NORTH | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 7,87 |
| 42.00 | N2 NOZZLE-EAST | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 7,87 |
| 43.00 | N2 NOZZLE-SOUTH | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 7,87 |
| 44.00 | N2 NOZZLE-WEST | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 7,87 |
| 45.00 | S1B NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 46.00 | S1B NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 47.00 | S1A NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 48.00 | S1A NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 49.00 | N14A NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 50.00 | N14A NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 51.00 | N14B NOZZLE-TOP | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 52.00 | N14B NOZZLE-BOT | 4,55 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 2,29 |
| 93.00 | N1 NOZZLE-TOP | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | 12,39 | 29/04/2009 | 7,87 |
| 94.00 | N1 NOZZLE-EAST | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | 12,70 | 29/04/2009 | 7,87 |
| 95.00 | N1 NOZZLE-BOT | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | 12,38 | 29/04/2009 | 7,87 |
| 96.00 | N1 NOZZLE-WEST | 13,00 | 01/08/2001 | N/A | N/A | 12,50 | 29/04/2009 | 7,87 |
| 97.00 | N11 NOZZLE-TOP | 15,88 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 12,70 |
| 98.00 | N11 NOZZLE-EAST | 15,88 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 12,70 |
| 99.00 | N11 NOZZLE-BOT | 15,88 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 12,70 |
| 100.00 | N11 NOZZLE-WEST | 15,88 | 01/08/2001 | N/A | N/A | N/A | N/A | 12,70 |

Conocidos dichos espesores, se procedió a calcular una velocidad de corrosión a corto plazo (la cual comprende las dos mediciones de espesores tomadas en fechas más próximas) y una velocidad de corrosión a largo plazo (con las mediciones de espesor inicial y última tomada); no todos los condensadores de azufre presentan dos mediciones a parte de la inicial, por lo que sólo se calculó la velocidad de corrosión a largo plazo. Existen casos en los que el valor de espesor inicial es inferior a las mediciones posteriores, por lo que en esos casos se toman las mediciones posteriores para calcular la velocidad de corrosión a corto plazo.

Para cuantificar el espesor remanente es necesario conocer el espesor de retiro, dicho espesor se encuentra tabulado en el programa Ultrapipe. Finalmente, la vida útil de los condensadores de azufre del tren "I" se obtuvo con los valores de espesor remanente y la mayor velocidad de corrosión obtenida.

3.2.3.1 Cálculo de la velocidad de corrosión

Para demostrar el procedimiento de cálculo de la velocidad de corrosión a corto y largo plazo se emplearán los datos de la tabla 3.6, correspondiente al lado del haz tubular del condensador nº5, en vista de que no todos los condensadores presentan una medición inicial y dos posteriores. En este sentido, la ecuación 2.5 fue empleada para conocer la velocidad de corrosión a largo plazo:

$$V_c (LT) = \frac{t_{inicial} - t_{actual}}{tiempo (años)} \quad (E \quad c. 2.5)$$

Se emplearon los valores de la tabla 3.6 que representan al TML nº2 para su cuantificación y se obtuvo:

$$V_c (LT) = \frac{(20,00 - 19,72)mm}{7,6 \text{ años}}$$

$$V_c (LT) = 0,038 \text{ mm/año}$$

Para el cálculo de la velocidad de corrosión a corto plazo se empleó la ecuación 2.6:

$$V_c (CT) = \frac{t_{previo} - t_{actual}}{\text{tiempo (años)}} \quad (E \text{ c. 2.6})$$

Al sustituir los valores correspondientes al TML nº2 de acuerdo a la tabla 3.6 se obtiene lo siguiente:

$$V_c (CT) = \frac{(20,40 - 19,72)mm}{4,9 \text{ años}}$$

$$V_c (CT) = 0,138 \text{ mm/año}$$

De esta manera se determinaron los valores de velocidad de corrosión a largo plazo y a corto plazo para cada una de los TML de los condensadores nº1, nº2, nº3, nº4 y nº5 de la unidad recuperadora de azufre, reportándose estos resultados en las tablas desde la C.10 hasta la C.19, recordando que para cada condensador se tabuló el lado de la coraza y el lado del haz tubular.

3.2.3.2 Cálculo del espesor remanente

La determinación del espesor remanente de cada punto de medición de espesor viene expresada por la ecuación 2.7:

$$t_{remanente} = t_{actual} - t_{retiro} \quad (E \text{ c. 2.7})$$

Siguiendo el ejemplo correspondiente al TML nº2 de la tabla 3.6, al sustituir último espesor medido y el espesor de retiro (arrojado por el sistema Ultrapipe) se obtiene:

$$t_{\text{remanente}} = 19,72 \text{ mm} - 5,00 \text{ mm}$$

$$t_{\text{remanente}} = 14,72 \text{ mm}$$

Análogamente, se realizaron los cálculos para cada TML de los condensadores de la unidad recuperadora de azufre y se reportaron en las tablas desde la C.10 hasta la C.19.

3.2.3.3 Cálculo de la vida útil de los condensadores de azufre

Se empleó la ecuación 2.8 para conocer la vida remanente de cada condensador de azufre, como sigue:

$$T_{vr} = \frac{t_{\text{actual}} - t_{\text{retiro}}}{V_c} \quad \text{(E c. 2.8)}$$

Al observar la ecuación 2.8 se aprecia que su numerador representa el espesor remanente. De la tabla C.10, que representa el lado de la coraza del condensador nº1 se obtienen los valores a sustituir en la ecuación anterior, a continuación se obtiene:

$$T_{vr} = \frac{3,99 \text{ mm}}{0,112 \text{ mm/año}}$$

$$T_{vr} = 35,6 \text{ años}$$

Para la determinación de la vida útil se emplean los valores más críticos de espesor remanente y velocidad de corrosión, es decir, el menor valor de los espesores remanente obtenidos para cada TML, sea lado coraza o lado tubo, y la mayor velocidad de corrosión obtenida en esos casos. De acuerdo

a la metodología anterior, se calcularon los demás valores de vida útil de los condensadores y se expresaron en la tabla 4.10.

3.3 Determinación de las causas raíz de las fallas presentadas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre mediante la herramienta del Análisis Causa Raíz

En el análisis de las condiciones operacionales, se identificaron las fallas ocurridas en la unidad recuperadora de azufre (tren “I”), por lo que en esta etapa se elaboraron entrevistas al personal de Consola 2 de la empresa, el cual estuvo conformado por ingenieros de procesos, de corrosión, personal de inspección y operadores. La finalidad de dichas entrevistas fue la familiarización de las fallas de los equipos y sus posibles modos de ocurrencia. El formato de dicha entrevista se muestra en el anexo D.

Seguidamente se elaboró un árbol lógico de fallas para determinar las causas raíz de los problemas frecuentes de los condensadores de azufre. Este árbol se seccionó por categorías, para así conocer si las fallas son debidas a las variables del proceso o por problemas relacionados con el diseño, el mantenimiento e inspección que se les realiza o por la ejecución de los procedimientos de arranque y parada de la unidad.

Para cada una de estas categorías se sugirieron las hipótesis que guardan relación con las fallas de los condensadores, y para cada hipótesis sus modos de ocurrencia. En las figuras 3.2 hasta la 3.7 se reflejan el árbol construido.



Figura 3.2 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz

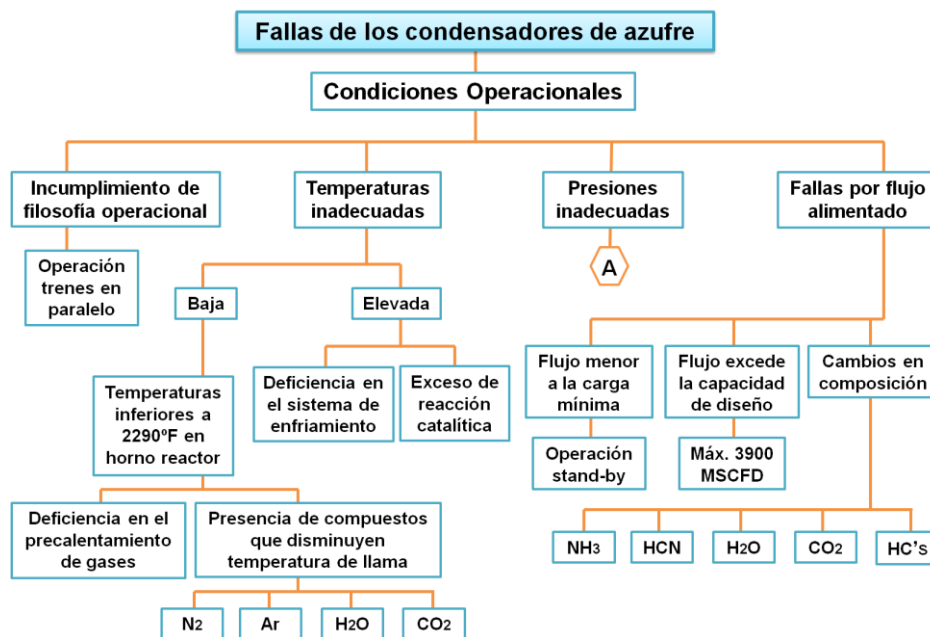


Figura 3.3 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales

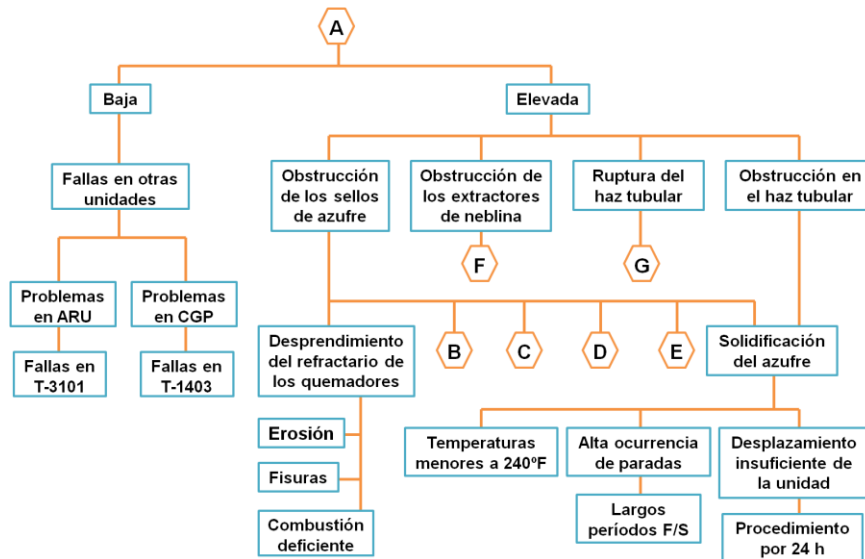


Figura 3.4 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales, sección A

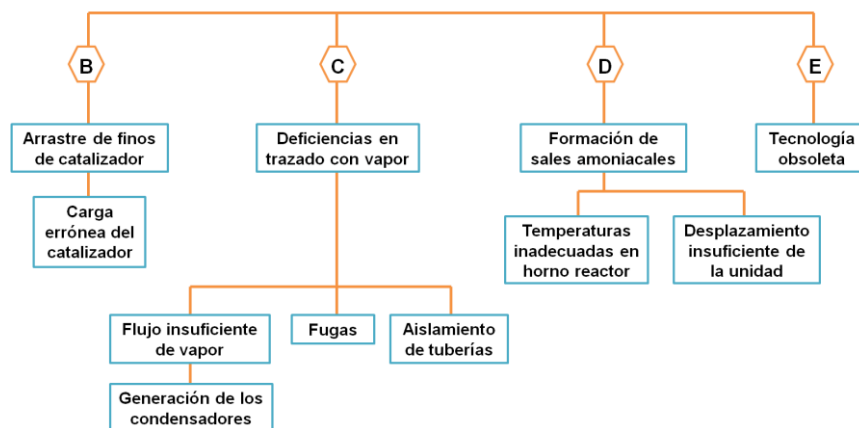


Figura 3.5 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales, secciones B, C, D y E

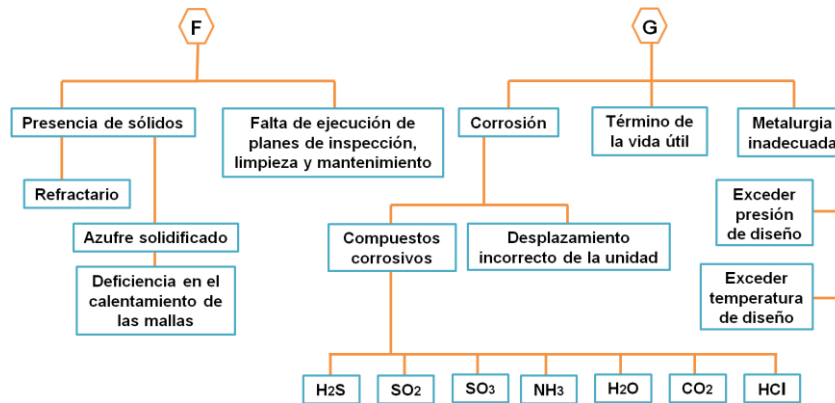


Figura 3.6 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría condiciones operacionales, secciones F y G

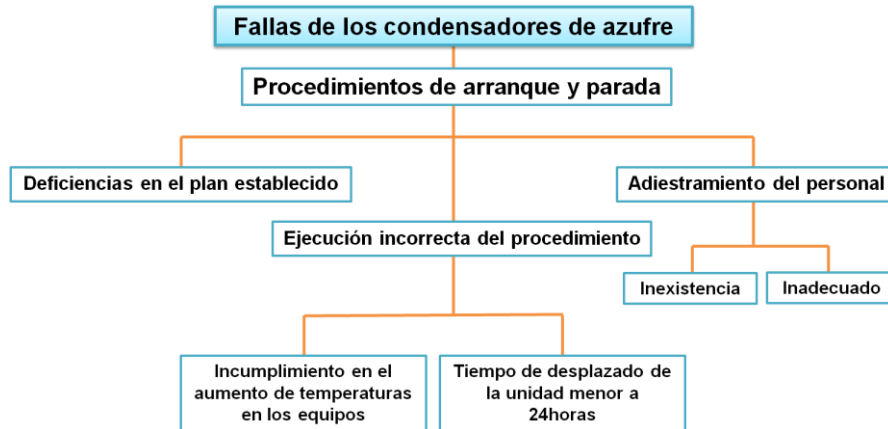


Figura 3.7 Árbol de fallas elaborado para la ejecución del análisis causa raíz, categoría procedimientos de arranque y parada

Mediante la revisión de reportes operacionales, reportes técnicos, reportes diarios, material bibliográfico y la ayuda del personal de ingeniería de procesos, se establecieron las causas raíz de los condensadores del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre.

3.4 Propuesta de acciones que disminuyan la tasa de ocurrencia de fallas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

En base a los resultados obtenidos del análisis causa raíz aplicado a los condensadores de azufre, se formularon catorce propuestas que permitan garantizar la operación confiable de los equipos y minimizar la ocurrencia de fallas. Se elaboró un recuadro con la causa raíz identificada y la acción a ejecutar para su mitigación, las cuales son presentadas y analizadas en el capítulo IV. Las acciones que se proponen para solventar las fallas de los equipos están basadas en la información plasmada en el manual de variables operacionales y resolución de problemas de la unidad recuperadora de azufre de PDVSA Petromonagas, así como del manual del seminario de recuperación de azufre de Sulphur Experts. En base al estudio de las bibliografías citadas anteriormente y a las condiciones del proceso de recuperación de azufre, en el capítulo IV se discute la factibilidad de la ejecución de las propuestas formuladas.

CAPÍTULO IV

ANÁLISIS DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1. Análisis de las condiciones operacionales del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre durante arranques, operación normal y paradas

4.1.1 Operación normal

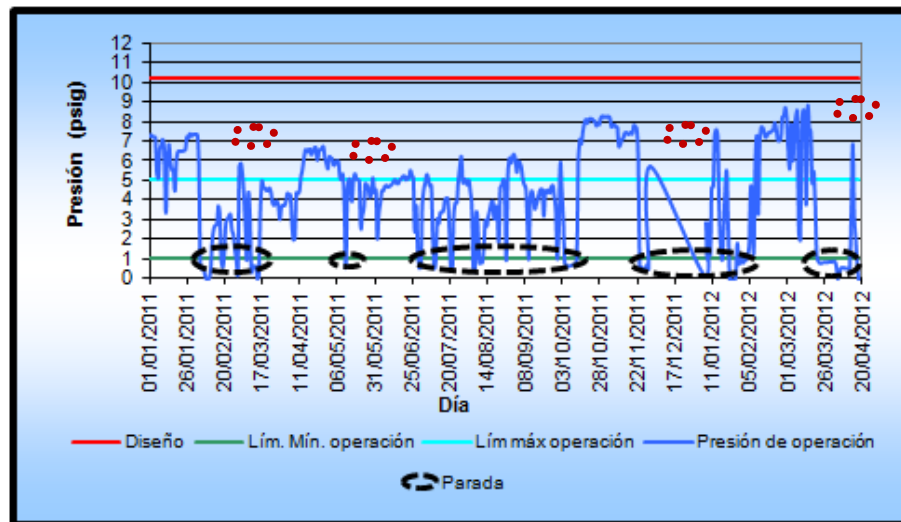


Figura 4.1 Presión en el quemador del horno de reacción

En la figura 4.1 se aprecia la presión del aire del combustión que sale del precalentador de aire de combustión, la cual es una medida de la presión del quemador del horno de reacción; en ella se observa que la presión obtenida se encuentra, en su mayoría, por encima del límite máximo de operación, lo que desfavorece el desempeño de los quemadores en línea aguas arriba de este equipo. Al obtenerse mayores presiones se alcanzan

temperaturas más elevadas, las cuales son requeridas para alcanzar la temperatura adecuada en el horno de reacción para la destrucción de amoniaco, hidrocarburos y cianuro de hidrógeno presentes en la alimentación.

Por lo general, cuando existe alguna obstrucción en algún equipo o tubería de la unidad, se observa un aumento progresivo de presión en el aire de combustión. En este sentido, se puede apreciar en la figura anterior, que las paradas de la unidad corresponden a un período previo de incremento de la presión del aire hacia el horno de reacción, señalados en la figura con una elipse punteada de color rojo.

El rango de operación está denotado por el límite mínimo y máximo, y representa el rango típico de operación obtenido a través de un histórico del sistema de información en tiempo real del PI Process Book, y corresponde al año en que inició el arranque de la planta, aproximadamente en el año 2001.

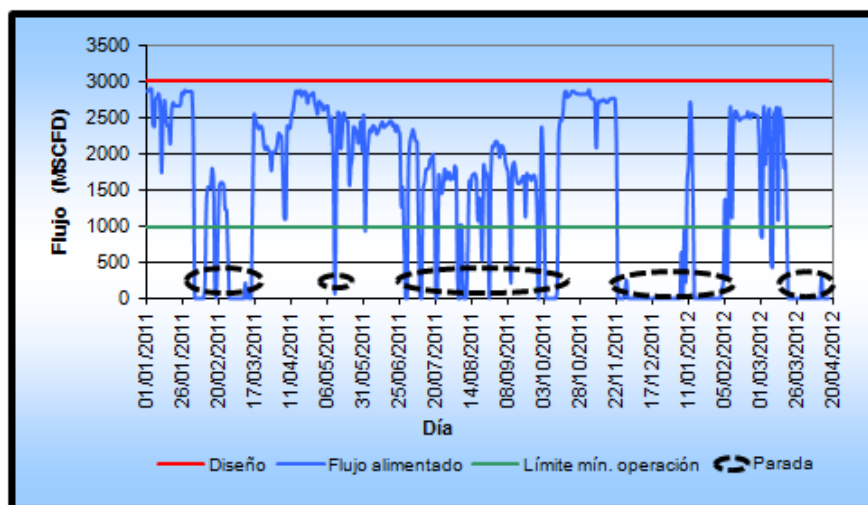


Figura 4.2 Flujo de gas ácido alimentado a la unidad recuperadora de azufre

En la gráfica 4.2 se observa la alimentación de gas ácido al tren “I” de la unidad recuperadora de azufre, el gas ácido es la alimentación principal de esta unidad, por lo que representa una medida de las veces que la planta operó para producir azufre y durante la ausencia de este gas, representa una parada de la unidad o un período de operación en caliente (stand by) sí se suministró gas natural a la unidad. Para el período en estudio, los eventos donde no se alimentó gas ácido suman 19 veces, de acuerdo a la tabla 3.1. Se aprecia que la alimentación de gas ácido es fluctuante para la época de estudio y que en ninguna ocasión sobrepasó la condición de diseño, lo que garantiza una operación segura de la unidad.

El flujo de diseño de gas ácido es de 3000 MSCFD (miles de pies cúbicos estándar por día) y las condiciones de carga mínima de este gas es del 20%, lo que representa una alimentación de 600 MSCFD. En la figura 4.2 se aprecia que durante la operación normal de la unidad no existen días alimentados con menos de la carga mínima.

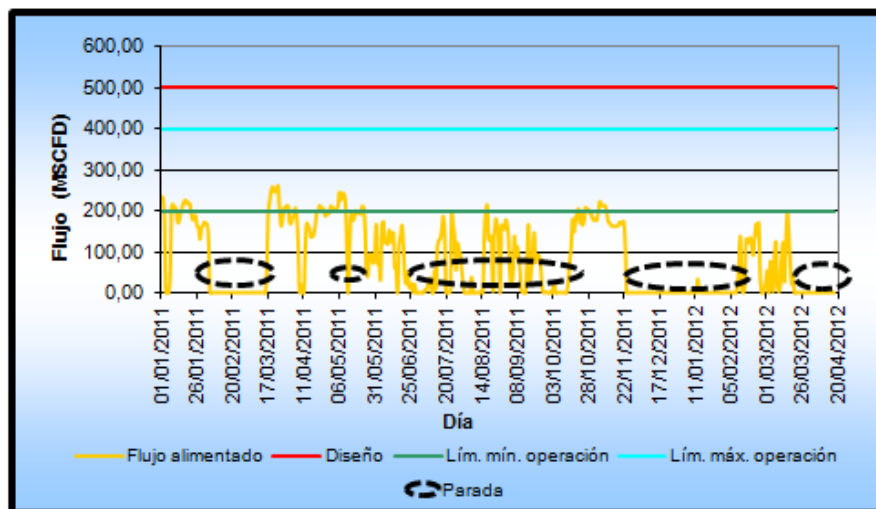


Figura 4.3 Flujo de gas ácido alimentado a la unidad recuperadora de azufre

El gas agrio es también alimentación a la unidad SRU, sin embargo, no es la principal. El gas agrio contiene principalmente amoníaco, cianuro de hidrógeno e hidrocarburos, que son perjudiciales para la operación de la planta, por lo cual deben destruirse en el horno de reacción térmica. En la figura 4.3 se observa que este flujo jamás excedió la condición de diseño, y que en muy pocas circunstancias el flujo de gas agrio se encontró en el rango de operación, muy cercano al valor mínimo de operación. También se aprecia que entre finales de enero y mediados del mes de marzo del año 2011, así como entre finales de noviembre del año 2011 e inicio del mes de febrero del año 2012 no se alimentó este gas a la unidad.

Desde finales del mes de marzo del año 2012 hasta la fecha en la que la unidad se colocó totalmente fuera de servicio tampoco se suministró gas agrio a la unidad SRU. Cuando la unidad no procesa gas agrio, no se tiene una elevada concentración de amoníaco ni de hidrocarburos en el gas de alimentación, ya que él es el responsable de la mayor cantidad de amoníaco, hidrocarburos y de cianuro de hidrógeno en la alimentación. No obstante, si el gas ácido alimentado contiene amoníaco es necesario alcanzar los 2290°F de temperatura en el horno de reacción para su destrucción y así evitar problemas de corrosión y de obstrucción por sales de amonio aguas abajo del horno principal.

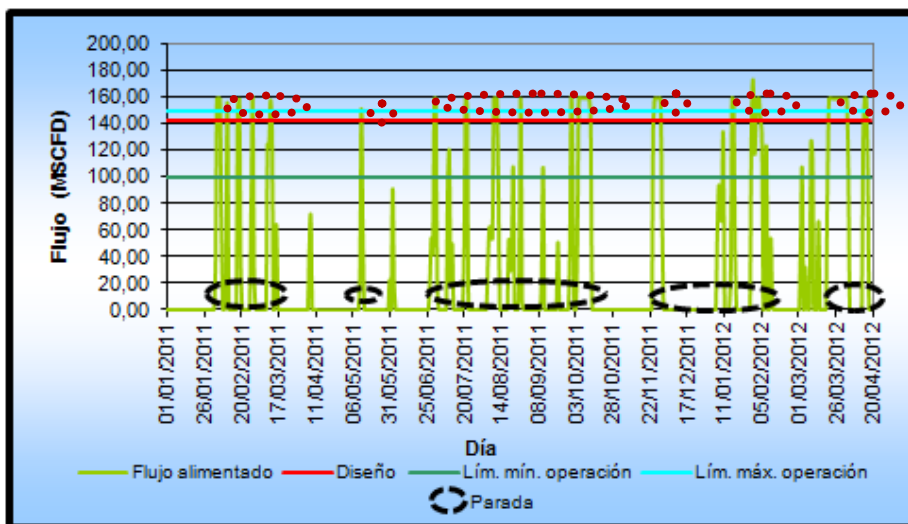


Figura 4.4 Flujo de gas natural alimentado a la unidad recuperadora de azufre

La alimentación de gas natural a la unidad SRU, específicamente al horno de reacción, es de suma importancia para la operación de ésta. En la gráfica 4.4 se observa una gran cantidad de días en los que se alimentó dicho gas. La alimentación de gas natural a la planta puede representar: operación en caliente (stand by), arranques o paradas de la unidad, y en ciertas circunstancias, se alimenta para compensar la deficiencia de flujo a la unidad. La operación en caliente se realiza para evitar el enfriamiento de la unidad, lo que ocasionaría la condensación del vapor de azufre en líneas y equipos del proceso, hecho perjudicial para la planta ya que origina problemas de obstrucción en tubos de los intercambiadores de calor y de los sellos de azufre.

Cuando se opera en modalidad stand by, se debe evitar operar con gas natural durante largo período, ya que se favorece la formación de hollín en los lechos de los catalizadores de los reactores Claus. La formación de carbón se produce por la relación ligeramente sub-estequiométrica a la cual

trabajan los quemadores en línea de la unidad. En la figura anterior se aprecia que, en ciertas circunstancias, el flujo alimentado de gas natural sobrepasó la especificación de diseño y el valor máximo de operación (señalados con elipses punteadas de color rojo); además, a principios del mes de marzo del año 2012 se suministró gas natural para la operación normal de la unidad. De acuerdo a la tabla 3.1, existen eventos donde se operó con gas natural por más de 5 días, así que es posible la formación de hollín en la unidad.

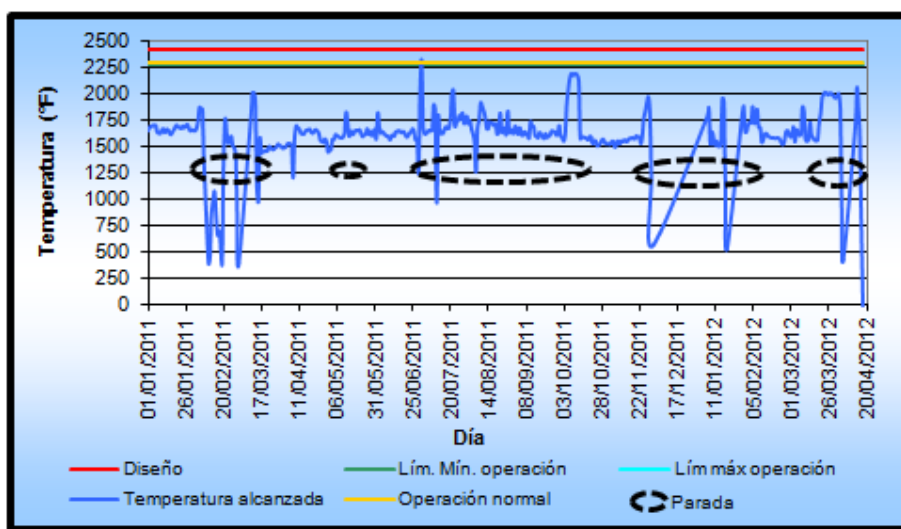


Figura 4.5 Temperatura del gas de proceso a la salida del horno de reacción

La figura 4.5 muestra las temperaturas obtenidas en la salida del horno de reacción principal. Se aprecia que ésta temperatura, para la totalidad del período de operación normal, se mantuvo por debajo del valor del rango de operación. Cabe destacar, que para la destrucción de amoníaco, hidrocarburos y cianuro de hidrógeno se requiere una temperatura mínima de 2290°F. Para el período entre finales de enero del año 2011 y mediados de marzo del mismo año, se observan bajas temperaturas del gas de proceso a

la salida del horno, lo que es resultado de las fluctuaciones del gas ácido alimentado debido a los días fuera de servicio de la unidad, por lo que se suministró gas natural para evitar el enfriamiento de la planta y posteriores problemas por solidificación de azufre.

Entre finales de junio y principios de octubre del año 2011, existieron diversos períodos de perturbaciones de la unidad, colocándola en operación stand by y en ocasiones se suministró tanto gas ácido como agrio y natural; se observa que para ese período la temperatura alcanzada es mayor a las del evento de enero y febrero. Esto debido a que en esa época se suministró gas agrio.

Por otra parte, se observa desviaciones a finales de noviembre del año 2011 y a finales de marzo del año 2012. La pendiente ascendente reflejada en ese período es resultado de la falta de data operacional. De igual manera, se presentan pendientes descendentes y ascendentes entre marzo y abril del 2012 ya que se registraron inconvenientes con el sistema de información en tiempo real PI Process Book para esos días.

Las temperaturas insuficientes en el horno pueden originar conversión incompleta de amoniaco, originando obstrucción con sales de amonio en las partes más frías de la unidad de azufre, como lo son las salidas de los condensadores de azufre. La presencia de amoniaco en la corriente de gas de proceso puede ocasionar productos de corrosión. Las bajas temperaturas alcanzadas en el horno de reacción también pueden deberse a la presencia de nitrógeno, dióxido de carbono, agua y argón en el gas de alimentación.

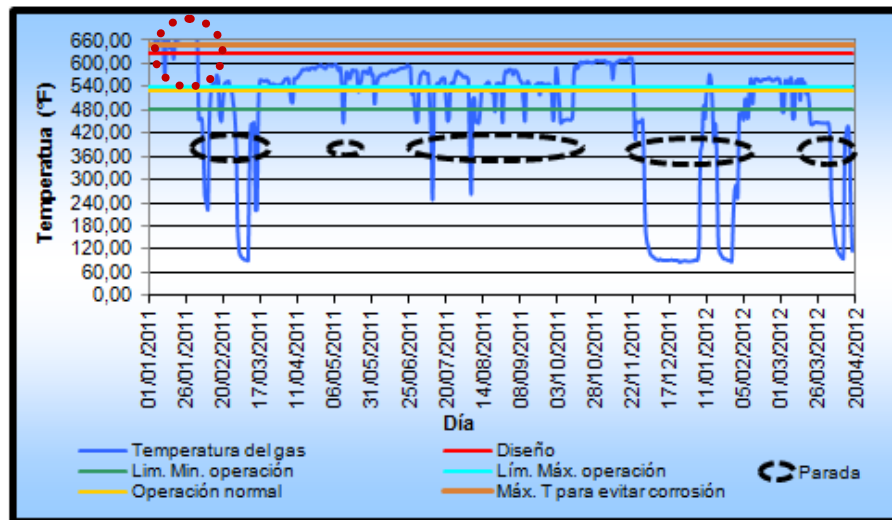


Figura 4.6 Temperatura del gas de proceso que sale de la caldera de vapor

En la figura 4.6 se encuentran reflejados los valores de temperaturas alcanzados por el gas de proceso a la salida de la caldera de vapor. En ella se observan diversas desviaciones, que son resultados de las fluctuaciones en la alimentación de gas ácido y gas agrio a la unidad recuperadora de azufre, debidas a las recurrentes paradas y operaciones en modo caliente. Para finales de enero del año 2011 y mediados del mes de marzo del mismo año, la desviación es resultado de las bajas temperaturas alcanzadas en el horno de reacción principal, lo que a su vez es consecuencia de la deficiente alimentación de gases ácido y agrio al quemador del horno.

Se puede considerar, que excepto para los períodos de evidentes desviaciones, la temperatura se encuentra cercana al valor de operación normal y de diseño, sin embargo, en el inicio del año 2011, período señalado por un círculo punteado de color rojo, se aprecia que la temperatura alcanzó el límite para evitar problemas de corrosión en la unidad, ya que el sulfuro de

hidrógeno ataca severamente al acero al carbono, acero inoxidable y otras aleaciones a temperaturas mayores de 650°F.

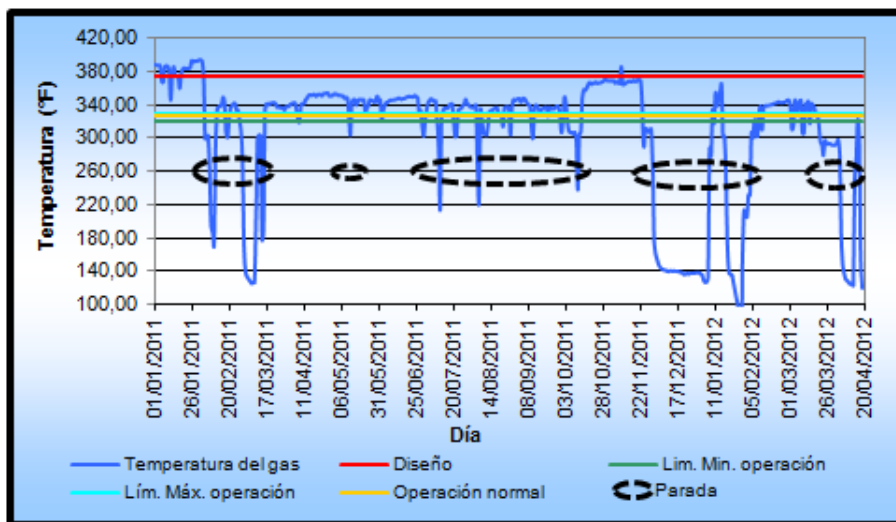


Figura 4.7 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador n°1

La figura 4.7 representa la temperatura del gas de proceso que se dirige del primer condensador al primer quemador en línea de la unidad SRU. Es importante este condensador, ya que en él se produce la primera recuperación de azufre elemental. Al inicio del año del 2011 se aprecia que la temperatura alcanzada sobrepasa la condición de diseño, esto se debe a la alta temperatura a la salida de la caldera aguas arriba. Nuevamente, las desviaciones presentes en la gráfica se deben a las fluctuaciones en la alimentación de gas ácido y gas agrio a la unidad de recuperación de azufre, considerando los períodos de parada de dicha planta. Para la operación normal de la unidad, el condensador n°1 operó bajo condiciones normales.

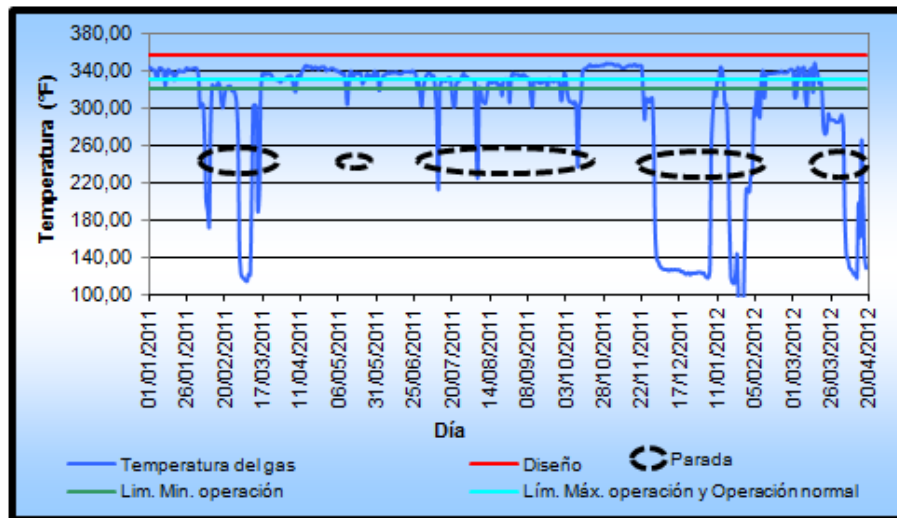


Figura 4.8 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador n°2

La temperatura del gas de proceso a la salida del segundo condensador se refleja en la figura 4.8. Del mismo modo que en la gráfica anterior, las desviaciones son productos de las deficiencias en la alimentación de gases a la unidad. También se aprecia, que para los períodos de operación normal, las temperaturas son similares y cercanas al valor de operación normal, lo que conduce a que el condensador opera bajo los requerimientos operacionales y de forma segura.

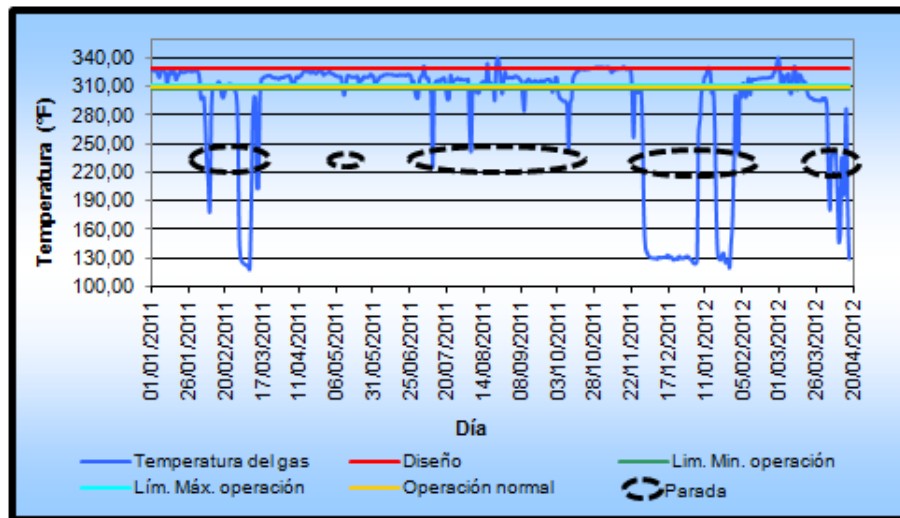


Figura 4.9 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador n°3

El comportamiento de la temperatura del gas de proceso en la salida del condensador número 3 lo expresa la figura 4.9, la cual, al igual que las dos gráficas anteriores, presenta desviaciones debido a las consecutivas paradas de la unidad y deficiencias en la carga de la alimentación a la misma. Su operación normal comprende valores de temperaturas dentro del rango de operación.

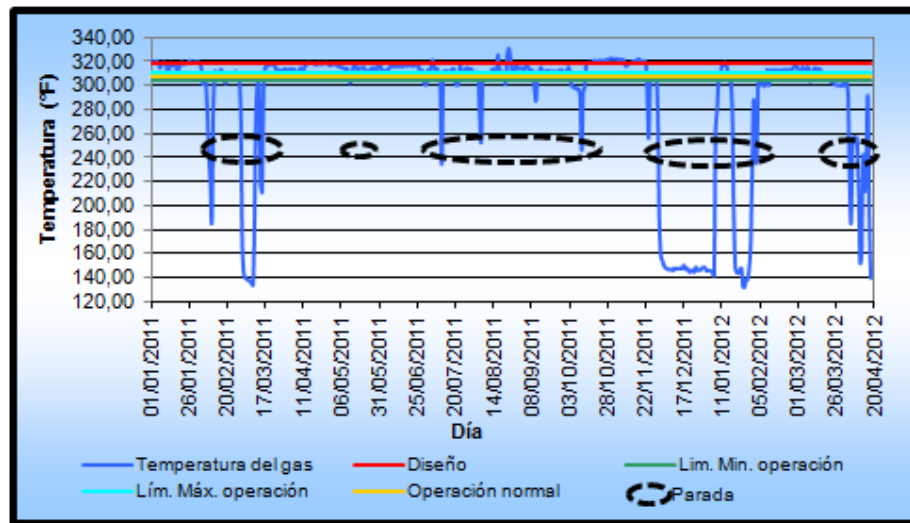


Figura 4.10 Temperatura del gas de proceso a la salida del condensador n°4

En la figura 4.10 se observa la temperatura del gas de proceso a la salida del condensador número 4 para el período en estudio, presentando fluctuaciones en los períodos de parada de la unidad y alimentación deficiente, tal como se ha indicado en gráficos anteriores. Para la época de operación normal, los valores alcanzados de temperatura satisfacen las condiciones del rango de operación.

Al observar las condiciones de temperatura de los condensadores descritos anteriormente, se puede apreciar que se tienen temperaturas por debajo de la temperatura de solidificación del azufre durante los períodos de perturbaciones en la unidad. Cuando se presentan estas condiciones, por prolongados tiempos fuera de servicio, se genera obstrucción en el haz tubular de los condensadores, en las tuberías hacia los sellos de azufre y hacia la fosa.

El quinto condensador que conforma la unidad recuperadora de azufre pertenece a la etapa Superclaus del proceso, y en este trabajo no se discutió su funcionalidad puesto que para la época de estudio esta etapa se encontró desviada. Es decir, la unidad funcionó bajo la modalidad Claus únicamente.

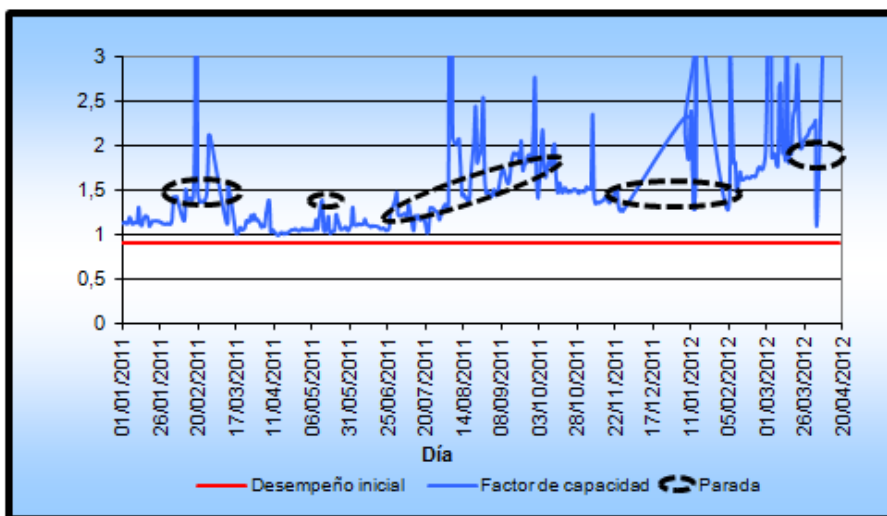


Figura 4.11 Factor de capacidad de la unidad recuperadora de azufre

La figura 4.11 muestra el comportamiento del factor de capacidad de la unidad recuperadora de azufre, parámetro importante que refleja los cambios de presión de la planta, ya que antes de ocurrir obstrucciones se observa incrementos en este factor. El factor de capacidad de la unidad recuperadora de azufre, en los primeros años de operación, oscilaba entre 0,9 y 1. Se quiere que este factor se encuentre, en la medida de lo posible, muy cercano al valor inicial, ya que garantiza un buen desempeño de la unidad. Al contrario, en la medida que se aleje de la unidad representa un mal desempeño.

En concordancia con la tabla 3.1 y con las figuras discutidas previamente, se puede apreciar que los períodos de alto factor de capacidad,

se corresponden con las fechas de perturbaciones en la alimentación y fuera de servicio de la planta. Se hace notar que después del período entre enero y marzo del 2011, el factor de capacidad se mantuvo relativamente similar al que presentó antes de las perturbaciones. Sin embargo se observa que para finales de junio del 2011, esta variable aumentó significativamente respecto al valor de inicio del año 2011.

La parada prolongada de la unidad entre noviembre 2011 y enero 2012 refleja un comportamiento anómalo de este factor y es debido a que el sistema de información en tiempo real PI Process Book no registró valores para todos los días de ese período, sin embargo, estos valores no son confiables ya que la planta se encontraba fuera de servicio. Luego del arranque de la unidad en enero de 2012 se aprecia que el factor de capacidad presentó una tendencia ascendente, y al no poder normalizar la operación del tren, ocasionó su parada definitiva. Por lo que se realizaron los procedimientos pertinentes para colocar en servicio el tren "II" de la unidad recuperadora de azufre y así evitar las emisiones a la atmósfera.

Las constantes paradas de la unidad que ocasionan bajas temperaturas en los condensadores, permiten que el azufre se solidifique en tubos de los intercambiadores y en sellos de azufre, obstruyendo el paso del fluido y generando elevadas presiones en la unidad. Además, la combustión incompleta del amoniaco en el horno de reacción también permite la formación de sales de amonio (producto del amoniaco y sulfuro de hidrógeno) en las partes más frías de la unidad, como lo son la salida de los condensadores. Todas estas obstrucciones generaran incremento en el factor de capacidad.

4.1.2 Procedimiento de arranque y parada

a) Período Febrero-Marzo 2011

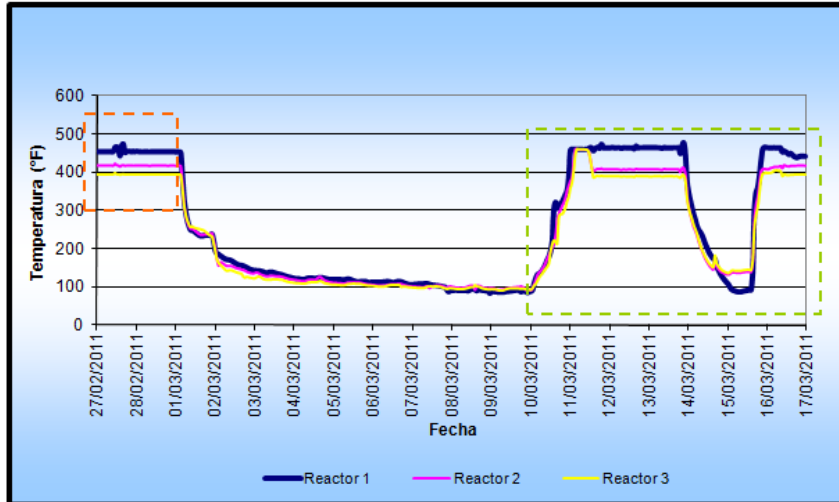


Figura 4.12 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Febrero-Marzo 2011

En la figura 4.12 se puede apreciar que para el período de parada de la unidad recuperadora de azufre (señalado por el recuadro color naranja), la temperatura del gas de entrada al reactor n°1 aumenta ligeramente al igual que para los reactores n°2 y n°3. Seguidamente se observa un tiempo de temperaturas constantes, y luego disminuyen. Estas acciones se corresponden con el procedimiento de parada. Sin embargo se observa que no se alcanzan temperaturas de 570°F en los lechos de los reactores, como lo estipula el procedimiento. Este aumento de temperaturas es esencial para lograr que el azufre absorbido en los poros del catalizador se evapore, a manera de evitar perder la actividad del mismo.

El período que no está encerrado en ningún recuadro representa el enfriamiento natural de la unidad recuperadora de azufre, por lo que es el período fuera de servicio. Aunque se observan valores de temperaturas, aún cuando no hay suministro de gas de alimentación, estas temperaturas son resultados del entorno que existe en los reactores. Aproximadamente, el 10 de Marzo de 2011 se inician las operaciones para el arranque de la unidad, se observa el aumento gradual de temperaturas alcanzadas por el gas de entrada a los reactores de la etapa Claus. El procedimiento de arranque establece que se alcancen 250°F de temperaturas y esta condición permanezca por 24 horas, y seguidamente el aumento debe realizarse hasta 570°, condición que no se logró, ya que se observan temperaturas inferiores a 500°F.

Existe una disminución significativa de las temperaturas debido a fallas en el suministro de gas ácido y de gas natural al horno de reacción, hecho ocurrido el 14 de Marzo. El 15 de ese mes fue restituido el suministro de gas natural y aire de combustión al horno. Estos flujos pueden apreciarse en la figura 4.13.

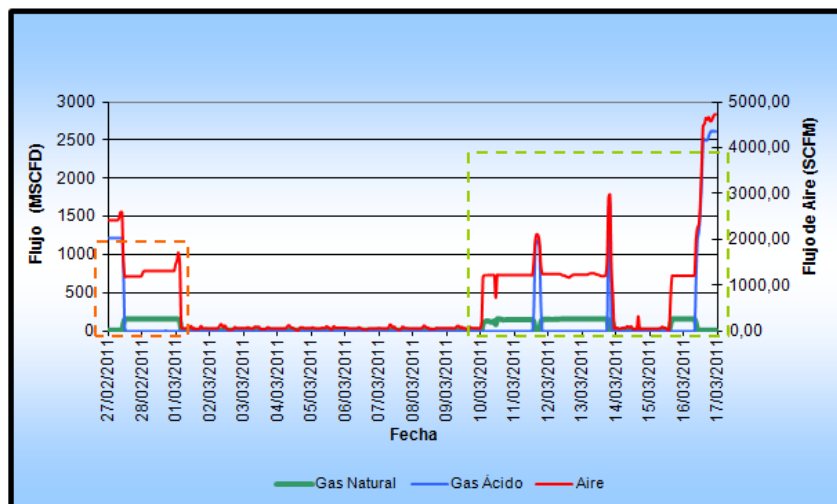


Figura 4.13 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Febrero-Marzo 2011

En la figura 4.13 se aprecia, al inicio de ésta, que existía un flujo de gas ácido acompañado de aire de combustión, seguidamente se aprecia que se suspendió el flujo de gas ácido y se empezó el suministro de gas natural. También se aprecia que al momento de detener el flujo de gas natural, el suministro del aire de combustión se incrementó, garantizando aire en exceso. Estas acciones se corresponden al procedimiento de parada de la unidad.

Para el arranque, se observa el suministro de gas natural conjuntamente con el aire de combustión, a modo de adecuar las temperaturas en la unidad y empezar el suministro de gas ácido. En la figura se aprecia que se inició el suministro de gas ácido y luego se suspendió, por lo que la unidad siguió operando en modalidad stand by (a gas natural). Nuevamente, se suministra y se suspende el flujo gas ácido, pero esta vez no se alimenta gas natural. Finalmente, se pudo mantener la carga de gas ácido para el 15 de Marzo y con ello la puesta en servicio de la planta.

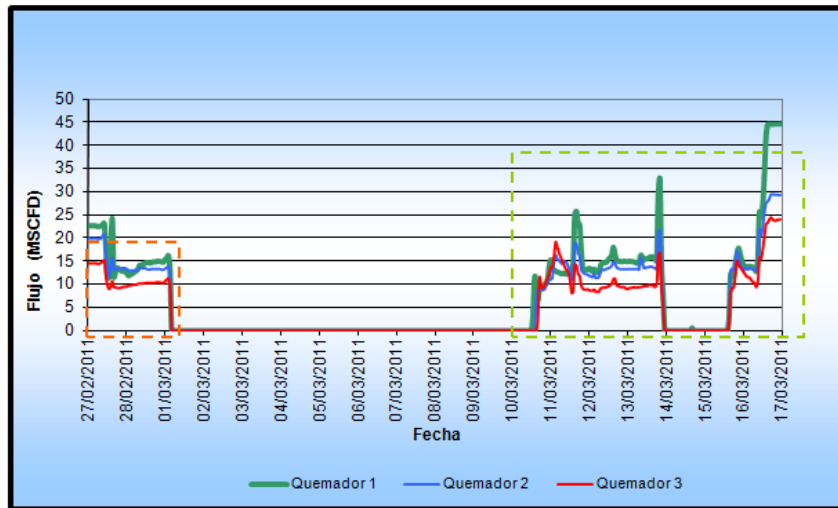


Figura 4.14 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Febrero-Marzo 2011

La figura 4.14 muestra que el suministro de gas natural a los quemadores se detuvo al momento de detener el suministro de gas natural en el horno de reacción. También se aprecia que se empezó el suministro de gas natural a los quemadores para su arranque, y que existe ausencia de flujo en el mismo lapso que en la gráfica anterior.

De acuerdo a lo explicado anteriormente, se pueden emplear las tablas 3.4 y 3.5 para resumir la ejecución de los procedimientos de parada y arranque llevados a cabo en el período comprendido entre los meses Febrero y Marzo del año 2011, respectivamente.

Tabla 4.1 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Febrero-Marzo del año 2011

| Preparación del catalizador | |
|---|-----------|
| Incrementar temperatura de lechos catalíticos (25-55°F) | Si |
| Bloqueo de gas ácido | |
| Poner en servicio flujo gas natural hacia el quemador | Si |

| | |
|--|-----------|
| principal | |
| Bloquear el flujo de gas ácido | Si |
| Remoción de azufre | |
| Lechos catalíticos a 570-660°F | No |
| Detener suministro de gas natural en quemadores en línea | Si |
| Enfriar lechos catalíticos hasta 390°F | No |
| Introducir aire en exceso | Si |
| Detener suministro de gas natural en quemador principal | Si |
| Enfriar la unidad con aire | No |

Tabla 4.2 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Febrero-Marzo del año 2011

| Acción | Ejecución |
|--|-----------|
| Poner en servicio flujo de gas natural | Si |
| Temperatura de reactores en 250°F por 24h | No |
| Temperatura de reactores en 570°F | No |
| Ajustar temperaturas: 1er Reactor a 570°F, 2do y 3er Reactor a 480°F | No |
| Introducir flujo gas ácido mayor a 750 MSCFD | Si |
| Aumentar gas ácido a valor normal de operación o disponible | Si |

b) Período Noviembre 2011-Enero 2012

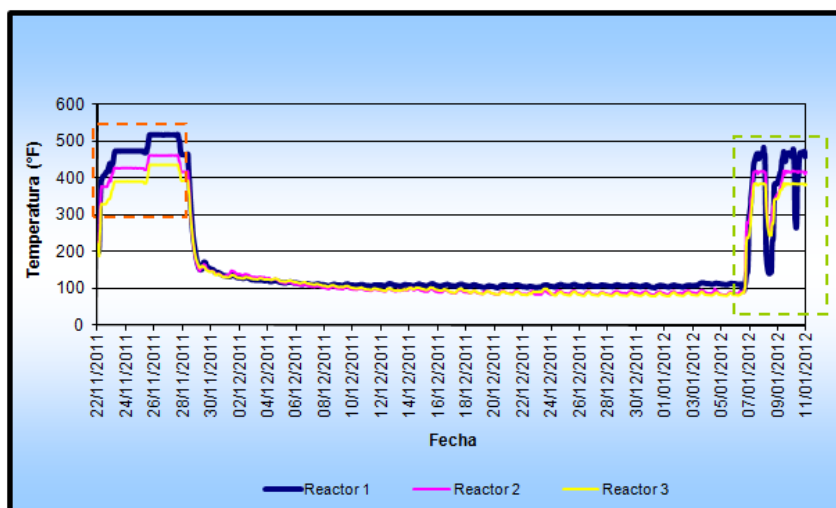


Figura 4.15 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Noviembre 2011-Enero 2012

El procedimiento de parada de la unidad SRU para el período Noviembre 2011- Enero 2012 se expresa en la figura 4.15, así como el arranque de la misma. En la figura se observa los aumentos graduales de temperatura del gas de entrada a los reactores Claus; en el reactor la temperatura supera los 500°F sin embargo, no se alcanzan 570°F en ninguno de los reactores. Luego se aprecia el enfriamiento natural que sufre la unidad por encontrarse fuera de servicio.

Para el arranque, se aprecia que las temperaturas alcanzaron valores superiores a los 250°F pero no lograron los 570° que establece el procedimiento. El procedimiento establece mantener los reactores a 250°F por 24 horas y luego a 570°F, hechos que no se cumplen en este período.

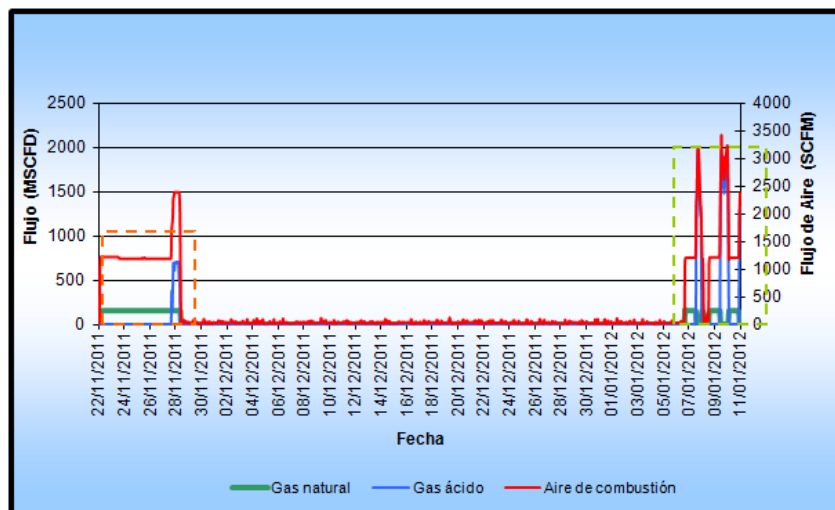


Figura 4.16 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Noviembre 2011-Enero 2012

La disminución de la temperatura de los gases de entrada a los reactores corresponde con el momento donde se detuvo el suministro de gas ácido, gas natural y aire. No se aprecia suministro de aire en exceso a la unidad para el desplazado de la misma. En el momento del arranque, se observan las fluctuaciones en la alimentación de gas ácido.

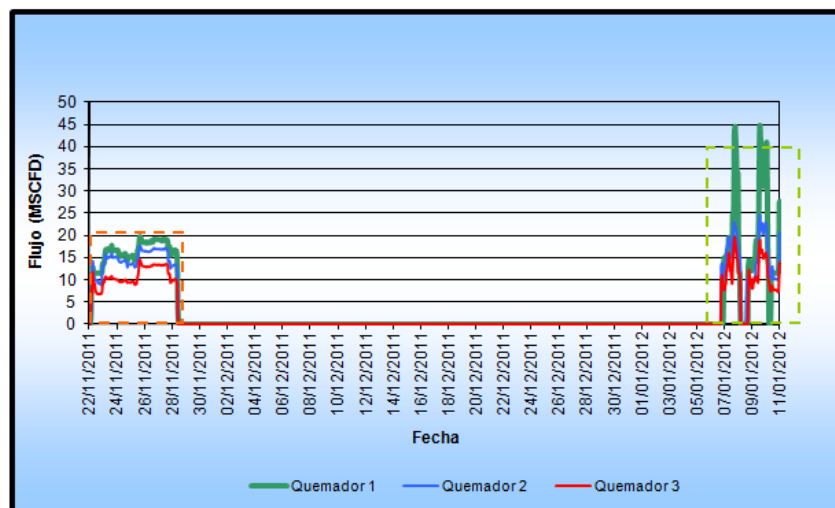


Figura 4.17 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Noviembre 2011- Enero 2012

La figura 4.17 muestra el gas natural que se suministró a los quemadores en línea, y en ella se observa que se detuvo la alimentación a dichos equipos cuando se detuvo el flujo de alimentación de gas natural a la unidad (de acuerdo con la figura 4.13).

En relación a lo explicado anteriormente, se elaboraron las tablas 4.3 y 4.4 para resumir la ejecución de los procedimientos de parada y arranque llevados a cabo para el período de tiempo constituido por el mes de Noviembre del año 2011 y el mes de Enero del año 2012.

Tabla 4.3 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Noviembre 2011 a Enero 2012

| Preparación del catalizador | |
|---|-----------|
| Incrementar temperatura de lechos catalíticos (25-55°F) | Si |
| Bloqueo de gas ácido | |
| Poner en servicio flujo gas natural hacia el quemador principal | Si |
| Bloquear el flujo de gas ácido | Si |
| Remoción de azufre | |
| Lechos catalíticos a 570-660°F | No |
| Detener suministro de gas natural en quemadores en línea | Si |
| Enfriar lechos catalíticos hasta 390°F | No |
| Introducir aire en exceso | No |
| Detener suministro de gas natural en quemador principal | Si |
| Enfriar la unidad con aire | No |

Tabla 4.4 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Noviembre 2011-Enero 2012

| Acción | Ejecución |
|--|------------------|
| Poner en servicio flujo de gas natural | Si |
| Temperatura de reactores en 250°F por 24h | No |
| Temperatura de reactores en 570°F | No |
| Ajustar temperaturas: 1er Reactor a 570°F, 2do y 3er Reactor a 480°F | No |
| Introducir flujo gas ácido mayor a 750 MSCFD | Si |
| Aumentar gas ácido a valor normal de operación o disponible | Si |

c) Período Enero-Febrero 2012

En la figura 4.18 se logra apreciar el aumento de temperaturas que sufrieron los gases de entrada a los reactores Claus, cumpliendo con el incremento de temperatura necesario en los lechos catalíticos en 25°F, sin embargo se observa que la condición de 570°F no se logró. Seguidamente empezó el enfriamiento de la unidad, por encontrarse fuera de servicio. Para

su arranque, la figura 4.12 muestra el incremento gradual de temperaturas sin alcanzar la condición de 250°F por 24 horas ni la condición de 570°F.

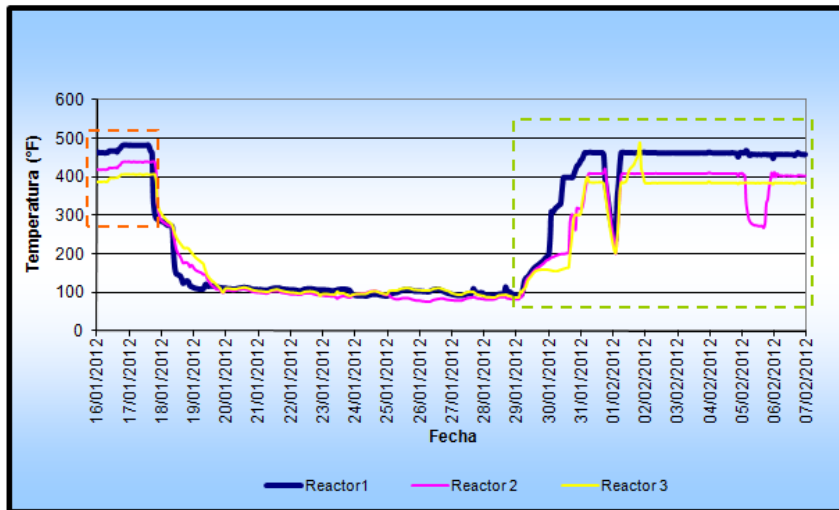


Figura 4.18 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Enero-Febrero 2012

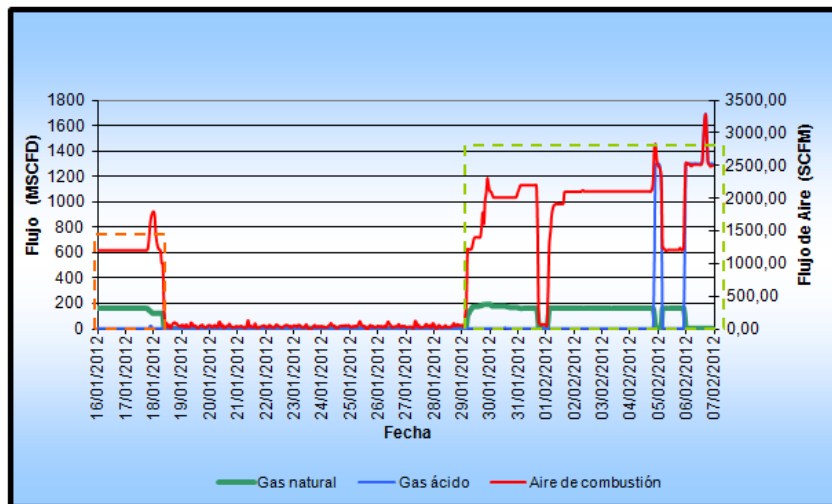


Figura 4.19 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Enero-Febrero 2012

La alimentación de gas ácido, gas natural y aire de combustión a la unidad de recuperación de azufre se muestra en la figura 4.19; en ella se aprecia el inicio del procedimiento de parada, donde se aprecian los flujos de gas natural y aire, sin presencia de gas ácido, y se nota que cuando disminuyó el flujo de gas natural se incrementó el flujo de aire, lo que permite deducir que se cumplió con el aire en exceso que establece el procedimiento.

Para el 29 de Enero de 2012 se inició el arranque de la unidad con el suministro de gas natural y aire de combustión, tal como lo expresa la figura 4.19. Se observa que el 1ero de Febrero del año 2012 se detuvo el suministro de gas natural, lo que hace notar la razón por la cual hubo una disminución de temperatura en la entrada de los reactores (tal como indica la figura 4.18). Se retomó el procedimiento de arranque, notándose fluctuaciones al momento de suministrar el gas ácido, hasta que se logró mantener la operación normal de la unidad.

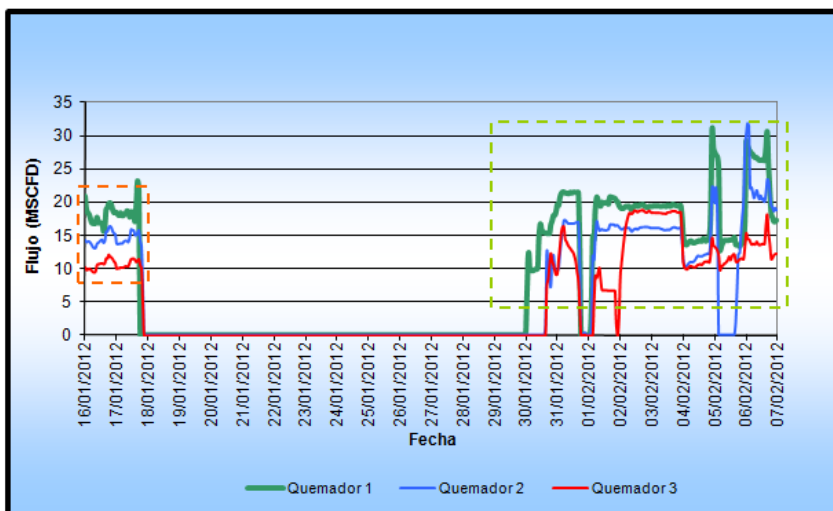


Figura 4.20 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Enero-Febrero 2012

En concordancia con las figuras 4.18 y 4.19, se detiene el suministro de gas natural a los quemadores en línea, de acuerdo a la figura 4.20, cuando se deja de alimentar gas natural al horno de reacción. Esta acción corresponde al procedimiento de parada de la unidad. La alimentación de gas natural a los quemadores se inicia para lograr el arranque de la planta.

La tabla 4.5 resume la ejecución del procedimiento de parada llevado a cabo en Enero del año 2012, basado en lo discutido anteriormente, y la tabla 4.6 resume la ejecución del procedimiento de arranque de la unidad recuperadora de azufre para Febrero del mismo año.

Tabla 4.5 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Enero-Febrero del año 2012

| Preparación del catalizador | |
|---|-----------|
| Incrementar temperatura de lechos catalíticos (25-55°F) | Si |
| Bloqueo de gas ácido | |
| Poner en servicio flujo gas natural hacia el quemador principal | Si |
| Bloquear el flujo de gas ácido | Si |
| Remoción de azufre | |
| Lechos catalíticos a 570-660°F | No |
| Detener suministro de gas natural en quemadores en línea | Si |
| Enfriar lechos catalíticos hasta 390°F | No |
| Introducir aire en exceso | Si |
| Detener suministro de gas natural en quemador principal | Si |
| Enfriar la unidad con aire | No |

Tabla 4.6 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Enero-Febrero 2012

| Acción | Ejecución |
|--|------------------|
| Poner en servicio flujo de gas natural | Si |
| Temperatura de reactores en 250°F por 24h | No |
| Temperatura de reactores en 570°F | No |
| Ajustar temperaturas: 1er Reactor a 570°F, 2do y 3er | No |

| | |
|---|-----------|
| Reactor a 480°F | |
| Introducir flujo gas ácido mayor a 750 MSCFD | Si |
| Aumentar gas ácido a valor normal de operación o disponible | Si |

d) Período Marzo-Abril 2012

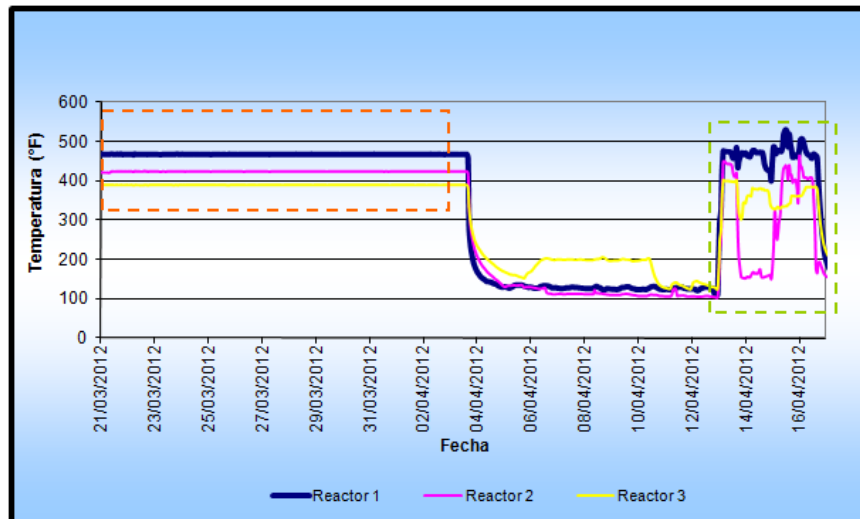


Figura 4.21 Temperatura del gas de proceso a la entrada de los reactores Claus para el período Marzo-Abril 2012

En la gráfica 4.21 se muestra un largo período de temperaturas constantes y mayores a 400°F para el procedimiento de parada, luego del cual empieza el período fuera de servicio de la unidad. Se observa que no se cumple con el aumento de temperaturas de 25°F a 55°F y que tampoco se lleva a cabo el incremento hasta los 570°F. En el momento del arranque, tampoco se cumplen las condiciones de temperatura por 24 horas, y se observan fluctuaciones durante el arranque. A mediados de Abril del 2012, el tren “1” de la unidad recuperadora de azufre se colocó fuera de servicio.

Se muestra en la figura 4.22 que la operación para la parada de la planta duró largo período, alimentándose gas natural por más de 5 días (este

hecho es perjudicial debido a que promueve la formación de hollín). También se observa que se detiene el suministro de aire y de gas natural en la misma fecha, lo que hace descartar que se cumpliera la condición de aire en exceso. Para el arranque de la unidad, se observa la alimentación de gas ácido sin lograr estabilizarla. Luego de esto, el tren dejó de operar.

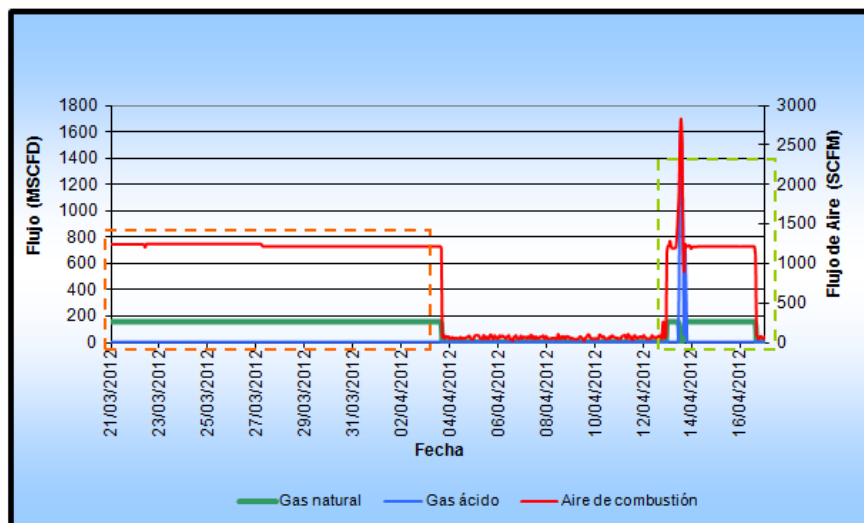


Figura 4.22 Flujos de gas ácido, gas natural y aire alimentados al quemador del horno de reacción para el período Marzo-Abril 2012

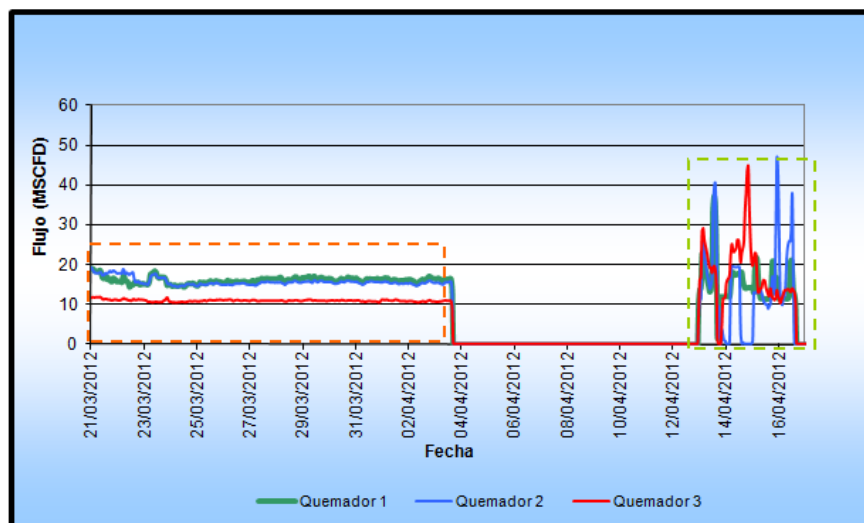


Figura 4.23 Flujo de gas natural suministrado a los quemadores en línea para el período Marzo-Abril 2012

Se observa el suministro de gas natural a los quemadores en línea en la figura 4.23, así como la fecha en que se detuvo esta alimentación a dichos equipos, en concordancia con la fecha donde culminó el suministro de gas natural y aire de combustión al quemador del horno de reacción. Para la época donde se pretendía colocar en servicio la unidad, se observa las fluctuaciones presentadas por el gas natural de suministro en los quemadores.

La tabla 4.7 resume la ejecución del procedimiento de parada llevado a cabo en Marzo del año 2012, basado en lo discutido anteriormente, y la tabla 4.8 resume la ejecución del procedimiento de arranque de la unidad recuperadora de azufre para Abril del mismo año.

Tabla 4.7 Ejecución del procedimiento de parada de la unidad recuperadora de azufre para el período Marzo-Abril del año 2012

| Preparación del catalizador | |
|---|-----------|
| Incrementar temperatura de lechos catalíticos (25-55°F) | No |
| Bloqueo de gas ácido | |
| Poner en servicio flujo gas natural hacia el quemador principal | Si |
| Bloquear el flujo de gas ácido | Si |
| Remoción de azufre | |
| Lechos catalíticos a 570-660°F | No |
| Detener suministro de gas natural en quemadores en línea | Si |
| Enfriar lechos catalíticos hasta 390°F | No |
| Introducir aire en exceso | No |
| Detener suministro de gas natural en quemador principal | Si |
| Enfriar la unidad con aire | No |

Tabla 4.8 Ejecución del arranque normal de la unidad recuperadora de azufre para el período Marzo-Abril 2012

| Acción | Ejecución |
|--|-----------|
| Poner en servicio flujo de gas natural | Si |
| Temperatura de reactores en 250°F por 24h | No |
| Temperatura de reactores en 570°F | No |
| Ajustar temperaturas: 1er Reactor a 570°F, 2do y 3er Reactor a 480°F | No |
| Introducir flujo gas ácido mayor a 750 MSCFD | No |
| Aumentar gas ácido a valor normal de operación o disponible | No |

4.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre, así como su velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil

4.2.1 Identificación de los parámetros claves de control que activan los principales mecanismos de degradación propensos a desarrollarse en condensadores de azufre

Al consultar fuentes bibliográficas, como son las normas API 571: mecanismos de daño que afectan a los equipos estáticos en la industria de la refinación (damage mechanisms affecting fixed equipment in the refining industry) y NACE Internacional: control de corrosión en la industrial de la refinación (corrosion control in the refining industry) se identificaron las variables que determinan la ocurrencia de los potenciales mecanismos de degradación; en la medida que las variables operacionales se encuentren por debajo de los límites de estos parámetros considerados críticos no se observará la presencia de los diferentes mecanismos.

En la tabla 4.9 se aprecian los mecanismos más susceptibles de desarrollarse en los condensadores de azufre, así como también se reflejan los factores críticos para la activación de los mismos y los materiales que se ven afectados por dichos mecanismos.

Tabla 4.9 Parámetro crítico y material susceptible asociados a los mecanismos de degradación propensos a desarrollarse en condensadores de azufre

| Mecanismo de corrosión | | Parámetro crítico | Valor | Material susceptible |
|--|----------|--|-------|---|
| Sulfidación | | Temperatura (°F) | >500 | Aceros al carbono y de baja aleación, aceros inoxidable de la serie 300 y 400 |
| Agrietamiento por sulfuro de hidrógeno | Ampollas | | ≥300 | Aceros al carbono y aceros de baja aleación |
| | HIC | | | |
| | SOHIC | | | |
| | | | ≤180 | |
| Corrosión por ácidos débiles | | Presencia de H ₂ S, SO ₂ y SO ₃ | - | Aceros al carbono, inoxidable de la serie 316L, aleaciones de la serie 20, B-2 y C276 |
| Corrosión por bisulfuro de amonio | | Presencia de NH ₃ y H ₂ S | - | Aceros al carbono, aceros inoxidable de la serie 300 y duplex, aleaciones de aluminio |
| Corrosión por cloruro de amonio | | Presencia de NH ₃ y HCl | - | Aceros al carbono, de baja aleación, aceros inoxidable de la serie 300 y duplex |
| Corrosión por dióxido de carbono | | Presencia de CO ₂ y agua libre | - | Aceros al carbono y de baja aleación |

En la tabla 4.1 se puede apreciar que sólo se encuentra un parámetro de medición en línea como lo es la temperatura, y parámetros como son la presencia de amoníaco, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre y agua libre, compuestos que se encuentran en la corriente de gas de proceso. Es necesario destacar que para los mecanismos reflejados en la

tabla anterior existen otros parámetros claves de control, los cuales no se han reflejado en ella, porque no pueden ser monitoreados en planta por la falta de los instrumentos adecuados y existen otros que no pueden cuantificarse en laboratorio ya que no se realiza análisis a la corriente de gas de proceso, debido al riesgo que supone a la salud al tomar una muestra del gas, dada su alta concentración de sulfuro de hidrógeno y dióxido de azufre.

El primer mecanismo reflejado en la tabla anterior es la sulfidación, el cual se activa a temperaturas superiores a los 500°F. Dicho mecanismo es susceptible de desarrollarse en el condensador n° 1, ya que éste tiene contemplado un valor de operación normal de 530°F. De igual manera, el condensador n°2 también está en la posibilidad de presentar sulfidación, ya que por diseño se tiene que la temperatura de entrada a este equipo oscile entre 572°F y 590°F cuando el catalizador del reactor aguas arriba sea nuevo, y para un catalizador viejo el rango es de 590-608°F, evidenciando que las temperaturas superan en, por lo menos, 72°F el límite para prevenir la sulfidación. El tercer y el cuarto condensador no son propensos a desarrollar tal mecanismo, ya que operan a temperaturas inferiores a los 500°F.

El agrietamiento por sulfuro de hidrógeno puede presentarse en cuatro formas de degradación. Los cuatro condensadores de la etapa Claus del proceso tienen la posibilidad de presenciar tres mecanismos: ampollas de hidrógeno, agrietamiento inducido por hidrógeno (HIC) y agrietamiento inducido por hidrógeno orientado bajo esfuerzos (SOHIC), ya que al observar la tabla anterior se aprecia que se requiere de 300°F o más para que se activen dichos mecanismos de daño, y los condensadores de la etapa Claus operan a temperaturas superiores al parámetro clave de control. El agrietamiento bajo tensión de sulfuros (SSC) se activa a temperaturas

iguales o inferiores a los 180°F y por diseño, los condensadores no operan a esas temperaturas, sin embargo, no se descarta que durante desviaciones operacionales se pueda activar dicho mecanismo de daño.

Siguiendo en orden de descenso, el tercer mecanismo reflejado en la tabla es la corrosión por ácidos débiles, el cual requiere la presencia de compuestos azufrados como son el sulfuro de hidrógeno, dióxido de azufre y el trióxido de azufre. La corrosión se da por la reacción del SO_3 y el vapor de agua (se requiere la presencia de éste). Cuando se obstruyen los sellos de azufre o el haz tubular, se suministra vapor de agua de media presión para mitigarla; es de esta forma como se promueve la reacción para formar ácido sulfúrico, el cual es altamente corrosivo.

La corrosión por bisulfuro de amonio se activa gracias a la presencia de amoniaco y sulfuro de hidrógeno, entre otras consideraciones. El H_2S está presente en la corriente de gas de proceso, ya que se requiere de él para la producción de azufre elemental, mientras que el amoniaco puede formar parte, en su mayoría, de la corriente de gas agrio que se alimenta desde la unidad despojadora de aguas agrias hacia la unidad de recuperación de azufre. Para evitar concentraciones de amoniaco en la corriente de gas de proceso, es necesario alcanzar 2290°F en el horno de reacción principal, ya que a estas temperaturas el compuesto se destruye junto al posible cianuro de hidrógeno presente en la corriente alimentada.

El mecanismo de degradación debido al cloruro de amonio se activa por la reacción entre el amoniaco y el ácido clorhídrico. Como se dijo anteriormente, el amoniaco resulta de no alcanzar la temperatura óptima para su destrucción, mientras que el ácido clorhídrico puede ser aportado por el agua de alimentación de calderas (BFW), la cual va por la coraza del

condensador y puede tener alta presencia de cloruros, sulfatos y un pH ácido favoreciendo el mecanismo de degradación mencionado. Si existen fugas en el haz tubular del condensador, la corriente de gas de proceso puede mezclarse con el agua de caldera y de esta forma promover la degradación por cloruro de amonio.

El ácido carbónico resulta de la reacción entre el dióxido de carbono y el agua libre presentes en la corriente de gas de proceso y que pueden resultar de reacciones secundarias y no deseadas a lo largo del proceso. El ácido carbónico es el responsable de causar corrosión en aceros al carbono y de baja aleación.

Otra consideración importante es el hecho de que los condensadores de azufre de la unidad recuperadora de azufre de la empresa PDVSA Petromonagas, así como otros numerosos equipos, están fabricados en acero al carbono, material susceptible de desarrollar los mecanismos mostrados en la tabla 4.9.

4.2.2 Determinación de los posibles mecanismos de degradación en base a condiciones operacionales y materiales de construcción de los condensadores de azufre

Para corroborar si existen las condiciones operacionales que favorecen los mecanismos de degradación expuestos en la tabla 4.1, se procedió a graficar los valores de las temperaturas del gas de entrada y de salida de los condensadores de azufre. Es de hacer notar, que las temperaturas reflejadas en los gráficos corresponden al gas de proceso y no a la temperatura del metal. Otra consideración relevante es que la determinación de los posibles mecanismos no se realizó al quinto condensador de azufre (etapa

Superclaus) porque, para el período de estudio de la investigación, la unidad operó en modalidad Claus, es decir, la etapa Superclaus fue desviada; en este sentido, los valores que reflejan las termocuplas instaladas en dicho condensador no reflejan valores del gas de proceso. A continuación se muestran dichos gráficos.

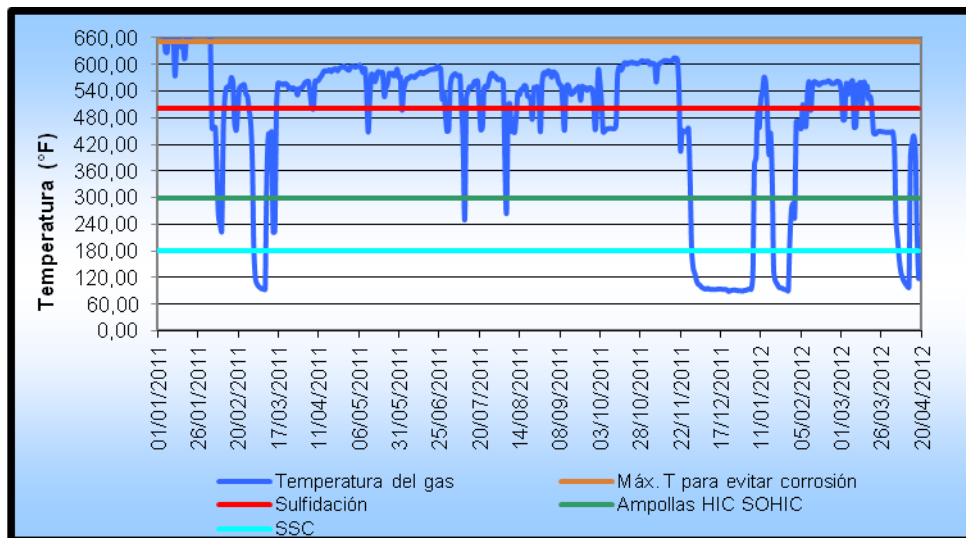


Figura 4.24 Temperatura del gas de entrada al condensador n°1

La figura 4.24 representa la temperatura del gas que entra al primer condensador de la etapa Claus y en ella se aprecia que, a excepción de los períodos fuera de servicio de la unidad (reflejados en la tabla 3.1), la temperatura sobrepasa el valor del parámetro crítico de activación de la sulfidación, y por consiguiente, excede los 300°F necesarios para que ocurra corrosión por ampollas de hidrógeno, agrietamiento inducido por hidrógeno y agrietamiento inducido por hidrógeno orientado bajo esfuerzos. También se ha de observar que, para activar el agrietamiento bajo tensión de sulfuros, no se cuenta con la condición de temperatura requerida por un tiempo

suficiente, ya que se evidencia que la temperatura es inferior a 180°F únicamente durante los períodos de parada de la unidad.

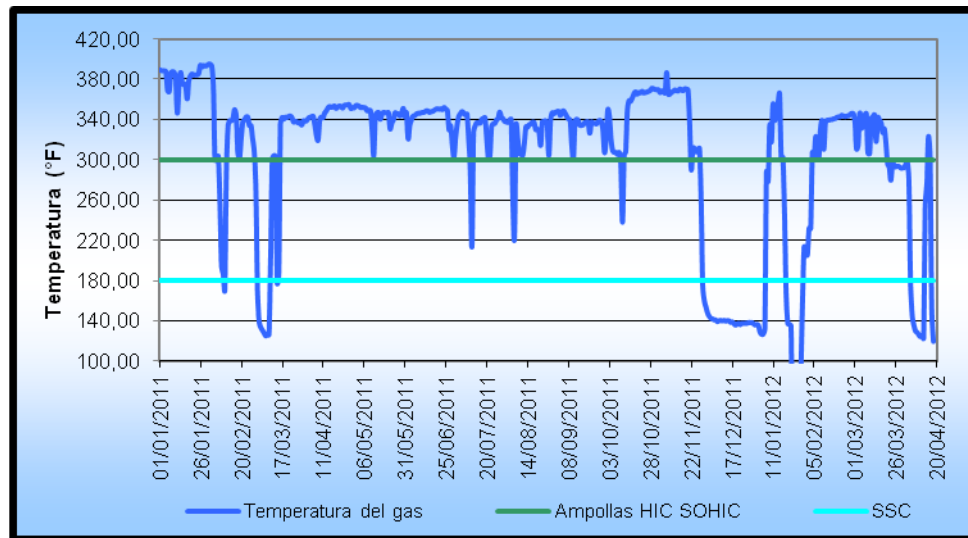


Figura 4.25 Temperatura del gas de salida del condensador n°1

La figura 4.25 expone los valores de temperatura alcanzados por el gas de salida del primer condensador de la etapa Claus del proceso. Se evidencia la posibilidad de activación de tres de los mecanismos de agrietamiento por hidrógeno, como se mencionó en la descripción del gráfico anterior. De igual manera, la presencia de SSC es muy limitada, ya que para su activación se requiere operar por debajo de 180°F y el gráfico demuestra que esta condición se alcanza durante los períodos de parada de la unidad.

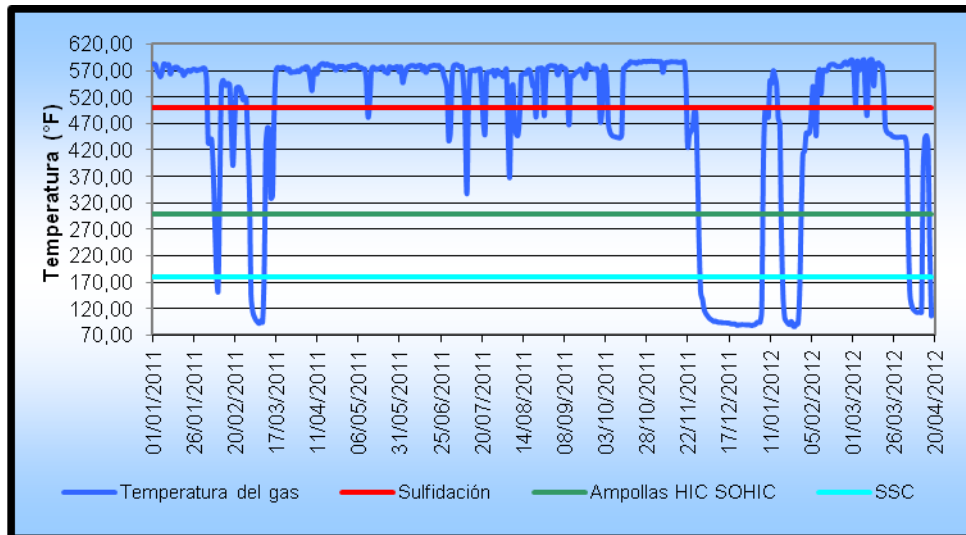


Figura 4.26 Temperatura del gas de entrada al condensador n°2

Se evidencia en la figura 4.26, temperatura del gas de entrada al segundo condensador, que se puede desarrollar el mecanismo de sulfidación así como las ampollas de hidrógeno, HIC y SOHIC, debido a las temperaturas superiores a los parámetros de control. Nuevamente, se tienen temperaturas inferiores a 180°F durante los períodos anormales de la unidad, por lo que no se considera presencia de corrosión SSC.

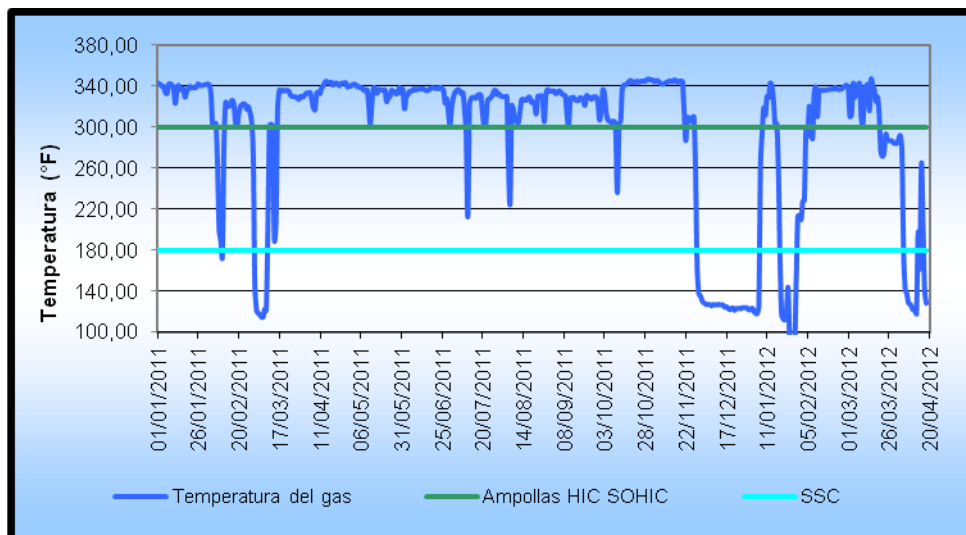


Figura 4.27 Temperatura del gas de salida del condensador n°2

Análogamente a las descripciones anteriores, la figura 4.27, demuestra la posibilidad de desarrollar degradación por ampollas, HIC y SOHIC, descartándose la posibilidad de activación de mecanismo de SSC.

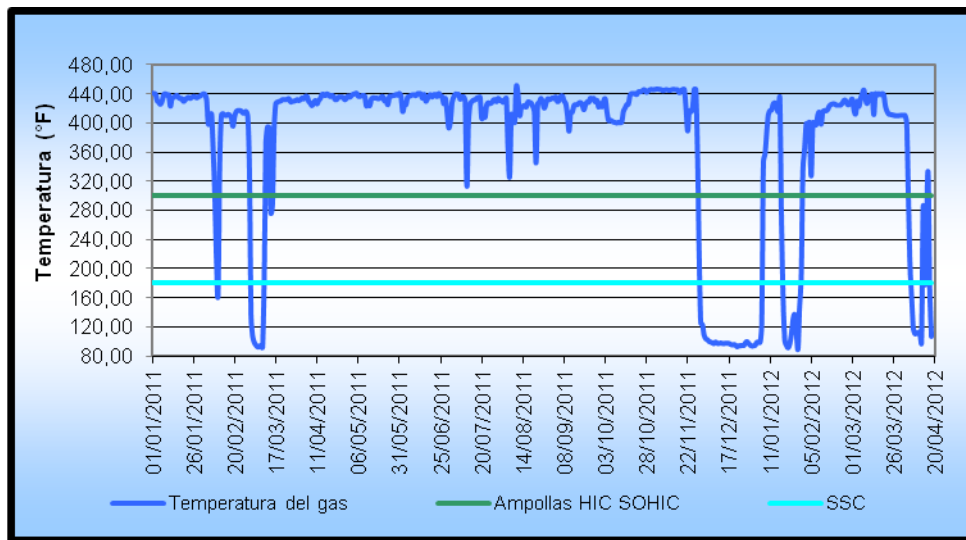


Figura 4.28 Temperatura del gas de entrada al condensador n°3

La temperatura del gas de entrada al tercer condensador Claus se refleja en la figura 4.28, apreciándose en él temperaturas superiores a 300°F que promueven tres de los mecanismos de agrietamiento por hidrógeno. Durante las desviaciones operacionales, se observan temperaturas inferiores a 180°F pero no por un tiempo suficiente para activar el mecanismo de SSC. La sulfidación se descarta en este condensador.

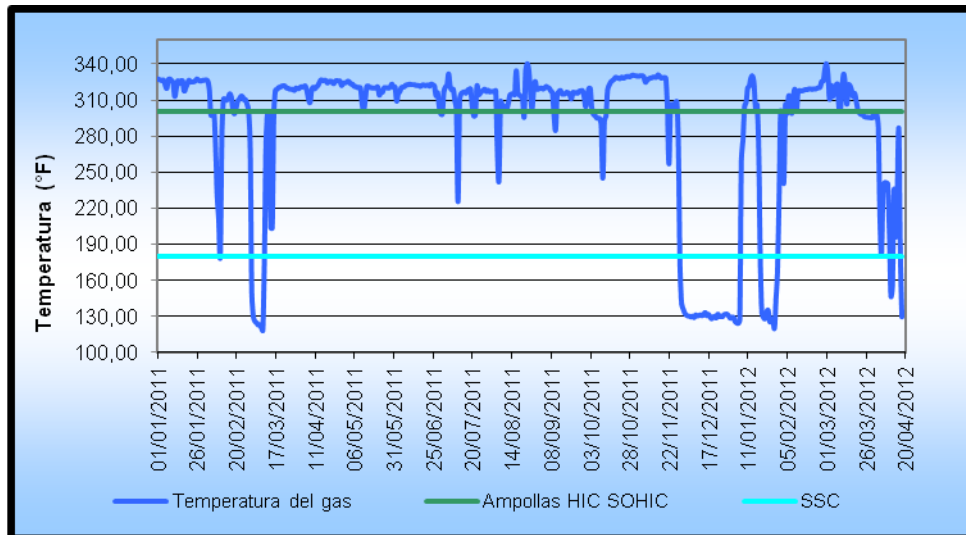


Figura 4.29 Temperatura del gas de salida del condensador n°3

En la figura 4.29 se corrobora que existen las condiciones para la presencia de ampollas, HIC y SOHIC para el condensador n°3, ya que el gas de proceso alcanza el valor del parámetro crítico para su activación.

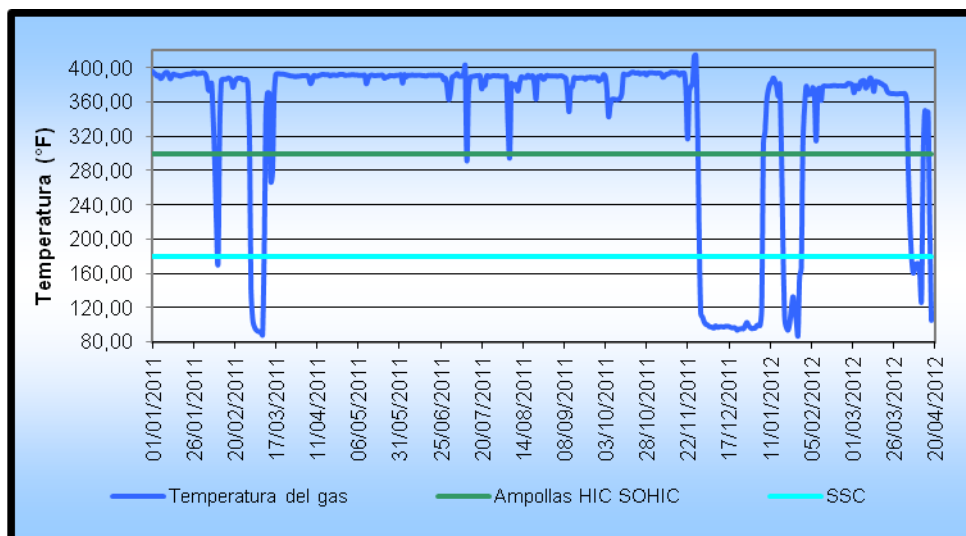


Figura 4.30 Temperatura del gas de entrada al condensador n°4

La temperatura del gas de entrada al cuarto condensador de la etapa Claus, reflejado en la figura 4.30, supera el valor mínimo requerido para activar los mecanismos de agrietamiento por hidrógeno a excepción del SSC. Las temperaturas inferiores a 180°F necesarias para promover el SSC sólo se obtuvieron en los lapsos de desviación operacional de la unidad, y la condición no se mantiene por largo período; en tal sentido, se descarta la presencia de dicho mecanismo.

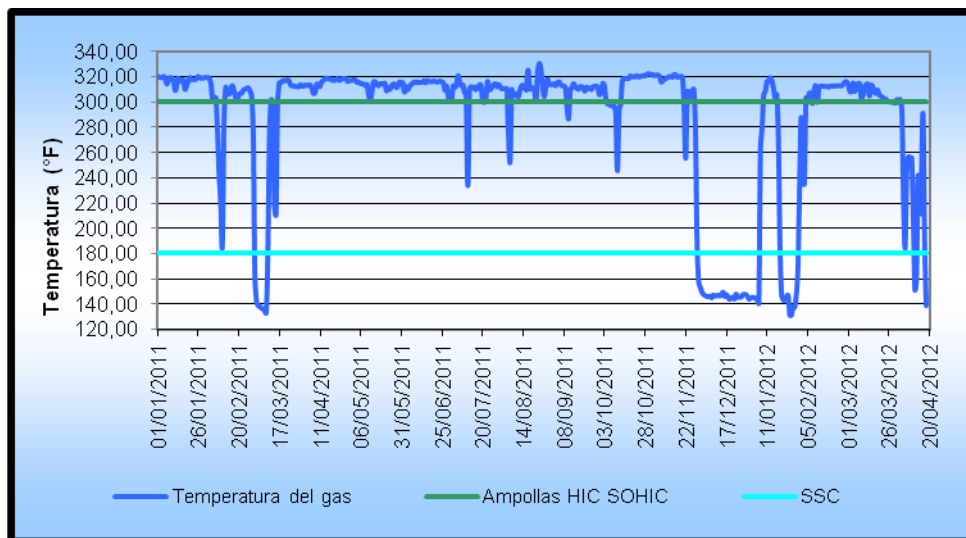


Figura 4.31 Temperatura del gas de salida del condensador n°4

Se corroboran las condiciones para la presencia de ampollas de hidrógeno, HIC y SOHIC en el cuarto condensador del proceso, ya que la figura 4.31 muestra los valores de temperatura alcanzados por el gas de proceso a la salida del equipo. Sólo durante desvíos operacionales se logran temperaturas inferiores a 180°F, pero debido al corto período de tiempo se descarta la activación de SSC.

La corriente de gas alimentada a la unidad recuperadora de azufre contiene sulfuro de hidrógeno, amoniaco, dióxido de carbono y vapor de agua, compuestos que se mencionan en la tabla 4.1 que pueden propiciar ambientes corrosivos. En la reacción para la producción de azufre se obtiene como productos agua y dióxido de azufre, el cual puede reaccionar con el oxígeno del aire para formar trióxido de azufre; éste al reaccionar con agua libre ocasionará corrosión por ácidos débiles. La degradación debida al bisulfuro de amonio es muy posible en esta unidad, ya que tanto como el sulfuro de hidrógeno como el amoniaco están presentes en la corriente de alimentación.

De igual manera, la corrosión por ácido carbónico es muy factible ya que se alimenta CO_2 a la unidad y se produce agua libre en la reacción Claus, además el CO_2 también puede obtenerse de la hidrólisis de carbonilo de azufre y disulfuro de carbono. El mecanismo de degradación por cloruro de amonio no sólo requiere la presencia de amoniaco y el cloruro, sino que para la reacción entre ellos debe existir fugas en el haz tubular de los condensadores para que entren en contacto.

4.2.3 Cálculos de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores de azufre

La tabla 4.10 resume los valores críticos obtenidos de los cálculos de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de cada uno de los condensadores de la unidad de recuperación de azufre.

Tabla 4.10 Velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil de los condensadores de la unidad recuperadora de azufre

| Condensador | Lado | Velocidad de Corrosión (mm/año) | Espesor remanente (mm) | Vida útil (años) |
|-------------|-------|---------------------------------|------------------------|------------------|
| n°1 | Casco | 0,112 | 3,99 | 35,6 |
| | Tubo | 0,009 | 5,22 | 572,0 |
| n°2 | Casco | 0,038 | 2,92 | 77,2 |
| | Tubo | 0,017 | 5,14 | 303,3 |
| n°3 | Casco | 0,126 | 6,86 | 54,2 |
| | Tubo | 0,098 | 1,86 | 19,0 |
| n°4 | Casco | 0,059 | 3,07 | 52,0 |
| | Tubo | 0,048 | 2,24 | 46,7 |
| n°5 | Casco | 0,080 | 2,78 | 34,8 |
| | Tubo | 0,218 | 4,51 | 20,7 |

En la tabla 4.10 se puede apreciar que ciertos valores están resaltados, considerándose éstos como los valores representativos de cada equipo para cada uno de los criterios calculados. Para la velocidad de corrosión se escogió el mayor valor obtenido entre el lado casco y el lado tubo del equipo, mientras que para el espesor remanente y la vida útil se escogió el menor de ese par. El equipo que presenta mayor razón de pérdida de espesor al año es el condensador n°5 de acuerdo a la tabla 4.10. Esto se debe a que opera a temperaturas más bajas que los demás condensadores, siendo en él más factible la condensación del vapor de agua y de compuestos azufrados que propicien un medio corrosivo por ácido sulfúrico, así como la formación de ácido carbónico.

Los valores expresados en la tabla anterior no reflejan la realidad, ya que las últimas mediciones de espesores realizadas fueron en el año 2009, y el tren "I" de la unidad recuperadora de azufre se colocó fuera de servicio definitivamente en abril del año 2012. A partir de esa fecha, se desmontaron los cabezales de los condensadores, quedando éstos expuestos al medio

ambiente, lo que puede acelerar la corrosión debido a la humedad del aire, en caso de no haberse realizado correctamente el desplazamiento del azufre contenido en los equipos para el momento de la parada definitiva del tren.

4.3 Determinación de las causas raíz de las fallas presentadas en los condensadores del tren “1” de la unidad recuperadora de azufre mediante la herramienta del Análisis Causa Raíz

4.3.1 Análisis del árbol lógico de fallas

Para el establecimiento de las causas de fallas de los condensadores se consideraron el diseño mecánico, el mantenimiento, la inspección, las condiciones operacionales y los procedimientos de arranque y parada como categorías para la clasificación de las mismas.

a) Diseño mecánico

Pueden existir fallas en los condensadores debido a soldaduras inadecuadas, deficiente especificación de la metalurgia, si los equipos son usados o por la falta de aislamiento entre los trenes.

a.1) Deficiente especificación de la metalurgia

Existen antecedentes que suponen la falla del equipo por inadecuada especificación del metal de líneas, ya que no eran adecuadas al servicio que prestan, lo que ocasionó que fueran sustituidas.

a.2) Soldaduras inadecuadas

También se han evidenciado fallas en las soldaduras, las cuales ocurrieron durante la operación de los equipos.

a.3) Instalación de equipos usados

Las fallas asociadas por equipos usados se descartan totalmente, ya que todos los equipos del mejorador fueron fabricados a condiciones de diseño de la planta.

a.4) Equipos comunes para los trenes de recuperación de azufre

La sección de gas de alimentación y la chimenea para el oxidador térmico son equipos comunes para los trenes. Cuando alguno se encuentra fuera de servicio, la instalación correcta de las bridas ciegas, es un factor importante para restringir el paso del gas hacia el tren fuera de servicio, ya que de no ser así se pueden crear ambientes corrosivos.

b) Mantenimiento

b.1) Deficiente definición del alcance de los planes de mantenimiento

En cuanto al mantenimiento se refiere, las fallas pueden ser producto de la deficiente definición del alcance de los planes de mantenimiento, es decir, cuando no se contempla dentro del plan algún equipo o tubería, y luego de ejecutado el plan, es ese equipo o tubería el que origina la perturbación operacional.

b.2) Impuntualidad en la ejecución de los planes de mantenimiento

Otra causa posible es el incumplimiento en la ejecución del plan a la fecha establecida. Existen planes preventivos y correctivos. Los primeros son fundamentales, tal como indica su nombre, previenen futuros inconvenientes en el funcionamiento del equipo. Los correctivos son ejecutados luego de presenciar la falla, con la finalidad de solventar y evitar que se repita.

c) Inspecciones

Otra consideración son las inspecciones periódicas, que pueden ser externas e internas. Las primeras pueden ser realizadas con los equipos en funcionamiento, de acuerdo a la acción a ejecutar, sin embargo, las internas requieren la parada de la unidad en problemas y dependen de la ejecución del plan de mantenimiento previo para realizar la inspección. Por lo general, el departamento de inspección ejecuta una rutina anual y una parada para mantenimiento mayor, ésta última es una parada programada de una sola unidad o de la planta mejoradora de crudo en su totalidad, y se realiza cada 5 años, generalmente.

d) Condiciones operacionales

d.1) Incumplimiento de la filosofía operacional

El manual de variables de operación establece que la operación normal de la unidad recuperadora de azufre es la de los dos trenes funcionando en paralelo, de acuerdo a la siguiente filosofía: un tren trabaja en control de flujo de gas desde la unidad regeneradora de amina (ARU) y en control de presión de gas en la unidad despojadora de aguas agrias (SWS), mientras

que el otro tren controla el flujo de gas desde SWS y en control de presión del gas en ARU. Sin embargo, el manual del proceso de recuperación de azufre indica que las variables de operación están basadas para una carga de alimentación al 100% a cualquiera de los dos trenes.

Ambos trenes de la unidad están diseñados a una capacidad del 100% debido a que si sólo un tren está apto para operar, éste pueda funcionar a máxima alimentación y de esta forma no se tengan emisiones a la atmósfera. De este modo, se descarta la filosofía operacional como causa raíz de las fallas en la unidad SRU.

d.2) Temperatura

En la unidad de recuperación de azufre se pueden tener temperaturas bajas o elevadas a lo largo del proceso.

d.2.1) Temperatura baja

Las temperaturas bajas son resultado de temperaturas inadecuadas en el horno de reacción.

d.2.1.1) Temperaturas inferiores a 2290°F en el horno de reacción: para el período en estudio y en condiciones de operación normal, la temperatura que alcanzó el gas de proceso a la salida del horno de reacción se encuentra entre valores de 1500°F y 2000°F, de acuerdo a la figura 4.5; lo que denota temperaturas inadecuadas ya que se requiere, al menos, 2290°F para la destrucción de amoníaco, cianuro de hidrógeno y cualquier hidrocarburo presente en la alimentación.

- Presencia de compuestos que disminuyen la temperatura en el horno: ciertos compuestos, como nitrógeno, argón, dióxido de carbono y vapor de agua enfrían la temperatura de la llama del horno de reacción, al igual que la reacción para producir azufre, hidrógeno, monóxido de carbono, carbonilo de azufre y disulfuro de carbono, ya que requieren energía. Los compuestos mencionados están presentes en el gas de alimentación, y las reacciones de producción de H_2 , CO , COS y CS_2 son comunes en unidades de recuperación de azufre. Por lo anteriormente expuesto, se considera una causa raíz.

- Deficiencias en el sistema de precalentamiento de gases: las deficiencias en el precalentamiento de gas ácido, gas agrio y aire de combustión pueden ser consideradas como causas, ya que afectan la operación del horno. En el anexo E.1, se puede apreciar que el precalentador de gas agrio presentó diversas fluctuaciones durante la operación del año 2011 y 2012.

d.2.2) Temperatura elevada

Pueden existir elevadas temperaturas en los condensadores de azufre debido a deficiente sistema de enfriamiento o por exceso de reacción catalítica.

- Deficiencias en el sistema de enfriamiento: las deficiencias en el sistema de enfriamiento son descartadas de ser causa raíz, ya que al observar las figuras 4.6 a la 4.10, donde se reflejan las temperaturas del gas de proceso a la salida de la caldera de vapor y de los condensadores de

azufre, los valores se encontraron dentro del rango de operación de cada equipo, a excepción de los períodos señalados como paradas de la unidad.

- Exceso de reacción catalítica: de acuerdo a lo explicado en el párrafo anterior, se elimina el exceso de reacción catalítica como una causa que provoca falla de los condensadores.

d.3) Presión

La presión en los condensadores de azufre no es cuantificable, debido a la ausencia de manómetros en los equipos, sin embargo, la unidad de recuperación de azufre cuenta con una variable conocida como factor de capacidad, la cual describe la diferencia de presión a la que se somete la planta.

d.3.1) Presión baja

Una baja presión en la unidad puede resultar de la insuficiente alimentación a la misma; en este sentido, puede deberse a problemas en la unidad regeneradora de amina o en la planta de gas de coque.

- Fallas en otras unidades: la alimentación principal a la SRU es el gas ácido proveniente de la torre regeneradora de amina T-3101, en donde la amina rica se despoja del sulfuro de hidrógeno y del dióxido de carbono para recuperar la propiedad absorbente de la misma, de éste modo se obtiene una corriente de amina pobre y una corriente de gas ácido (saturado con H₂S). La torre T-1403 se encarga de endulzar el gas combustible para su uso en calderas, hornos y quemadores; se emplea una solución de amina que

absorbe el H_2S y el CO_2 y así se obtiene la amina rica que se alimenta a la unidad ARU, por lo que al fallar esta planta no se tiene gas ácido para su suministro a SRU. Estos problemas en las torres antes mencionadas son frecuentes, por lo que se consideran causa raíz.

d.3.2) Presión elevada

Cuando el factor de capacidad, el cual expresa la caída de presión en la unidad, se incrementa refleja elevadas presiones en la unidad, las cuales pueden deberse a obstrucción en los sellos de azufre, obstrucción en los extractores de neblina, obstrucción del haz tubular o ruptura del mismo. Estas fallas son propias de los condensadores de azufre, sin embargo pudieran presentarse inconvenientes en otros equipos que generen el aumento del factor de capacidad.

d.3.2.1) Obstrucción de los sellos de azufre

Los sellos de azufre pueden obstruirse por desprendimiento del refractario de los quemadores en línea, arrastre de finos de partículas de catalizador de los reactores, deficiencias en el trazado con vapor, presencia de sales de amoniacales y solidificación de azufre en ellos.

- Desprendimiento de refractario de los quemadores en línea: los quemadores en línea presentan antecedentes de desprendimiento del refractario por la erosión provocada por la alta velocidad del gas de proceso a la entrada de los mismos, así como fracturas en el refractario del quemador y de la cámara de combustión. La combustión deficiente del gas alimentado al quemador provoca hollín, lo que puede obstruir parte del quemador

haciendo posible que la llama incida directamente en la pared refractaria, y esta incidencia ocasiona que se acorte la vida útil del refractario. El desprendimiento de refractario representa una causa raíz.

- Arrastre de finos de catalizador: este arrastre representa un inconveniente cuando éstas se solidifican con azufre, ya que forman una mezcla no fundible que obstruirá los sellos y que sólo puede eliminarse cuando se realiza una limpieza mecánica interna a los condensadores; este arrastre se debe a la carga errónea del catalizador, ya que se generan finos de alúmina debido al impacto por la caída de las partículas. También puede deberse a los procedimientos de sofocamiento del reactor o al desplazado de la unidad, ya que se suministra un flujo de nitrógeno que pudiera ocasionar la caída de las partículas.

- Deficiencias en trazado con vapor: el trazado con vapor es empleado para mantener las líneas de azufre líquido a la temperatura correcta (superior a 240°F) para evitar que solidifique. Este vapor es generado en los condensadores de azufre de la unidad. Se descarta la posibilidad de que existan fallas en la generación de vapor, ya que las gráficas 4.7 a la 4.10 muestran los valores de temperaturas del gas de proceso a la salida del equipo y éstos se encuentran dentro del rango de operación (380-300°F), lo que supone que se llevó a cabo una transferencia de calor adecuada para la generación del vapor de baja. Sin embargo, se conoce que existen algunas fugas en los sellos de azufre y en las tuberías que conectan la salida del condensador con los sellos, lo que promueve la pérdida del vapor, que evitará mantener la temperatura en las líneas por encima del punto de solidificación del azufre, al igual que el deterioro del aislamiento de los

tramos de tuberías. Se considera causa raíz la deficiencia en el trazado de vapor.

- Formación de sales amoniacaes: la presencia de sales amoniacaes en la unidad recuperadora de azufre se debe principalmente a la no destrucción del amoníaco en el horno de reacción, por no alcanzar 2290°F. El amoníaco y el sulfuro de hidrógeno producen bisulfuro de amonio, por lo general a temperaturas inferiores a 300°F, obstruyendo los sellos de azufre y tubos de los condensadores. Los dos últimos condensadores de azufre operan a temperaturas cercanas a los 300°F, por lo que es factible el depósito de estas sales en ellos, no obstante, durante perturbaciones de la unidad se alcanzan temperaturas inferiores a 300°F, tal como lo reflejan las figuras 4.7 a la 4.10. La presencia de estas sales son causa raíz de las fallas.

- Solidificación del azufre líquido: la solidificación del azufre líquido se discutirá en la sección de obstrucción del haz tubular.

- Tecnología obsoleta: otro factor que influye en las fallas de los condensadores es el sistema de recolección de azufre líquido. Este consta de tres tuberías concéntricas a través de las cuales fluyen azufre y vapor. La tubería externa está provista de vapor de agua para mantener la temperatura de azufre a modo de evitar que solidifique. La tubería interior representa la entrada del azufre líquido al sello, haciendo un recorrido descendente hasta el fondo del sello, a partir del cual ascenderá hasta la salida (por la tubería del medio). Con este sistema es muy factible la deposición de sólidos, arrastrados con el azufre, en la sección que conecta ambas. Además, puede solidificar el azufre en el fondo debido a las bajas temperaturas en caso de fallas en el sistema de trazado con vapor.

d.3.2.2 Obstrucción de los extractores de neblina

La obstrucción de los extractores de neblina se debe principalmente a la presencia de material refractario en ellos, reduciendo el área de paso del fluido y generando aumentos de presión en el gas de proceso. Además, la deficiencia en el calentamiento de las mallas permitirá la solidificación del azufre en ellos, que pudo presentarse en las ocasiones de paradas de la unidad. Una consideración adicional es la ejecución de planes de inspección, limpieza y mantenimiento a los extractores, para así evitar la obstrucción completa del condensador por sólidos de material refractario.

d.3.2.3) Ruptura del haz tubular

En la unidad recuperadora de azufre, la presión aumenta debido a la ruptura del haz tubular, ya que fuga el vapor de agua de baja presión, producido del lado casco del condensador, hacia el lado del gas de proceso.

- Metalurgia inadecuada: la ruptura de los tubos puede deberse a metalurgia inadecuada de los mismos, por condiciones de presión o de temperatura. Para el lado de la coraza, la presión de diseño es de 100psig de acuerdo al manual del fabricante, y maneja presiones de operación de 55psig (presión del vapor generado), en este sentido, se descarta que la ruptura de los tubos se deba a la presión que maneja del lado casco. En la sección del gas de proceso (tubos) no es posible conocer la presión por la falta de instrumentos, sólo se conoce la temperatura de entrada y salida de los gases del condensador. El diseño establece 700°F como temperatura de entrada y 650°F de salida para el primer condensador de azufre; las temperaturas reflejadas en las figuras 4.6 y 4.7 indican que no se alcanzaron éstos

extremos de temperatura en dicho condensador. A medida que transcurre el proceso, las temperaturas en los condensadores son menores, esto se puede apreciar en las gráficas 4.8, 4.9 y 4.10 que corresponden al segundo, tercer y cuarto condensador, en las cuales no se alcanzan temperaturas a 650°F, que es la condición de diseño de dichos equipos en el lado del gas de proceso.

Por lo citado anteriormente, se descarta que las rupturas de tubos que presenten los condensadores sean por fallas de la metalurgia, ocasionadas por operación excesiva a la condición de diseño.

- Corrosión: en la sección 4.2 se discutió en detalle los posibles mecanismos de degradación presentes en los condensadores de azufre. La alimentación a la unidad y los productos de las reacciones en el horno presentan compuestos que promueven la formación de ambientes corrosivos bajo determinadas condiciones de presión, temperatura y concentración. La carga alimentada al proceso contiene amoniaco, dióxido de carbono, vapor de agua y sulfuro de hidrógeno, los cuales participan en reacciones donde se producen dióxido de azufre, trióxido de azufre y compuestos no deseados como carbonilo de azufre y disulfuro de carbono, pudiendo crear ambientes corrosivos.

La corrosión también tiene lugar cuando se desplaza la unidad con vapor de agua (procedimiento realizado cuando existe obstrucción en los sellos de azufre), ya que éste reacciona con SO_3 y CO_2 , que pueden formar parte del gas de proceso, produciendo corrosión por ácido sulfúrico y ácido carbónico. El procedimiento para desplazar la unidad (PM-M-OP-C2-SRU-

PO-03-024) establece nitrógeno como fluido para tal fin, sin embargo, en la planta se realiza con vapor de agua. Por tal razón, se considera causa raíz.

- Término de la vida útil: también se debe considerar la vida útil de los equipos, aunque el diseño establece una vida de operación de la planta de 35 años, se deben considerar las perturbaciones sufridas por la unidad y los cambios en las propiedades del crudo alimentado, que pueden tener impacto.

d.3.2.4) Obstrucción del haz tubular

Un problema frecuente en la unidad es la obstrucción del haz de tubos de los condensadores, causado por la solidificación del azufre en ellos.

- Temperaturas menores a 240°F: si el azufre se enfría a temperaturas inferiores a 240°F, solidificará en el haz tubular y sellos de azufre, así como en la superficie baja del condensador. Para el período estudiado, las termocuplas fijadas a la salida de los condensadores reflejan temperaturas inferiores a 240°F para los lapsos de desviación operacional, lo que identifica la temperatura de ese medio ya que no se procesa gas ácido ni gas agrio en esos períodos. De este modo, si existe azufre líquido aún en los tubos y sellos, éste solidificará generando obstrucción y elevada presión en el equipo. Este hecho también está asociado al desplazamiento insuficiente de la unidad para colocarla fuera de servicio, ya que el suministro de nitrógeno para tal fin debe realizarse hasta que se drene todo el azufre líquido hacia la fosa.

- Desplazamiento insuficiente de la unidad: al desplazar con nitrógeno o aire la unidad se busca arrastrar todo el azufre líquido hacia los sellos y de éstos hacia la fosa, para evitar que se deposite en partes frías y que se inicie un ambiente corrosivo. Este proceso debe llevarse a cabo por 24 horas, de acuerdo al procedimiento PM-M-OP-C2-SRU-PO-03-024 de la empresa, sin embargo, sólo se realiza por 5 horas.

- Alta ocurrencia de paradas: la alta ocurrencia de paradas no programadas de la unidad promueve la obstrucción de tubos, sellos y tuberías por azufre solidificado, ya que se enfría la unidad, ocasionando largos períodos fuera de servicio

d.4) Flujo

- Alimentación menor a la carga mínima: los días de operación normal de la unidad recuperadora de azufre, la carga de alimentación se encontró dentro de los límites de operación. Los días de perturbaciones se operó con valores menores a la carga mínima, es decir, los gases alimentados no alcanzaron los 1170 MSCFD. En este sentido, las perturbaciones de la alimentación repercuten en el funcionamiento de la planta, en especial al operar en modo en caliente (a gas natural) ya que se promueve la formación de hollín cuando se mantiene la planta por más de cinco días consecutivos quemando gas natural, en la tabla 3.1 se observan estos casos.

- Alimentación que excede la capacidad de diseño: el flujo máximo de alimentación que permite cada tren SRU es 3900 MSCFD. Al observar la figura 4.2 se aprecia que el suministro de gas ácido no superó el límite de diseño (3000MSCFD) ni el gas agrio (500,76 MSCFD), por lo que se descarta

que la capacidad de diseño represente un inconveniente en la operación de la unidad y una causa de las fallas de los condensadores.

- Cambios en la composición de la alimentación: otro parámetro a incluir, es la composición del gas alimentado, la cual pudo variar de la condición de diseño, hecho que no se conoce ya que no es posible realizar un análisis a la muestra de gas alimentado, por los riesgos que representa a la salud debido al alto contenido de sulfuro de hidrógeno. El gas alimentado tiene una composición específica por diseño; las variaciones en esta composición pueden influir en la cantidad de azufre recuperado, en la llama del horno de reacción, entre otros.

e) Procedimientos de arranque y parada de la unidad

- Deficiencias en el plan establecido: no se considera que existan deficiencias en el plan, ya que al revisarlos se notó que involucra cada equipo y cada variable del proceso, citando las condiciones que debe alcanzar cada equipo y el período de tal acción.

- Ejecución incorrecta del procedimiento: se suscitan fallas debido a la ejecución incorrecta de los procedimientos de arranque y parada de la unidad. Éstos establecen un aumento gradual en las temperaturas de los lechos catalíticos de los reactores, con la finalidad de que se evapore el azufre absorbido en los poros del catalizador durante la operación normal y luego condense para ser retirado a la fosa; este procedimiento no se cumple, observándose esto en las figuras 4.12, 4.15, 4.18 y 4.21. Además, se realiza el desplazado de la unidad con menor tiempo del fijado en el procedimiento, como se dijo en la sección d.3.2.4. Ambas acciones son importantes, ya que

con las temperaturas se evapora el azufre de los lechos catalíticos para que condense, y con el desplazado de la unidad se elimina el azufre que contengan las líneas del proceso.

- Adiestramiento del personal: los hechos descritos anteriormente pueden deberse a la inexistencia del adiestramiento del personal, o en caso de que se ejecute, que sea inadecuado.

A continuación se presenta el resultado del análisis del árbol de fallas, donde el color amarillo representa que la causa no se ha corroborado, el color verde representa que se descartó esa causa y el rojo expresa una causa raíz determinada.

4.3.2 Resultados del análisis del árbol lógico de fallas

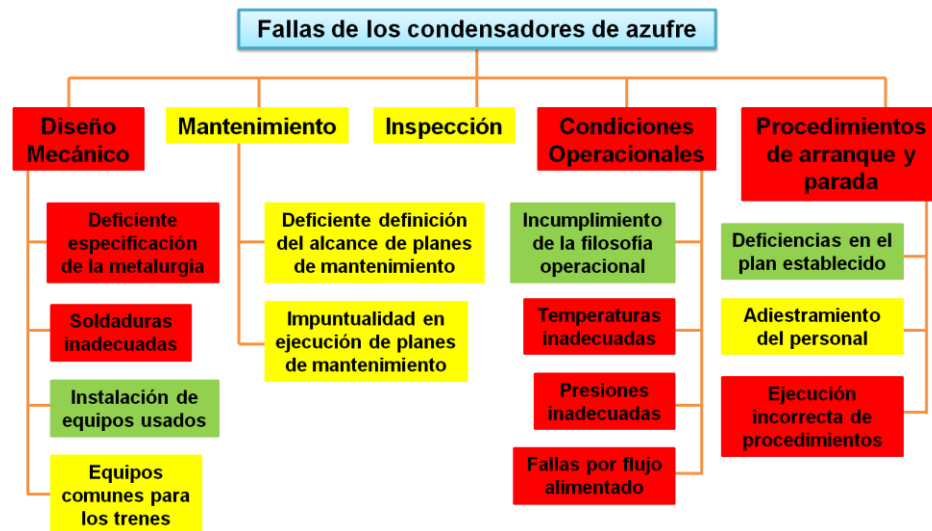


Figura 4.32 (a) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre



Figura 4.32 (b) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

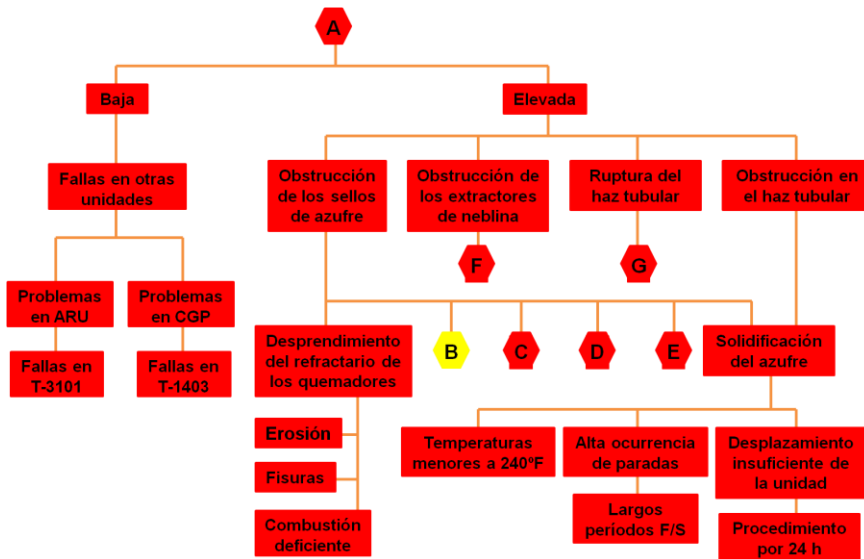


Figura 4.32 (c) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

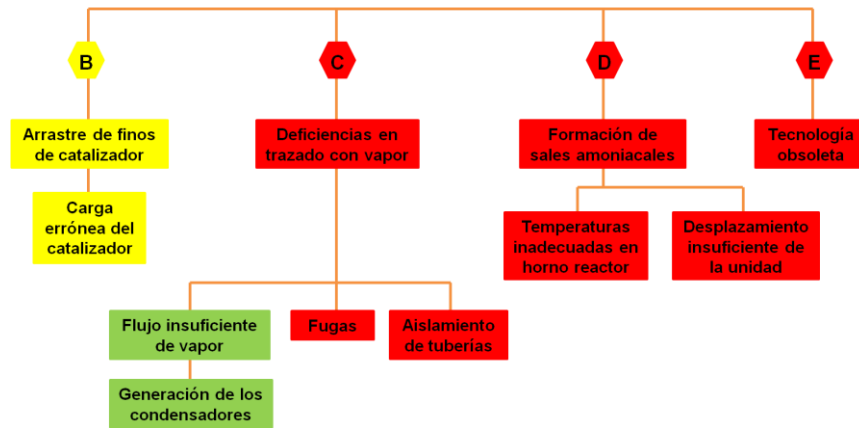


Figura 4.32 (d) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

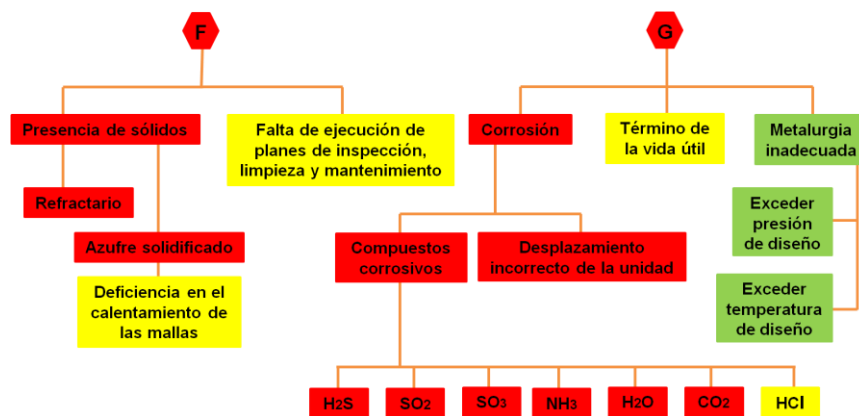


Figura 4.32 (e) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

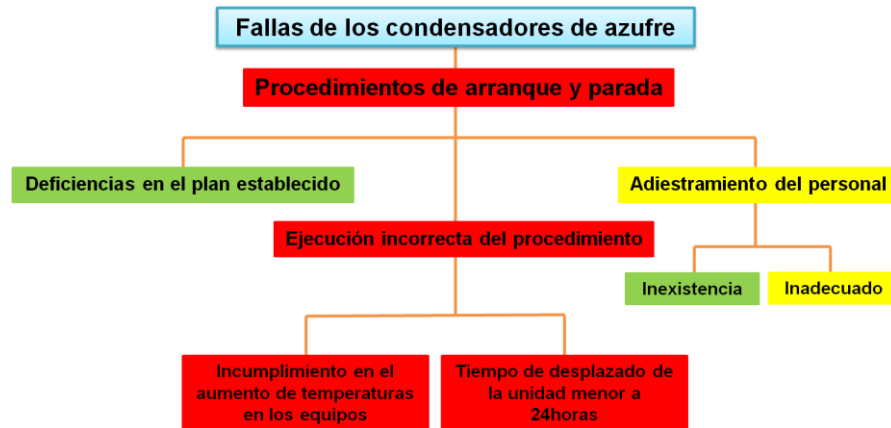


Figura 4.32 (f) Resultados del análisis causa raíz aplicado a las fallas de los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

4.4 Propuesta de acciones que disminuyan la tasa de ocurrencia de fallas en los condensadores del tren “I” de la unidad recuperadora de azufre

De acuerdo a la tabla 4.11 se debe realizar una evaluación técnica a la metalurgia de la unidad recuperadora de azufre (condensadores y tuberías) para solventar las fallas provocadas por deficiencias en la especificación del metal y soldaduras, debido a los antecedentes que han presentado. En la industria petrolera, es usado el acero al carbono para la fabricación de equipos y tuberías en más del 90%. Se debe considerar materiales más resistentes a los mecanismos de degradación presentes, por lo que es recomendable elaborar, previamente, los lazos de corrosión de la unidad recuperadora de azufre.

Como se dijo con anterioridad, la ejecución de planes de mantenimientos preventivos y correctivos es esencial para la operación confiable de los equipos, por lo que un equipo multidisciplinario debe revisar

los planes de mantenimientos y sus alcances antes de su ejecución, para así minimizar la posibilidad de no incluir algún equipo, tubería o instrumento involucrado en el proceso. Además, el incumplimiento de los planes a la fecha establecida puede deberse a la falta de personal en el área encargada o por falta de equipos, instrumentos, materiales para su ejecución.

Las temperaturas inferiores a 2290°F en el horno de reacción dominaron la operación del horno durante el año 2011 y 2012, por lo que se propone evaluar los sistemas de condensado en las torres de las unidades regeneradora de amina y despojadora de aguas agrias, ya que la alimentación puede presentar elevados contenidos de agua (que enfrían la temperatura de la llama) por deficiencias en los intercambiadores de las unidades mencionadas. También se citó en párrafos previos, que el precalentador de gas agrio no alcanzó los valores de operación normal, y esto tiene impacto en la operación del horno, así que se recomienda su evaluación.

Tabla 4.11 Acciones a ejecutar para minimizar la ocurrencia de fallas en los condensadores de azufre

| Causa raíz | Acción a ejecutar |
|--|--|
| Deficiente especificación de la metalurgia | Evaluación técnica de metalurgias más resistentes a los ambientes corrosivos de la unidad recuperadora de azufre |
| Soldaduras inadecuadas | |
| Deficiente definición de los planes de mantenimiento | Revisar los planes de mantenimiento y alcances de contratación correspondientes |
| Impuntualidad en la ejecución de los planes de mantenimiento | |
| Temperaturas inferiores a 2290°F en el horno de reacción | Evaluar los sistemas de condensado de las unidades SWS y ARU Evaluar el sistema de precalentamiento de gas agrio Evaluar la factibilidad de adición de gas combustible o de enriquecer con oxígeno |
| Alimentación menor a la carga mínima | Evitar la operación con gas natural por más de 5 días |
| Fallas en otras unidades (ARU y CGP) | Realizar mantenimientos preventivos |
| Desprendimiento de refractario | Evaluar el sistema de control de la relación aire/ gas natural en los quemadores en línea |
| Deficiencias en el sistema de trazado con vapor | Reparar las fugas y el aislamiento de tuberías |
| Tecnología obsoleta de los sellos de azufre | Evaluar el funcionamiento e instalación de otras tecnologías |
| Solidificación del azufre | Desplazar la unidad con nitrógeno hasta que no se observe azufre líquido en la salida de los condensadores |
| Falta de ejecución de los planes de inspección | Aumentar la frecuencias de los planes de inspección |
| Ejecución incorrecta de los planes de arranque y parada | Revisar, adaptar e implementar nuevos procedimientos |
| Inadecuado adiestramiento del personal | Revisar el plan de formación, entrenamiento y capacitación del personal |

Otra posibilidad para aumentar la temperatura en el horno es la directa adición de gas combustible al quemador del horno, ya que los hidrocarburos aumentan la temperatura de reacción, sin embargo, debe tomarse en cuenta que se incrementará la demanda de aire y se disminuirá la capacidad de producción de azufre de la planta, además se promueve la formación de hollín, carbonilo de azufre y disulfuro de carbono. Se debe realizar esta evaluación para determinar la factibilidad de este proceso, ya que posiblemente se requieran cambios en otros equipos, por ejemplo, los quemadores en línea. Éstos recalientan directamente el gas de proceso por quema de gas natural (lo que requiere presencia de oxígeno) y más oxígeno en el proceso aumenta la posibilidad de sulfatación del catalizador, en este sentido, se tendría que emplear un sistema indirecto de calentamiento del gas de proceso antes de las etapas catalíticas. Por lo anteriormente dicho, el enriquecimiento del oxígeno es una posibilidad muy limitada de implementar para lograr el aumento de temperaturas en el horno.

Cuando ocurren desviaciones operacionales por falta de gas ácido, es usual mantener la unidad en caliente mediante el suministro de gas natural, dicha alimentación es inferior a la carga mínima de diseño de la planta y promueve la formación y deposición de hollín en los equipos de la unidad. Se requiere que la operación con gas natural no exceda de cinco días consecutivos, y que se inicie el plan de parada normal de la unidad en caso de no solventar el problema dentro de esos cinco días.

Las fallas en las torres de endulzamiento de gas natural y de regeneración de amina son comunes, por lo que se sugiere la realización de mantenimientos preventivos a todas las unidades de la planta mejoradora, en especial, a las mencionadas.

Para evitar el desprendimiento de refractario se debe evaluar el sistema de control de la relación aire/gas natural, con la finalidad de evitar la formación de hollín en el quemador provocando obstrucción del mismo y la incidencia directa de la llama sobre el material refractario de los quemadores, lo que induce su desgaste y agrietamiento.

El sistema de trazado con vapor es fundamental para mantener el azufre recuperado en estado líquido hasta la fosa de almacenamiento, para su posterior transporte hasta la unidad de solidificación de azufre. Se deben reparar las fugas y el aislamiento de las tuberías para evitar pérdidas de calor hacia el ambiente, y mejorar la transferencia de calor hacia el azufre líquido, recordando que las temperaturas se deben mantener por encima de 240°F.

La evaluación de otras tecnologías para la recolección de azufre líquido es importante en la unidad, ya que los sellos actuales se obstruyen con frecuencia, debido a fallas en el sistema de trazado con vapor y a la deposición de sólidos en las tuberías del sello. Existen otras tecnologías, como la Sultraps™ que presentan una canasta agujerada donde se depositan los posibles sólidos presentes en el azufre líquido, así se evita obstrucción por presencia de sólidos.

La solidificación del azufre, debida a temperaturas inferiores a 240°F, también es producto de un desplazado inadecuado de la unidad, ya que se debe drenar todo el azufre presente en el haz tubular de los condensadores y tuberías hacia la fosa de recolección. El procedimiento de desplazado indica ejecutar la operación por 24 horas o hasta que se detenga el flujo de azufre a la salida de los sellos, sin embargo, en la empresa sólo realiza por un período de 5 horas, tiempo que puede ser insuficiente.

Una rutina de inspección anual no es suficiente debido a los diversos problemas que se presentan en la unidad de recuperación de azufre, se sugiere un aumento en la ejecución de estos planes, realizando mediciones de espesores y pruebas para conocer si existen tubos obstruidos o rotos.

En vista de que el personal de operaciones no ejecuta adecuadamente los procedimientos de arranque y parada de la unidad, se sugiere una revisión y adaptación de los mismos para su posterior ejecución. Los incrementos de temperaturas en los reactores no son llevados a cabo por riesgo de incendio del azufre contenido en los poros del catalizador, esta posibilidad se minimiza si se realiza adecuadamente el desplazado de toda la unidad antes de su parada y la inertización antes del arranque.

CONCLUSIONES

- 1.- La presión del aire de combustión, durante la operación normal, superó el límite máximo de operación.
- 2.- La temperatura del gas de proceso a la salida del horno de reacción se encontró fuera de los límites de operación para todo el período de estudio.
- 3.- Las temperaturas de los gases a la salida de los condensadores de azufre se encontraron dentro de los límites de operación normal.
- 4.- El factor de capacidad de la planta incrementó su valor durante los períodos de parada de la unidad.
- 5.- En los procedimientos de parada no se realiza la remoción del azufre absorbido en los poros del catalizador de los reactores, porque no se cumple el aumento de temperatura a 570°F.
- 6.- Para los procedimientos de arranque de la unidad no se cumplió el incremento de temperaturas en los reactores a 250°F durante 24 horas, ni el incremento a 570°F.
- 7.- Los posibles mecanismos de degradación desarrollados en los condensadores de azufre son corrosión por ácidos débiles, corrosión por bisulfuro de amonio, corrosión por ácido carbónico.
- 8.- En base a las condiciones de temperatura de operación de los condensadores se puede desarrollar sulfidación en el primer y segundo

condensador, así como ampollas de hidrógeno, HIC y SOHIC en los cinco condensadores.

9.- El condensador de la etapa Superclaus presenta la mayor velocidad de corrosión, mientras que el tercer condensador de la etapa Claus presenta el menor valor de vida útil.

10.- Los problemas operacionales de los condensadores debido a presiones se deben por obstrucción y ruptura del haz tubular, obstrucción de los sellos de azufre y de los extractores de neblina.

11.- La solidificación del azufre es producto de las deficiencias en el sistema de trazado con vapor y de la deficiente ejecución del procedimiento de parada.

12.- La evaluación de los sistemas de condensado en las unidades de regeneración de amina y despojamiento de aguas agrias, así como el sistema de precalentamiento de gas agrio son las propuestas más factibles para la búsqueda de una solución a las bajas temperaturas en el horno de reacción.

13.- Para prevenir la solidificación del azufre en tuberías de salida del condensador y sellos de azufre se propone la reparación de las fugas y aislamiento del sistema de trazado con vapor.

RECOMENDACIONES

- Realizar una evaluación para determinar los lazos de corrosión de la unidad recuperadora de azufre, ya que la empresa no cuenta con esta información.
- Realizar análisis al condensado proveniente de los intercambiadores n° 1, 2, 3 y 4, donde se tomen en cuenta la cantidad de sulfatos, cloruros y amonio.
- Realizar mediciones de espesores a los equipos estudiados en su condición actual (expuestos totalmente al medio ambiente) y determinar los valores de velocidad de corrosión, espesor remanente y vida útil.

BIBLIOGRAFÍA

Aguilera, O. (2011). **“Determinación de los mecanismos de degradación asociados a la corrosión interna de las tuberías de crudo diluyente de las unidades de producción de crudo pesado y extrapesado del distrito San Tomé”**. Trabajo de grado. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería Química. Puerto La Cruz.

API 570. (2003). **“Piping inspection code”**. Segunda Edición, Section 7. American Petroleum Institute.

API 571. (2003). **“Damage mechanisms affecting fixed equipment in the refining industry”**. Primera Edición. American Petroleum Institute.

Arias, F. (1996). **“El Proyecto Investigativo”**. Quinta Edición, Editorial Episteme, Venezuela.

Campos, K. (2009). **“Actualización de la filosofía de control de corrosión de las unidades de destilación atmosférica (CDU) y vacío (VDU), coquificación retardada (DCU) y recuperación de gases (GRU) de Petrocedeño”**. Trabajo de grado. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería Química. Puerto La Cruz.

Cengel, Y. (2004): **“Transferencia de calor”**. Segunda Edición, Editorial Mc Graw Hill. Estados Unidos.

Martínez, J. (2009). **“Propuestas para el incremento de la confiabilidad de los equipos críticos, basado en un Análisis Causa Raíz. Caso: sistema**

de alimentación de agua de calderas de una planta productora de metanol". Trabajo de grado. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería Mecánica. Puerto La Cruz.

NACE International. (2011). "**Corrosion control in the refining industry**", Volume 1, Chapter 11, NACE International.

NACE International. (2005). "**Materials resistant to sulfide stress cracking in corrosive petroleum refining environments**". NACE International, Estados Unidos de América.

NACE International. (2003). "**Corrosión interior de ductos**", NACE International, Estados Unidos de América.

Paskall, H. (2000). "**Capability of the Modified-Claus Process**". Western Research. Librería Técnica PDVSA Petromonagas.

Paskall, H. y Sames, J. (2000). "**Sulphur recovery**". Western Research. Librería Técnica PDVSA Petromonagas.

PDVSA Petromonagas. (2000). "**Proceso de recuperación de azufre en la Operadora Cerro Negro Unidad 33-SRU**". Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui.

PDVSA Petromonagas. (2000). "**Manual de variables operacionales y resolución de problemas (Unidad de recuperación de azufre –SRU- / Unidad de solidificación de azufre –SSU-)**". Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui.

Rodríguez, G. (2011). **“Actualización de los lazos de corrosión asociados a la columna de destilación atmosférica de la unidad de crudo de la planta mejoradora de crudo extrapesado de PDVSA-Petropiar”**. Trabajo de grado. Universidad de Oriente. Departamento de Ingeniería Química. Puerto La Cruz.

Stork Engineers & Contractors B.V. (). **“Process design package for sulphur recovery unit 33”**. Volume 1. Comprimo Protech. Complejo Industrial José Antonio Anzoátegui.

Suárez, D. (2007). **“Guía Teórico-Práctico de herramientas técnicas para mejorar la confiabilidad”**. Programa de actualización profesional. Editor Confirma & Consultores, C.A.

Sulphur experts. (2012). **“Seminario de recuperación de azufre PDVSA”**. Western Research. Librería Técnica PDVSA Petromonagas.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

| | |
|------------------|--|
| TÍTULO | EVALUACIÓN DEL ORIGEN DE LAS FALLAS DE LOS CONDENSADORES DEL TREN “I” DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE AZUFRE DEL MEJORADOR DE CRUDO PDVSA PETROMONAGAS |
| SUBTÍTULO | |

AUTOR (ES):

| APELLIDOS Y NOMBRES | CÓDIGO CULAC / E MAIL |
|----------------------------|---|
| PEÑA R., DANIELA M. | CVLAC: 19.717.475 E MAIL:DANIELAP_16@HOTMAIL.COM |

PALABRAS O FRASES CLAVES:

condensadores

azufre

corrosión

análisis causa raíz

fallas

PDVSA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

| ÁREA | SUBÁREA |
|---------------------------------|--------------------|
| Ingeniería y ciencias aplicadas | |
| | Ingeniería Química |
| | |

RESUMEN (ABSTRACT):

El trabajo realizado consistió en la evaluación del origen de las fallas de los condensadores del tren "I" de la unidad recuperadora de azufre del mejorador de crudo PDVSA Petromonagas. Para ello, se recopilaron datos operacionales, a través del sistema de información en tiempo real PI Process Book para el período de tiempo Enero del año 2011 hasta Abril del año 2012, para variables como presión, flujo y temperatura del proceso y se analizó su comportamiento durante períodos de operación normal, parada y arranque; además, se recopiló información de diseño y de rango típico de operación de las variables mencionadas. Seguidamente se procedió a la determinación de los posibles mecanismos de corrosión presentes en los equipos estudiados, realizándose un estudio a las normas API 571 y NACE para identificar mecanismos propensos a desarrollarse en los condensadores de azufre así como sus parámetros claves de control; además, se emplearon los diagramas de tuberías e instrumentación de la unidad de recuperación de azufre y los manuales del fabricante para conocer el material de construcción de los equipos; luego se calcularon la velocidad de corrosión, el espesor remanente y la vida útil para cada uno de los cinco condensadores que forman parte del tren "I" de la unidad. Se elaboró un árbol lógico de fallas mediante la revisión de reportes técnicos y la realización de entrevistas al personal de la empresa y, por medio del razonamiento lógico, se lograron determinar las causas raíz de las fallas de los condensadores estudiados y finalmente se formularon propuestas para su mitigación. De las variables estudiadas, la temperatura del gas de proceso a la salida del horno de reacción se encontró fuera del límite de operación para todo el período de estudio y el factor de capacidad de la unidad incrementó su valor durante los períodos de parada de la planta. Sólo los dos primeros condensadores del proceso de recuperación de azufre pueden desarrollar corrosión por sulfidación, y el condensador de la etapa Superclaus del proceso presenta la mayor velocidad de corrosión. Los problemas operacionales de los condensadores de azufre se deben, principalmente, a obstrucción y ruptura del haz tubular así como a la obstrucción de los sellos de azufre y de los extractores de neblina. La evaluación de los sistemas de condensado en las unidades de regeneración de amina y despojamiento de aguas agrias, así como el sistema de precalentamiento de gas agrio son las propuestas más factibles para la búsqueda de una solución a las bajas temperaturas en el horno de reacción.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

CONTRIBUIDORES:

| APELLIDOS Y NOMBRES | ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL | | | | |
|---------------------|-----------------------------|------------------------------|------|------|------|
| | ROL | CA | AS X | TU | JU |
| Moncada, Fidelina | CVLAC: | 13.366.691 | | | |
| | E_MAIL | fidelinam@gmail.com | | | |
| | E_MAIL | | | | |
| | | | | | |
| Guacarán, Jesús | ROL | CA | AS | TU X | JU |
| | CVLAC: | 16.172.085 | | | |
| | E_MAIL | jesusg.a.iq@gmail.com | | | |
| | E_MAIL | | | | |
| Santamaría, Freddy | ROL | CA | AS | TU | JU X |
| | CVLAC: | 11.420.313 | | | |
| | E_MAIL | freddyjsantamariav@gmail.com | | | |
| | E_MAIL | | | | |
| Salas, Yraima | ROL | CA | AS | TU | JU X |
| | CVLAC: | 8.478.649 | | | |
| | E_MAIL | yrasal@yahoo.es | | | |
| | E_MAIL | | | | |

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

| | | |
|-------------|--------------|-----------|
| 2013 AÑO | JULIO MES | 30 DÍA |
|-------------|--------------|-----------|

LENGUAJE. SPA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ARCHIVO (S):

| NOMBRE DE ARCHIVO | TIPO MIME |
|---|--------------------|
| TESIS.Fallas de condensadores de azufre | Application/msword |
| | |
| | |

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E
F G H I J K L M N O P Q R S T U V W X Y Z . a b c d e f g h i j k l m n o p q r s
t u v w x y z . 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9 .

ALCANCE

ESPACIAL: _____ (OPCIONAL)

TEMPORAL: _____ (OPCIONAL)

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

INGENIERO QUÍMICO

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

PREGRADO

ÁREA DE ESTUDIO:

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

INSTITUCIÓN:

UNIVERSIDAD DE ORIENTE NÚCLEO ANZOÁTEGUI

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:



UNIVERSIDAD DE ORIENTE
CONSEJO UNIVERSITARIO
RECTORADO

CUN°0975

Cumaná, 04 AGO 2009

Ciudadano
Prof. JESÚS MARTÍNEZ YÉPEZ
Vicerrector Académico
Universidad de Oriente
Su Despacho

Estimado Profesor Martínez:

Cumplo en notificarle que el Consejo Universitario, en Reunión Ordinaria celebrada en Centro de Convenciones de Cantaura, los días 28 y 29 de julio de 2009, conoció el punto de agenda "SOLICITUD DE AUTORIZACIÓN PARA PUBLICAR TODA LA PRODUCCIÓN INTELECTUAL DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE EN EL REPOSITORIO INSTITUCIONAL DE LA UDO, SEGÚN VRAC N° 696/2009".

Leído el oficio SIBI - 139/2009 de fecha 09-07-2009, suscrita por el Dr. Abul K. Bashirullah, Director de Bibliotecas, este Cuerpo Colegiado decidió, por unanimidad, autorizar la publicación de toda la producción intelectual de la Universidad de Oriente en el Repositorio en cuestión.

UNIVERSIDAD DE ORIENTE
SISTEMA DE BIBLIOTECA
RECIBIDO POR *[Firma]*
FECHA 05/8/09 HORA 5:30

Comunicación que hago a usted a los fines consiguientes.

Cordialmente,

[Firma]
JUAN A. BOLANOS CUMBELE
Secretario



C.C: Rectora, Vicerrectora Administrativa, Decanos de los Núcleos, Coordinador General de Administración, Director de Personal, Dirección de Finanzas, Dirección de Presupuesto, Contraloría Interna, Consultoría Jurídica, Director de Bibliotecas, Dirección de Publicaciones, Dirección de Computación, Coordinación de Telemática, Coordinación General de Postgrado.
JABC/YGC/maruja

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

DERECHOS

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajo de grado:

“Los trabajos de Grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del consejo de Núcleo respectivo, quien deberá participarlo previamente al Consejo Universitario, para su autorización”.

Peña R., Daniela M
AUTOR

Moncada, Fidelina
TUTOR

Santamaría, Freddy
JURADO

Salas, Yraima
JURADO

Salas; Yraima
POR LA COMISION DE TESIS DE GRADO