



UNIVERSIDAD NACIONAL
AVENIDA DE
MEXICO

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

**PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN
INGENIERÍA**

FACULTAD DE QUÍMICA

**DIAGNÓSTICO DEL ESTADO DE OPERACIÓN Y PROPUESTA
DE MEJORA DE LA SECCIÓN DE TRATAMIENTO CON DEA
(PROCESO GIRBOTOL) DE LA PLANTA DE COQUIZACIÓN
RETARDADA DE LA REFINERÍA FRANCISCO I. MADERO**

T E S I S

QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE

MAESTRO EN INGENIERÍA

CAMPO DE CONOCIMIENTO - CAMPO DISCIPLINARIO

P R E S E N T A

ROBERTO VALVERDE GARZA



TUTOR
DR. PEDRO ROQUERO TEJEDA

2010



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: M.I. Felipe de Jesús Escobar Barrera

Secretario: Dr. José Fernando Barragán Aroche

Vocal: I.Q. Cesar Méndez Ortega

1^{er}. Suplente: M.I. José Antonio Ortiz Ramírez

2^{do}. Suplente: Dr. Pedro Roquero Tejeda

Lugar o Lugares donde se realizó la tesis:

Universidad Nacional Autónoma de México
Refinería “Francisco I. Madero”

TUTOR DE TESIS:

DR. PEDRO ROQUERO TEJEDA

FIRMA

AGRADECIMIENTOS

A Dios:

Por acompañarme siempre en todo momento de dificultad, permitirme concluir satisfactoriamente mis estudios y por cuidar a mi familia durante los días de ausencia.

A mis padres Ana Elvira y Alfonso (+):

Por el apoyo íntegro, su cariño y comprensión que desde niño me han brindado, por guiar mi camino y estar junto a mí en los momentos difíciles y de gloria. Gracias por guiar mi vida con esfuerzo, esto ha hecho que sea lo que soy... ¡los quiero!

A mi amada esposa Nora Alicia Hernández Rivera:

Por siempre creer en mí, por tu apoyo incondicional en todos los proyectos y desafíos que he emprendido, por estar siempre conmigo cuando te he necesitado y sobre todo por llegar a mi vida...Eres todo para mí... ¡Te Amo!

A mis Hijos Roberto Haziel, Roberta Hanet y Robert Haret:

Gracias a mis chiquitines por impulsarme a seguir adelante, fueron parte importante en este proyecto de carrera y seguirán siéndolo en nuestro proyecto de vida... ¡Los Amo!

A mis Hermanos y Hermanas:

Les agradezco sus palabras de aliento y apoyo, estoy orgulloso de ustedes.

A mis amigos de maestría:

Por los gratos momentos que compartimos, siempre los he de recordar.

A mis maestros:

Por compartir sus valiosas experiencias y los conocimientos necesarios para afrontar los retos profesionales.

Y... a cada unas de las personas que fueron parte de este proyecto de maestría y desarrollo de mi tesis, preferí no anotar sus nombres, pero ellos saben que sin su participación esto no hubiese sido posible.

A todos Ustedes...Gracias

Roberto

ABREVIATURAS

PI System	Marca comercial de OSI Software Inc., la cual proporciona datos del proceso en tiempo real e histórico, mediante un servidor.
SICOLAB	Sistema de Control de Laboratorios.
SSPA	Seguridad, Salud y Protección Ambiental.
NOM-148-SEMARNAT-2006	Norma Oficial Mexicana, Contaminación atmosférica.- Recuperación de azufre proveniente de los procesos de refinación del petróleo.
U-022	Sección de Tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada.
IMP	Instituto Mexicano del Petróleo.
DEA	Dietanolamina.
MDEA	Metildietanolamina.
DIPA	Diisopropanolamina.
HSAS	Heat Stable Amine Salts (Sales térmicamente estables en aminas).
MEA	Monoetanolamina.
PDAH	Alarma por alta diferencial de presión.
U-080	Planta Recuperadora de Azufre.
U-020	Planta de Coquización Retardada.
Slop Oil	Sistema de Tratamiento de Residuos de Aceite.
%p	Medida de concentración, Por ciento en peso.
M ³ /h	Medida de flujo volumétrico, metros cúbicos sobre hora.
Kg/h	Medida de flujo másico, kilogramos sobre hora.
ppmv	Partes por millón en volumen.
ppm	Partes por millón.
T/h	Toneladas por hora.
kg/cm ²	Kilogramo sobre centímetro cuadrado.
abs	Valor absoluto de un número sin importar el signo (+) o (-).

ÍNDICE		Pág.
Capítulo 1		1
1 Marco Teórico		1
1.1 Introducción.....		3
1.2 Antecedentes.....		3
1.3 Objetivo.....		4
Capítulo 2		4
2 Proceso con Alcanolaminas		4
2.1 Principios de Proceso.....		4
2.1.1 Estructura molecular de alcanolaminas comunes.....		4
2.1.2 Química del tratamiento de gas con alcanolaminas.....		5
2.1.3 Ventajas y desventajas entre alcanolaminas más importantes en tratamiento de gases amargos.....		6
2.2 Problemas frecuentes en tratamientos con DEA.....		9
2.2.1 Absorción.....		9
2.2.2 Análisis de Solución de amina.....		10
2.2.3 Carga de gas ácido y flujo de circulación de amina.....		10
2.2.4 Espumación.....		11
2.2.5 Pérdida de DEA.....		11
2.2.6 Corrosión.....		12
2.2.7 Reposición de agua.....		12

	Pág.
Capítulo 3	13
3 Descripción del Proceso de la sección de tratamiento con DEA (U-022)	13
3.1 Unidades de la sección de Tratamiento con DEA.....	13
3.1.1 Unidad de Separación y Absorción de DEA rica / hidrocarburos.....	13
3.1.2 Unidad de regeneración.....	14
3.1.3 Unidad de filtrado.....	15
3.1.4 Unidad de Endulzamiento de gas amargo.....	16
3.1.5 Unidad de Endulzamiento de butanos amargos.....	16
3.2 Especificaciones de la alimentación y producto de la sección U-022.....	17
3.3 Balance de materia y energía del diagrama de flujo de la sección U-022.....	19
3.4 Lista de equipos y condiciones de operación y diseño de la sección U-022.....	19
Capítulo 4	23
4 Diagnóstico del estado de operación de la sección U-022	23
4.1 Revisión de las condiciones reales y de diseño de la sección U-022.....	23
4.1.1 Revisión del balance de azufre y de amina en las columnas endulzadoras y regeneradora.....	24
4.1.2 Revisión de análisis de laboratorio.....	26
4.1.3 Revisión a condiciones de operación.....	29
4.1.4 Simulación del proceso.....	42
4.1.4.1 Datos de Diseño de las corrientes del proceso.....	43
4.1.4.2 Datos obtenidos del simulador con datos de diseño de las corrientes de proceso.....	43

	Pág.
Capítulo 5	49
5 Conclusiones y Recomendaciones	49
5.1 Desviaciones detectadas, causas y consecuencias.....	49
5.1.1 Alta caída de presión en las torres absorbedoras.....	49
5.1.1.1 Columna Absorbedora de gas, V-31505.....	49
5.1.1.2 Columna Absorbedora de butanos, V-31504.....	49
5.1.2 Alto contenido de H ₂ S en la solución de DEA pobre.....	50
5.1.3 Alto contenido de sólidos en las corrientes de solución de DEA.....	50
5.1.4 Falta de mantenimiento a filtros de DEA pobre.....	50
5.1.5 Requerimientos de señalización de presión diferencial de filtros en el Cuarto de Control.....	50
5.1.6 Requerimientos de sistemas hidráulicos para la protección de bombas por flujo mínimo.....	51
5.2 Recomendaciones para la normalización de las desviaciones.....	51
5.2.1 Incremento en la caída de presión en las columnas endulzadoras de butanos, V-31504 y de gas, V-31505.....	51
5.2.2 Alto contenido de H ₂ S en la solución de DEA pobre.....	53
5.2.3 Relación Molar H ₂ S / DEA.....	53
5.2.4 Alto contenido de H ₂ S en las corrientes tratadas.....	54
5.2.5 Alto contenido de sólidos en las corrientes de solución de DEA.....	54
5.2.6 Sistema de protección por bajo flujo en las bombas.....	55
5.3 Recomendaciones de soporte.....	55
5.3.1 Análisis de laboratorio y frecuencia de análisis.....	55
5.4 Comentarios finales.....	56
Bibliografía	61

ÍNDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1	Diagrama general de flujo de proceso de plantas tratadoras de gas con alcanolaminas..... 2
Figura 2	Aminas primarias, secundarias y terciarias..... 4
Figura 3	Unidad de separación y absorción de la planta U-022..... 13
Figura 4	Unidad de regeneración..... 14
Figura 5	Unidad de filtrado..... 16
Figura 6	Unidad de endulzamiento de gases y butanos amargos..... 17
Figura 7	Diagrama de flujo de proceso de la planta U-022..... 21
Figura 8	Columna regeneradora de amina DA-1001. Variabilidad de la concentración de DEA en la solución de amina..... 27
Figura 9	Columna regeneradora de amina DA-1001. Variabilidad de la concentración de H ₂ S en la solución de amina..... 27
Figura 10	Gas seco combustible de la endulzadora V-31505, %mol H ₂ S y Peso molecular..... 28
Figura 11	Gas ácido salida del FA-1002, %mol H ₂ S y Peso molecular..... 28
Figura 12	Columna regeneradora de amina DA-1001. Remoción de H ₂ S en la columna..... 29
Figura 13	Columna regeneradora de amina DA-1001. Flujo de amina rica y flujo de vapor a rehervidores..... 30
Figura 14	Columna regeneradora de amina DA-1001. Producción de gas ácido y temperatura del fondo..... 30
Figura 15	Columna regeneradora de amina DA-1001. Reflujo al domo y temperatura del domo..... 31
Figura 16	Columna endulzadora de Butanos V-31504. Flujo de Butanos y Amina pobre..... 32
Figura 17	Columna endulzadora de Butanos V-31504. Caída de presión..... 32

	Pág.
Figura 18	Columna endulzadora gas amargo V-31505. Flujo de Gas dulce y de Amina pobre..... 33
Figura 19	Columna endulzadora de gas amargo V-31505. Caída de presión en la columna..... 33
Figura 20	Sistema de filtrado. Amina pobre circulante..... 34
Figura 21a	Sistema de filtrado, FG-1001A/B. Caída de presión..... 35
Figura 21b	Sistema de filtrado, FG-1001A/B. Caída de presión..... 36
Figura 22	Sistema de filtrado, FG-1003A/B. Caída de presión..... 36
Figura 23	Sistema de filtrado, FG-1002. Caída de presión..... 37
Figura 24	Sistema de filtrado. Flujo de amina pobre filtrada..... 37
Figura 25	Sistema de filtrado. Caída de presión y flujo de amina pobre..... 38
Figura 26	Contenido de sólidos en la amina pobre y amina rica..... 38
Figura 27	Curva característica de las bombas de amina pobre GA-1003/R..... 40
Figura 28	Comparación de las curvas características de la bomba de amina pobre GA-1003..... 40
Figura 29	Desplegado de la selección del paquete propio de amina del modulo Aspen Hysys..... 42
Figura 30	Desplegado de los componentes seleccionados con el paquete de amina..... 42
Figura 31	Desplegado de diagrama en Hysys de la sección de tratamiento con DEA, U-022..... 46

ÍNDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1	Propiedades físicas de las alcanolaminas..... 9
Tabla 2	Condiciones de la alimentación en límites de batería, DEA Rica..... 18
Tabla 3	Condiciones de los productos en límites de batería, Amina Pobre..... 18
Tabla 4	Condiciones de los productos en límites de batería, Gas ácido..... 19
Tabla 5	Corrientes de diseño de la planta U-022..... 20
Tabla 6	Lista de equipos de la sección U-022 (condiciones de operación y diseño)..... 22
Tabla 7	Condiciones de diseño de la columna regeneradora de amina, DA-1001..... 23
Tabla 8	Condiciones de diseño del absorbedor de butanos, V-31504..... 23
Tabla 9	Condiciones de diseño del absorbedor de gas, V-31505..... 24
Tabla 10	Balance de materia en las columnas DA-1001, V-31504 y V-31505..... 25
Tabla 11	Balance de materia obtenido mediante simulación con Aspen Hysys..... 45
Tabla 12	Comparación entre datos de diseño y los datos obtenidos mediante simulación – Sección de tratamiento con DEA..... 47
Tabla 13	Comparación entre datos de diseño y los datos obtenidos mediante simulación – Unidades de Endulzamiento..... 48
Tabla 14	Desviaciones detectadas, causas, consecuencia y propuestas de solución para la normalización de la sección de tratamiento con DEA..... 58

ÍNDICE DE APÉNDICES

	Pág.
Apéndice A	Guía práctica en tratamientos con aminas..... 62
Apéndice B	Condiciones de operación promedio de la sección de amina Planta de Coquización Retardada (Flujos, Temperatura, presión)..... 84
Apéndice C	Caracterización de corrientes asociadas a la sección de amina Planta de Coquización Retardada (datos promedio SICOLAB)..... 85
Apéndice D	Balances asociados a las columnas de la sección de amina Planta de Coquización Retardada..... 86
Apéndice E	Balance de materia en las columnas endulzadoras y regeneradora de la Sección de tratamiento con DEA, U-022..... 92
Apéndice F	Valores reales de las columnas de endulzamiento V-31504 y V-31505..... 94

RESUMEN

La planta de Coquización Retardada, de la Refinería "Francisco I. Madero", de Cd. Madero, Tamps., cuenta con una sección de Tratamiento de hidrocarburos con Dietanolamina (proceso Girbotol), con la finalidad de disminuir el ácido sulfhídrico contenido en los hidrocarburos procesados en la refinería, reduciendo las emisiones de contaminantes al medio ambiente en procesos posteriores (gas combustible) y aumentar el contenido de ácido sulfhídrico en la corriente ácida hacia la planta recuperadora de azufre.

La sección de amina de la planta de Coquización Retardada ha presentado una serie de problemas operativos, por lo que el presente trabajo de investigación se desarrolló con los datos obtenidos de condiciones de operación promedio mensual, de julio a diciembre de 2009. Se efectuó la revisión del balance de azufre y de amina en las columnas endulzadoras y regeneradora, las condiciones de operación y los análisis de laboratorio de la Sección de Tratamiento con DEA, detectándose desviaciones entre las condiciones de diseño y las condiciones reales de operación. También en este estudio, se muestran las probables causas y consecuencias que dificultan la operación estable y limitan la recuperación del ácido sulfhídrico de las corrientes amargas.

En términos generales, la problemática de la sección de tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada es el efecto de una sucesión de eventos relacionados, como son:

- Insuficiente disminución de sólidos y sales térmicamente estables en el sistema de filtrado.
- Insuficiente disminución de los hidrocarburos arrastrados por la amina rica en el tambor separador.
- Formación de espuma en las columnas endulzadoras.
- Corrosión y generación de sólidos en las unidades de filtrado y endulzamiento.
- Sólidos adheridos en el lecho empacado reduciendo el área de flujo en las columnas endulzadoras.

Como parte de este estudio se hizo una simulación en Aspen Hysys del proceso Girbotol. Las condiciones de diseño pueden ser simuladas con relativa facilidad, obteniendo errores menores a 15 % en temperatura, presión y flujo. Al buscar simular las condiciones de operación reales, no hay convergencia en el método en algunas secciones, lo cual es un indicador de errores en la operación actual de la planta. Por ejemplo, la columna en que se ponen en contacto una corriente de amina pobre con una de butanos, ha estado operando sin la corriente de hidrocarburo, por lo cual resulta normal que la simulación de este tipo de situación sea imposible.

Derivado de esta problemática, se proponen en este documento algunas recomendaciones como alternativas para mejorar la operación de la sección de tratamiento con DEA.

Capítulo 1.

1 Marco Teórico

1.1 Introducción

Las plantas de endulzamiento de gases y líquidos amargos derivados del petróleo crudo con alcanolaminas, denominadas "GIRBOTOL", tienen una gran importancia y su operación debe ser óptima para obtener los máximos índices ocupacionales, operacionales y cumplimiento, así como rendimientos, eficiencia y seguridad. Estas plantas requieren de máximos cuidados.

El comportamiento de la flexibilidad operacional de la planta, capacidad de tratamiento, y eficiencia para obtener los gases y líquidos tratados dentro de especificaciones dependerá de:

- Diseño de los equipos que conforman la planta.
- Condiciones y variables de operación.
- Eficiencia de absorción y comportamiento de las soluciones de alcanolaminas.
- Calidad y cantidad de las cargas de alimentación.
- Selección del solvente alcanolamina a utilizar.
- Flujo y concentraciones de amina.
- Relación mol de gases ácidos/amina.
- Cantidad de contaminantes en las soluciones de amina.

Estas plantas presentan problemas de control frecuentes cuando no se cuida la purificación de aminas, dando lugar a contaminaciones, ensuciamiento, y degradación de las alcanolaminas por la presencia de sales solubles estables al calor (HSAS), que a su vez causan pérdidas por corrosión en los equipos, formación de espuma, arrastre de amina en las corrientes de gas tratado o gases ácidos, o bien, disolución de la amina en hidrocarburos y, por consiguiente, un mal tratamiento del gas^[1].

Las observaciones visuales del color de las aminas y la información analítica son esenciales para un mayor control, para evitar pérdidas de amina/hidrocarburo y obtener el máximo rendimiento de gases ácidos, con un mínimo de problemas de corrosión, reemplazo de equipo y mantenimiento.

La disminución de los componentes del gas amargo o ácido, como el sulfuro de hidrógeno (H_2S), el dióxido de carbono (CO_2), el sulfuro de carbonilo (COS) y los mercaptanos (RSH) del gas y en las corrientes de hidrocarburos líquidos son un requisito en la industria de la Refinación del petróleo. Esto es especialmente cierto con las consideraciones ambientales cada vez más estrictas, junto con la necesidad de procesar el gas natural y petróleo crudo con niveles de azufre cada vez más altos. Las típicas aplicaciones industriales en el tratamiento de gas incluyen la producción de gas natural, gas combustible, H_2 de alta pureza, y la purificación de amoniaco, gas de síntesis, gases de vertedero, gas de horno de coque o gas de cola de la planta de tratamiento de gas de cola.^[2]

Numerosos procesos alternativos de tratamiento de gas están disponibles, por lo que la composición de los gases, la presión y temperatura de operación, la cantidad y calidad de gas amargo a ser procesado, la especificación del producto y las necesidades del gas ácido a posteriores procesamientos son algunos de los factores que deben considerarse cuando se

selecciona un proceso de tratamiento de gas. Una vez que los requisitos del proceso han sido definidos, se deben seleccionar los factores adicionales como la inversión y costo de operación de la planta, las condiciones climáticas y la facilidad de la operación ^[2].

Durante más de cincuenta años, las industrias procesadoras del gas natural y del petróleo han utilizado las alcanolaminas para la eliminación del gas ácido. Estos procesos utilizan un solvente, una alcanolamina en una solución acuosa, que reacciona con los componentes de los gases ácidos (H_2S y CO_2) para formar una sal. Este complejo se invierte posteriormente en el regenerador a temperaturas elevadas y el gas ácido es separado del solvente para su reutilización. La figura 1 ilustra el flujo de proceso para una planta típica de tratamiento de gas con el empleo de alcanolaminas ^[2].

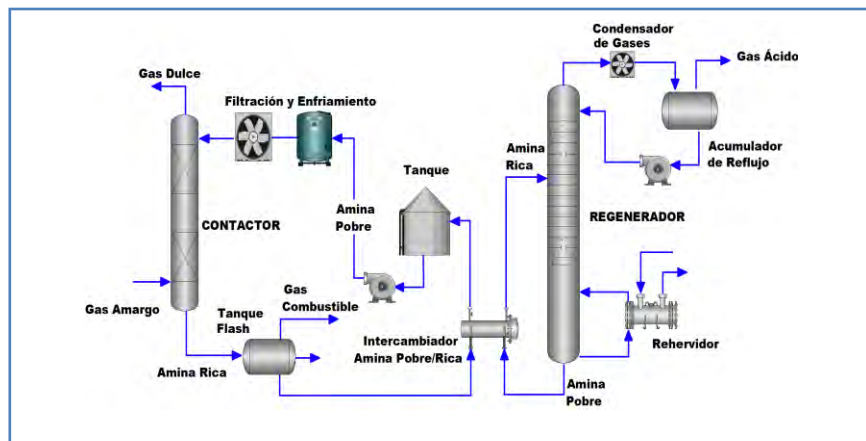


Figura 1. Diagrama general de flujo de proceso de plantas tratadoras de gas con alcanolaminas

Sección de Tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada (U-022).

Para lograr el objetivo de disminuir el contenido de ácido sulfhídrico (H_2S) del gas amargo (propano y butanos) obtenido como producto de la planta de coquización retardada, se cuenta con una sección en donde se realiza el endulzamiento por absorción química, utilizando una solución de Dietanolamina (DEA); dicha sección de procesamiento se encuentra conformada a su vez por cuatro unidades ^[3].

- Endulzamiento de Gas Amargo.
- Endulzamiento de Butanos Amargos.
- Regeneración.
- Filtración.

En la unidad de endulzamiento se lleva a cabo el proceso de absorción del H_2S contenido en el gas y en los butanos amargos producidos durante el proceso de coquización, para enviarlos libres de este contaminante hacia la red de gas combustible y hacia lavado cáustico, respectivamente, cumpliendo de esta manera con las especificaciones de contenido de H_2S para su entrega en límite de batería.

En la unidad de regeneración se realiza la desorción del H₂S contenido en la solución de DEA utilizada en la absorción (amina rica), con el objetivo de volver a tener esta solución en las condiciones adecuadas para continuar realizando su función de absorción (eliminación del H₂S) en la unidad de endulzamiento.

En la unidad de filtración se eliminan las impurezas contenidas en la solución de DEA, impurezas generadas durante el proceso de endulzamiento, con la finalidad de evitar que la solución pierda su capacidad de absorción y reducir la incidencia de otros problemas en el proceso de endulzamiento, tales como incremento de la corrosión, operación anormal de torres endulzadoras, incremento en la pérdida de solución de DEA por arrastre, etc.

1.2 Antecedentes

La sección de Tratamiento con DEA de la Planta de Coquización Retardada, está diseñada para endulzar dos corrientes de hidrocarburos. La primera de ellas consiste de gas amargo a 9.8 kg/cm² man., producido durante el proceso de coquización del residuo de vacío, cuyo flujo es de 25,132 kg/h, y la segunda corriente tratada en esta unidad, consiste de butanos líquidos (LPG) obtenidos durante el proceso de coquización retardada, a 16 kg/cm² man. y con un flujo de 9,980 kg/h, reduciendo su contenido de H₂S en ambos tratamientos desde 23.64%p y 3.0%p respectivamente hasta un contenido menor de 0.01%p.

Actualmente la sección de amina de la planta de Coquización Retardada ha estado presentando una serie de problemas operativos que dificultan su operación estable y limitan la recuperación del ácido sulfhídrico de las corrientes amargas.

Debido a que la normatividad vigente en materia ambiental establece que se debe recuperar al menos un 90% de azufre contenido en el crudo procesado por la refinería (NOM-148-SEMARNAT-2006) y a la obligación de cumplir las políticas institucionales contenidas en el libro verde del SSPA de Petróleos Mexicanos, la Gerencia de la Refinería Francisco I. Madero ha realizado una serie de actividades para cumplir con las disposiciones, sobre todo en lo que respecta a la planta recuperadora de azufre (U-080), pieza importante para el cumplimiento de la legislación federal. Aunque, por otro lado, existe también la preocupación de operar de manera eficiente las unidades de endulzamiento de gases con amina de las plantas con proceso "GIRBOTOL" de este importante centro de negocio.

En este proyecto, se presentan los resultados del diagnóstico operativo que se realizó en esa planta y se presentan una serie de recomendaciones tendientes a mejorar la operación.

1.3 Objetivo

Proponer alternativas viables para la mejora de la sección de tratamiento con DEA de la planta de coquización retardada, mediante un diagnóstico del estado de operación del proceso Girbotol en la refinería "Francisco I. Madero"

Capítulo 2

2 Proceso con Alcanolaminas

2.1 Principios de Proceso

2.1.1 Estructura molecular de alcanolaminas comunes

Las Alcanolaminas están constituidas de cadenas de hidrocarburos con dos grupos funcionales: una amina y un hidroxilo. En general, el grupo hidroxilo sirve para reducir la presión de vapor, modificar la fuerza de la base y aumentar la miscibilidad en el agua, mientras que el grupo amino proporciona la alcalinidad necesaria en el agua para promover la reacción con los gases ácidos. Además, la cadena de carbón separa el grupo hidroxilo del amino y proporciona estabilidad química.

AMINAS PRIMARIAS			
Monoetanolamina (MEA)		Agente Diglicolamina (DGA)	
P.M.	61	P.M.	105
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$	Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{OC}_2\text{H}_4\text{NH}_2$
AMINAS SECUNDARIAS			
Dietanolamina (DEA)		Diisopropanolamina (DIPA)	
P.M.	105	P.M.	133
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{NHC}_2\text{H}_4\text{OH}$	Fórmula	$\text{HOC}_3\text{H}_6\text{NHC}_3\text{H}_6\text{OH}$
AMINAS TERCIARIAS			
Trietanolamina (TEA)		Metildietanolamina (MDEA)	
P.M.	149	P.M.	119
Fórmula	$\text{HOC}_2\text{H}_4\text{N}(\text{C}_2\text{H}_4\text{OH})_2$	Fórmula	$(\text{HOC}_2\text{H}_4)_2\text{NCH}_3$

Figura 2. Aminas primarias, secundarias y terciarias

Las Alcanolaminas se clasifican por el grado de sustitución sobre el nitrógeno central; una sustitución simple denota una amina primaria, una sustitución doble, una amina secundaria, y la sustitución triple, una amina terciaria. Es evidente que las estructuras moleculares de las alcanolaminas primarias y secundarias tienen el nitrógeno central sustituido por átomos de Hidrógeno, a diferencia de las alcanolaminas terciarias que tienen el nitrógeno central totalmente sustituido por hidrocarburos.

El sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2) son llamados gases ácidos porque en solución acuosa, se disocian para formar ácidos débiles. Las alcanolaminas son bases orgánicas débiles.

Cuando el flujo de gas amargo con presencia de H_2S o CO_2 entra en contacto con la solución acuosa de alcanolamina, el gas ácido y la base de aminas reaccionan para formar un complejo. Este complejo se invierte en el extractor cuando el gas ácido de amina rica es despojado por el vapor, liberando el gas ácido para su eliminación o transformación y regeneración de la solución de aminas para la reutilización, eliminando así el gas ácido de la corriente de gas de entrada.

La estructura molecular de las alcanolaminas juega un papel importante en la química de la reacción y, por lo tanto, en la capacidad de extracción de gas ácido de los diversos solventes en el tratamiento de gases. El número, tamaño y tipo de grupos alcano unido al grupo amino central determina las propiedades físicas y químicas del solvente.

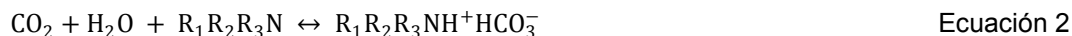
2.1.2 Química del tratamiento de gas con alcanolaminas

El proceso de tratamiento con amina se basa en la reacción de una amina, que es una base débil (alcanolamina) con un ácido débil (H_2S y/o CO_2) para obtener una sal soluble en agua.

En una solución acuosa, el H_2S y el CO_2 se disocian para formar una solución débilmente ácida. Cuando una corriente de gas que contiene H_2S y CO_2 , tiene contacto con una solución de amina acuosa, los gases ácidos reaccionan con la amina para formar un complejo ácido-base soluble, una sal, en la solución de tratamiento. La reacción entre ambos, el H_2S y el CO_2 es exotérmica y se libera una considerable cantidad de calor. Sin importar la estructura de la amina, el H_2S reacciona con ella en una reacción de transferencia de protón directa, como se muestra en la ecuación 1, para formar el hidrosulfuro de amina ^[2].



La reacción entre la amina y el CO_2 es un poco más compleja porque la absorción de CO_2 se puede producir a través de dos mecanismos de reacción. Cuando se disuelve en el agua, la hidrólisis de CO_2 para formar ácido carbónico, que a su vez, poco a poco se disocia en bicarbonato. El bicarbonato participa en una reacción ácido-base con las aminas para formar un complejo, que se muestra a continuación:



Esta reacción ácido-base puede ocurrir con cualquiera de las alcanolaminas independientemente de su estructura, pero es lenta debido a que la cinética de disociación del ácido carbónico es lenta y determina la rapidez global.

2.1.3 Ventajas y desventajas entre alcanolaminas más importantes en tratamiento de gases amargos ^[2].

Monoetanolamina (MEA)

El uso de MEA en el tratamiento de gas está bien establecido y se cuenta con una gran cantidad de literatura sobre el tema. Sin embargo, la MEA ya no es el solvente predominante en el tratamiento de gases con alcanolamina; su uso ha disminuido en los últimos años. La MEA es normalmente utilizada en concentración de 15 a 20% en peso.

Las ventajas de la MEA incluyen:

- Bajo costo de solvente,
- Buena estabilidad térmica,
- La remoción parcial de COS y CS₂, para lo cual se requiere un lavador.
- Alta reactividad debido a su carácter de aminas primarias, una especificación de 4 ppmv de H₂S se puede lograr y la eliminación de CO₂ a 100 ppmv para condiciones de operación de baja a moderada presión, y
- Fácil regeneración para concentrar productos de irreversible degradación.

Algunas de las desventajas de la MEA son:

- Alta presión de vapor de solvente que resulta en pérdidas mayores de solvente que con otras alcanolaminas,
- Mayor potencial de corrosión que otras alcanolaminas,
- Alta demanda de energía, debido a la alta temperatura requerida para la reacción,
- Eliminación no selectiva en una mezcla de gas ácido, y
- Formación de productos de degradación irreversible, con CO₂, COS y CS₂, que requiere continua regeneración, además de la formación de poliaminas superiores que aceleran la corrosión y representan una pérdida de la MEA.

En los tratamiento de gas en condiciones de baja presión y una máxima remoción de COS y CS₂ es mayormente utilizada la MEA. Sin embargo, solventes más eficientes, especialmente para el tratamiento de gas natural de alta presión están reemplazando rápidamente a la MEA.

Dietanolamina (DEA)

Probablemente el solvente más utilizado en el tratamiento del gas ácido, la DEA por ser una amina secundaria es en general menos reactiva que la MEA. Aplicaciones con cantidades apreciables de COS y CS₂, además de H₂S y CO₂, tales como las corrientes de gas de refinería, pueden tratarse con éxito. La DEA es típicamente utilizada en concentración de 25 a 30% en peso.

Las ventajas de la DEA son:

- Resistencia a la degradación por COS y CS₂,
- Baja presión de vapor de solvente que se traduce en pérdidas potencialmente más bajas de solvente,
- Reducción de la naturaleza corrosiva, en comparación con MEA, y
- Bajo costo de solvente.

Algunas de las desventajas de la DEA son:

- Baja reactividad comparada con la MEA y el agente DGA,
- Mayor flujo de circulación de la solución.

Una explicación de la utilización de la DEA en el tratamiento de los gases de la industria se debe a la capacidad de la DEA para satisfacer tres requerimientos importantes en un proceso de tratamiento de gas ácido,

1. La reactividad,
2. Corrosividad, generalmente menor que la MEA.
3. La utilización de la energía permite una gama más amplia de aplicaciones en el tratamiento de gas que otros solventes.

Agente DIGLICOLAMINA (DGA).

La Fluor Corporation patentó el proceso Diglycolamine y el Agente DGA se comercializó a finales de los sesenta por Fluor y Jefferson Chemical Company, una predecesora de la Texaco y Huntsman Chemical Corporation. La patente ha expirado y el proceso no lleva cargos por regalías. Siendo una amina primaria, el Agente DGA es similar en muchos aspectos a la MEA, excepto que su baja presión de vapor permite mayores concentraciones de solvente. Normalmente es usado entre 50 y 60% en peso, resultando significativamente en muy bajos rangos de circulación y utilización de la energía.

Las ventajas del Agente DGA incluyen:

- Ahorro en el costo de operación debido a las menores necesidades de recirculación,
- La eliminación de COS y CS₂,
- Su Alta reactividad, una especificación de 4 ppmv de H₂S, generalmente puede ser obtenida para aplicaciones con bajas presiones y altas temperaturas de operación,
- Remoción de mercaptano en comparación con otras alcanolaminas,
- Bajo punto de congelación de solución al 50% en peso DGA [-34 °C], mientras que soluciones del 15% en peso de MEA y 25% en peso de DEA tienen puntos de congelación de -4 y -6 °C, respectivamente,
- Excelente estabilidad térmica y
- Fácilmente regenerable para revertir la BHEEU (N,N'-bis(hydroxyethoxyethyl) urea) formado por la reacción de la DGA con CO₂ y COS ^[4].

Algunas de las desventajas del Agente DGA son los siguientes:

- Eliminación no selectiva en sistemas de mezclas de gases ácidos,
- Absorbe compuestos aromáticos del gas de alimentación, esto potencialmente complica en el diseño de las plantas recuperadoras de azufre, y
- Tiene mayor costo que la MEA y la DEA.

Metildietanolamina (MDEA).

En los últimos años, los solventes especialmente formulados con MDEA, ofrecidos por varios proveedores de solvente han ganado terreno en mercado. La introducción de los solventes formulados con MDEA ha sido la gran innovación en la industria del tratamiento de gas en las últimas dos décadas. Este éxito comercial se debe principalmente a la capacidad del MDEA de remover selectivamente el H_2S y una porción significativa de CO_2 , en el tratamiento de una corriente que contenga ambos gases ácidos. Esta falta de remoción de CO_2 puede ser útil en procesos donde se requiere mejorar el contenido de H_2S , para plantas recuperadoras de azufre o para el ajuste del contenido del CO_2 de los gases tratados.

Originalmente, la aplicación más importante de MDEA y de los distintos solventes formulados de MDEA fueron en la plantas de tratamiento de los gases de cola, pero cada vez más los solventes formulados han desplazado a las aminas primarias y secundarias en los sistemas de tratamiento primario de las refinerías y en procesos de tratamiento de gas natural de alta presión.

El MDEA es normalmente utilizado en una concentración de 50% en peso.

Las ventajas del MDEA y los solventes formulados con MDEA son:

- Selectividad del H_2S sobre el CO_2 en mezclas de gases ácidos. Esencialmente remueven completamente el H_2S mientras que sólo una porción de CO_2 es removida del gas ácido alimentado a las plantas recuperadoras de azufre,
- Por tener presiones bajas de vapor, resulta en pérdidas menores de solvente,
- Alta resistencia a la degradación,
- Integración con tratamientos de gas con procesos Claus, y
- Eficiente utilización de la energía (Ahorro en el capital y costos de operación)
- Mejora en la capacidad de tratamiento.

Las desventajas del MDEA y los solventes formulados con MDEA son:

- Mayor costo del solvente MDEA en relación con MEA, DEA y Agente DGA,
- Mayor corrosividad en servicios susceptibles a la formación de HSS (corrosión por sulfuro de hidrógeno) debido a que es una base más débil, que la MEA o la DEA.
- No se regenera por técnicas convencionales de regeneración, y
- Mínima remoción de COS, CS_2 y Mercaptanos.

Diisopropanolamina (DIPA).

La DIPA es empleada principalmente en los tratamientos de gases en las refinerías, especialmente en Europa. Adicionalmente, la DIPA fue utilizada originalmente en los procesos SCOT para la limpieza de gas de cola pero ahora normalmente están utilizando las MDEA debido a su gran selectividad con el H_2S . La DIPA se usa normalmente en concentración de 40 y 50% en peso.

Las ventajas de la DIPA incluyen:

- Moderada selectividad del H_2S sobre CO_2 en sistemas con mezclas de gases ácidos, la cual se atribuye a los efectos de impedimento estérico,
- Remoción parcial de COS,
- Integración con tratamientos de gas de cola del proceso Claus, y
- Eficiente utilización de la energía (ahorro en el capital y costo de operación).

Las desventajas de la DIPA incluyen:

- La selectividad moderada de H₂S sobre el CO₂ es potencialmente un problema en las aplicaciones de tratamiento de gases de cola del proceso Claus.
- Alto Costo del solvente en relación con la MEA, DEA y el Agente DGA.
- Los costos de la DIPA y de la MDEA son más o menos equivalentes,
- Aunque no se requiere normalmente, la DIPA no es regenerable por las técnicas convencionales de regeneración, y
- Problemas de solubilidad en hidrocarburos.

Derivado de las ventajas y desventajas presentadas en párrafos anteriores entre las alcanolaminas y para complementar estas características, en la tabla 1 se presentan las propiedades físicas de las alcanolaminas más comunes.

Tabla 1. Propiedades físicas de las alcanolaminas

	MEA	DEA	DGA	MDEA	DIPA
Peso Molecular	61.08	105.14	105.14	119.16	133.19
Gravedad específica, 20/20°C (* 30/20°C)	1.0179	1.0919*	1.0550	1.0418	0.989*
Densidad, kg/L (@ 15°C)	1.016	1.09	1.06	1.04	0.995
Punto de ebullición, 760 mm Hg, °C	171.0	269.0	221.0	247.0	249.0
Punto de congelación, (°C)	10.6	27.8	-12.2	-22.8	42.2
Presión de vapor, mm Hg @ 20 °C	0.36	0.01	0.01	0.01	0.01
Calor de vaporización, Btu/lb@ 760 mm Hg	355.0	288.0	219.0	223.0	185.0
Calor de Reacción de Asociación, Btu/lb					
Ecuación 1	H ₂ S	550 - 670	500 - 600	674	450 - 520
Ecuación 2	CO ₂	620 - 700	580 - 650	850	570 - 600
Viscosidad, cp @ 20°C	24.1	380.0 (30°C)	26.0 (24°C)	101.0	198.0 (45°C)
Calor específico @ 15.5 °C, Btu/lb/°F	0.608 @ 68°F	0.600	0.571	0.335	0.690 @ 30°C
Conductividad Térmica Btu/(h sq ft °F)/ft @ 20°C	0.148	0.127	0.121	0.159	-
Constantes Críticas					
Presión, Kg/cm ²	61.07	33.45	38.50	-	38.50
Temperatura, °C	350.0	442.2	402.8	-	399.4

2.2 Problemas frecuentes en tratamientos con DEA [3].

2.2.1 Absorción

El lavador de amina/gas producto de la Coquizadora, 020-V-31505, y el contactor de amina/C₄, 020-V-31504, están diseñados para absorber y separar el H₂S y el CO₂ del gas amargo producto de la Coquizadora y de la corriente C₄ para crear un producto dulce que contenga los límites de concentración de diseño para los componentes del gas ácido. El proceso de absorción se logra cuando la corriente de alimentación de producto amargo hace contacto con una solución de DEA pobre. La corriente de alimentación de producto amargo contendrá típicamente una cantidad de hidrocarburos de alto peso molecular que se encontrarán generalmente en concentraciones muy bajas. Estos hidrocarburos más pesados se reúnen en el sistema cerrado de amina y pueden provocar problemas de espumación. Cuando ocurre la espumación, la caída de presión a través de los platos se elevará, el indicador de presión diferencial, y la alarma de caída de alta presión (PDAH) anunciará cuando la caída de presión a través de los platos llegue a 0.05 kg/cm². En ese momento, la inyección de antiespumante deberá ser aplicada.

2.2.2 Análisis de Solución de amina

Si el contenido de H_2S de los productos tratados comienza a incrementarse por encima del valor de diseño, las operaciones deben de asegurar que la cantidad adecuada de DEA pobre está siendo enviada a la unidad de absorción, y que la temperatura de la DEA pobre está dentro de los parámetros de diseño. Si el contenido H_2S continúa incrementándose, puede ser un indicador de problemas severos en la solución de amina. Muestras tanto de la DEA rica como pobre deben de ser tomadas y analizadas para conocer la concentración de solución de amina, tendencia espumante, concentración total y soluble de hierro, y concentración de sales estables al calor.

2.2.3 Carga de gas ácido y flujo de circulación de amina

Los sistemas de endulzamiento de DEA son procesos probados y generalmente libres de problemas mientras la solución sea mantenida regularmente. Una guía general para la operación eficiente es que el flujo de circulación de amina se mantenga en proporción a la carga de gas ácido esperado en el sistema. Por ejemplo, si el gas ácido alimentado a uno de los absorbedores se reduce al 50% del flujo de diseño, el flujo de la solución de DEA pobre puede reducirse al 50% del flujo de diseño. Sin embargo, una reducción del 20% de los flujos de gas y de líquido, ya sea para empaque o platos, es normalmente el límite más bajo de operación aceptable.

En realidad puede ser mejor el dejar el flujo líquido dentro de las condiciones de diseño, o reducir el flujo líquido a sólo 70-80% del flujo de diseño, asegurando que la columna operará hidráulicamente eficiente.

El objetivo primario de la sección es reducir el contenido de azufre de la corriente de alimentación. Por lo tanto, si el contenido de H_2S del producto de gas tratado es alto, el operador de la sección de amina debe verificar el adecuado flujo de circulación de solvente. Cualquier contenido alto de H_2S en el gas tratado se debe al contenido residual de H_2S del solvente regenerado y del flujo de circulación.

La desviación del flujo correcto de circulación y un flujo constante de la corriente tendrán uno de los siguientes efectos:

- Un incremento en la circulación de solvente incrementará el contenido de gas ácido del solvente pobre, si el flujo del rehervidor no se incrementa proporcionalmente, como resultado de un agotamiento menos eficiente. Esto gradualmente incrementa el contenido de gas ácido del producto tratado.
- Una disminución en el flujo de circulación resultará en un incremento agudo en el contenido de H_2S del producto tratado cuando la capacidad de absorción del solvente DEA es excedida.

Las medidas operativas típicamente se encuentran ubicadas en la carga del gas ácido en la amina rica, con el objeto de limitar el rompimiento del gas ácido, el cual juega un papel significativo en la corrosión de la planta de amina. Generalmente, la carga de amina rica debe ser fijada en 0.5 mol/mol.

2.2.4 Espumación

La espumación en los sistemas de amina es típicamente un problema continuo; generalmente resultan en pérdidas excesivas, gas tratado fuera de especificaciones y reducción en la capacidad de tratamiento. Las capacidades de inyección de antiespumante son suministradas y deben de utilizarse solo con moderación. La espumación puede ser resultado de diversas impurezas que pueden entrar al sistema, a saber, partículas, sólidos suspendidos, hidrocarburos, inhibidores de corrosión o productos de degradación térmica comúnmente conocidos como Sales Estables al Calor. Abajo se enlistan los síntomas comunes de la espumación dentro de la planta de amina.

- Fluctuante delta P del Absorbedor y/o regenerador.
- Arrastre de amina del absorbedor, regenerador o columna del tanque de flash.
- Oscilación de los niveles de líquido en cualquier recipiente.
- Disminución de la eliminación de H₂S con incremento en la eliminación de CO₂
- Gas tratado fuera de especificación.
- Resultados positivos de la prueba de espuma.
- Solvente pobremente agotado.

2.2.5 Pérdida de DEA

La clasificación más común dentro de las categorías de pérdida de solventes, de la más alta a la más baja es:

- a. Mecánicas,
- b. Arrastre debido a la espumación y a la solubilidad de hidrocarburos,
- c. Vaporización en los flujos del gas tratado, y
- d. Degradación de amina

La mayoría de la pérdida de solvente se debe a la mecánica (fugas en el sello de la bomba y en el drenado de válvulas) y al arrastre debido a la espumación/emulsiones y solubilidad de hidrocarburos. Las pérdidas por vaporización y degradación constituyen una pequeña porción (aproximadamente 3%) del total de las pérdidas de solvente. Por lo tanto, al revisar los problemas de pérdidas excesivas de solución de DEA, las dos áreas a enfocarse son:

- a. Mecánica.
- b. Arrastre, y

Las pérdidas de DEA y las medidas aplicables para prevenir las pérdidas son las siguientes:

- Derrames
Los derrames son definidos como la eliminación física de la amina del circuito de circulación cerrado en la sección de amina. La inspección de la planta y la revisión del procedimiento operativo son necesarias para reducir las pérdidas mecánicas.
- Pérdidas por vaporización
Las pérdidas de amina por vaporización pueden reducirse disminuyendo la temperatura de la solución de amina, incrementando la presión operativa del absorbedor, o bajando la concentración de amina.

- Pérdidas por degradación

Las pérdidas de amina por degradación son difíciles de definir en el sistema de amina. La prevención de la contaminación de la solución DEA puede reducir estas pérdidas, por separación corriente arriba o por reducción de contaminantes en la fuente. Asegurarse que la temperatura general de la amina se mantenga aproximadamente debajo de los 127° C en la operación del rehervidor.

2.2.6 Corrosión

Generalmente la corrosión ocurre como resultado de la presencia de impurezas en la solución de amina. Las fuentes más comunes de estos contaminantes son los productos de descomposición de amina causados por altas temperaturas, productos de oxidación de aminas y presencia de compuestos corrosivos en el gas que está siendo tratado.

El pH de la solución puede ayudar por lo general a controlar la corrosión. La velocidad de corrosión normalmente se acelera cuando el pH de la solución disminuye. Los problemas de corrosión se concentran generalmente en las partes calientes de la planta alrededor del regenerador, el rehervidor y el cambiador de Pobre/Rica.

2.2.7 Reposición de agua

Periódicamente se introduce agua dentro de la sección principalmente para reponer las pérdidas de agua y mantener la concentración de amina constante. Si el agua comienza a acumularse en el sistema de amina, puede desalojarse a través de la línea a la sección de Agotamiento de Aguas Amargas.

Capítulo 3

3 Descripción del Proceso de la sección de tratamiento con DEA (U-022) [3]

El Sistema de Tratamiento con DEA, está diseñado para generar la solución DEA pobre de la solución DEA rica usada en la sección de endulzamiento de la planta de Coquización Retardada de la Refinería "Francisco I. Madero" y para separar el gas amargo que será enviado a la planta de Recuperación de Azufre (U-080).

3.1 Unidades de la sección de tratamiento con DEA

El sistema de tratamiento con DEA, de la planta de coquización retardada se compone de varias unidades o instalaciones requeridas para cumplir con el objetivo de este tipo de sistemas, las instalaciones son: Separación y Absorción de DEA Rica/Hidrocarburos, Regeneración, Filtrado, Endulzamiento de gases amargos, Drenaje Cerrado de DEA y Sistema de Reposición de DEA. Las cuales se describirán más adelante (ver la figura 7, diagrama de flujo de proceso simplificado de la planta de tratamiento con DEA, U-022).

3.1.1 Unidad de Separación y absorción de DEA rica / hidrocarburos

La solución de DEA rica procedente de las torres 020-V-31505 y 020-V-31504 se recibe en el Separador de Hidrocarburos/DEA Rica 022-FA-1001, que opera a 61 °C y 0.7 kg/cm² man. En este equipo se separan de la solución de DEA rica, los vapores (hidrocarburos ligeros) disueltos en las torres absorbedoras, para enviarlos hacia el desfogue ácido previo lavado con solución de DEA pobre en una sección empacada del tanque 022-FA-1001. El envío del gas hacia el desfogue ácido, se realiza a través del control de presión de rango dividido PIC-2201, el cual cuando detecta alta presión envía señal de apertura a la válvula automática PV-2201A, para enviar el exceso de presión hacia el desfogue ácido y cuando este control detecta baja presión, envía señal de apertura a la válvula automática PV-2201B para admitir gas combustible al sistema y de esta manera compensar la pérdida de presión, ver figura 3.

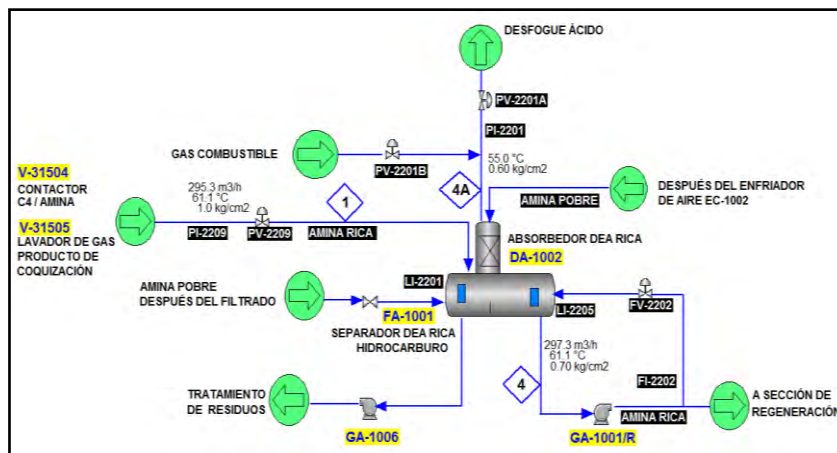


Figura 3. Unidad de separación y absorción de la planta U-022

Por otra parte, la fase líquida recibida en el separador 022-FA-1001, que está constituida por dos líquidos inmiscibles (hidrocarburos pesados arrastrados y solución de DEA rica), se separa por medio de un deflector interno instalado en el separador. Los hidrocarburos se desbordan a un compartimiento por diferencia de densidad, de donde son extraídos mediante la bomba 022-GA-1006, para enviarlos hacia el Sistema de Tratamiento de Residuos de Aceite (Slop Oil) de la Planta de Coquización Retardada.

Por su parte la solución de DEA rica obtenida en el otro compartimiento, es extraída por la bomba de carga 022-GA-1001/R, que la envía hacia el Intercambiador de DEA rica/DEA pobre 022-EA-1001 A/B.

3.1.2 Unidad de regeneración

En el intercambiador 022-EA-1001 A/B, la solución de DEA Rica (297.3 m³/h, diseño) se precalienta desde 61 °C hasta 100 °C, para posteriormente alimentarse al plato No. 4 de la torre regeneradora 022-DA-1001. El calor que se aprovecha en el intercambiador 022-EA-1001 A/B, lo proporciona la corriente de DEA pobre procedente del fondo de la torre 022-DA-1001.

La torre regeneradora 022-DA-1001 cuenta con 23 platos, y opera en el domo a 1.1 kg/cm² man. y 113 °C, mientras que el fondo lo hace a 1.22 kg/cm² man. y 124 °C. El calor necesario para la operación de este equipo (agotamiento del H₂S de la solución de DEA rica), lo proporciona el rehervidor 022-EA-1003 A/B que utiliza como medio de calentamiento vapor saturado de 3.5 kg/cm² man., ver figura 4.

La temperatura de operación máxima en el fondo de la torre regeneradora 022-DA-1001, está limitada a 125 °C, con el propósito de evitar problemas de corrosión, que pueden presentarse por la formación de compuestos durante la degradación de DEA (sales térmicamente estables).

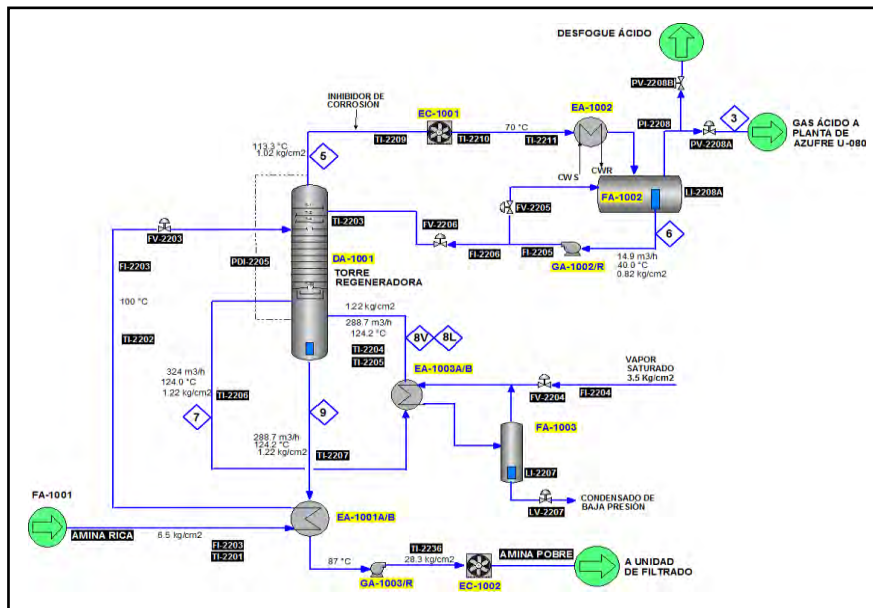


Figura 4. Unidad de regeneración

La corriente de vapores obtenida por el domo de la torre 022-DA-1001, que está constituida por una mezcla de agua y H₂S, se condensa parcialmente en los intercambiadores 022-EC-1001 y 022-EA-1002, enfriándose primero hasta 70 °C y luego hasta 40 °C. A la salida del enfriador 022-EA-1002, se obtiene una corriente constituida por agua líquida amarga y H₂S gaseoso, la cual se recibe en el tanque de reflujo de la regeneradora 022-FA-1002 donde se separan las fases, este tanque opera a 0.82 kg/cm² man.

El agua del tanque 022-FA-1002, es tomada por la bomba de reflujo 022-GA-1002/R, que la envía (14.9 m³/h, diseño) como reflujo de retorno hacia el plato No. 1 de la torre 022-DA-1001, mediante los controles en cascada, nivel del tanque 022-FA-1002 LIC-2208/flujo de agua, FIC-2206. Por otra parte, la fase vapor del tanque 022-FA-1002 constituida por el H₂S (6.875 kg/h, diseño), es enviada a 40 °C y 0.7 kg/cm² man., mediante el control de presión de rango dividido PIC-2208, hacia la Planta de Azufre, para la recuperación final del azufre.

Para proteger los condensadores y la tubería de manejo de vapores, contra de la corrosión, se inyecta inhibidor de corrosión en la línea de alimentación de vapores al primer condensador 022-EC-1001.

La solución de DEA pobre que se obtiene en el plato de extracción del fondo de la torre regeneradora 022-DA-1001, se alimenta por la parte inferior de los rehervidores 022-EA-1003 A/B. En estos equipos la solución de DEA pobre adquiere el calor necesario para incrementar su temperatura hasta 124 °C y de esta manera agotar su contenido de H₂S, retornando al fondo de la torre 022-DA-1001, de donde sale (288.7 m³/h, diseño) hacia a los intercambiadores DEA rica/DEA pobre 022-EA-1001 A/B enfriándose hasta 87 °C, para en seguida enviarse mediante la bomba de alimentación de DEA pobre 022-GA-1003 A/B a 28.3 kg/cm² man., hacia el enfriador de DEA pobre 022-EC-1002 en donde se enfría hasta 55 °C, para posteriormente enviarse hacia la unidad de Filtración.

3.1.3 Unidad de filtrado

De la solución de DEA pobre que se obtiene del enfriador 022-EC-1002 (288.7 m³/h, diseño), el 25% (72.2 m³/h, diseño) se hace pasar por la unidad de filtrado con el propósito de retener sólidos y con esto evitar problemas de corrosión por erosión en el sistema. La solución de DEA pobre pasa por el primer filtro de DEA Pobre 022-FG-1001A/B, en donde se retienen sólidos suspendidos contenidos en la solución de DEA, enseguida la solución de DEA pobre pasa por el segundo filtro de Amina Pobre 022-FG-1002 donde se retienen los productos de la degradación de la DEA y los hidrocarburos arrastrados por la corriente de DEA pobre, finalmente, la solución de DEA es filtrada en el tercer filtro de Amina Pobre 022-FG-1003A/B, en donde se retienen las posibles partículas de carbón arrastradas procedentes del filtro 022-FG-1002, ver figura 5.

La solución de amina pobre filtrada, se mezcla con la corriente de solución de amina no filtrada (216.5 m³/h), para posteriormente continuar con el ciclo de absorción en el tanque 022-FA-1001 y las torres absorbedoras 020-V-31504 y 020-V-31505.

3.1.4 Unidad de Endulzamiento de gas amargo [5].

El gas amargo que se obtiene por la parte superior del separador de gas V-31511, constituye la carga a la Torre Lavadora de Gas, V-31505 que opera a 54 °C y 9.1 kg/cm² man. en el domo y a 61 °C y 9.5 kg/cm² man. en el fondo; en este equipo, mediante flujo a contracorriente con una solución de DEA al 20% en peso, se elimina del gas el contenido de H₂S, de 23.64% en peso hasta menos de 0.01% en peso, antes de enviarlo a la red de gas combustible de la Refinería. La solución de DEA pobre utilizada para este propósito, proviene de Torre Regeneradora de DEA (DA-1001), localizada en la unidad de regeneración de DEA de la Planta. Ver figura 6.

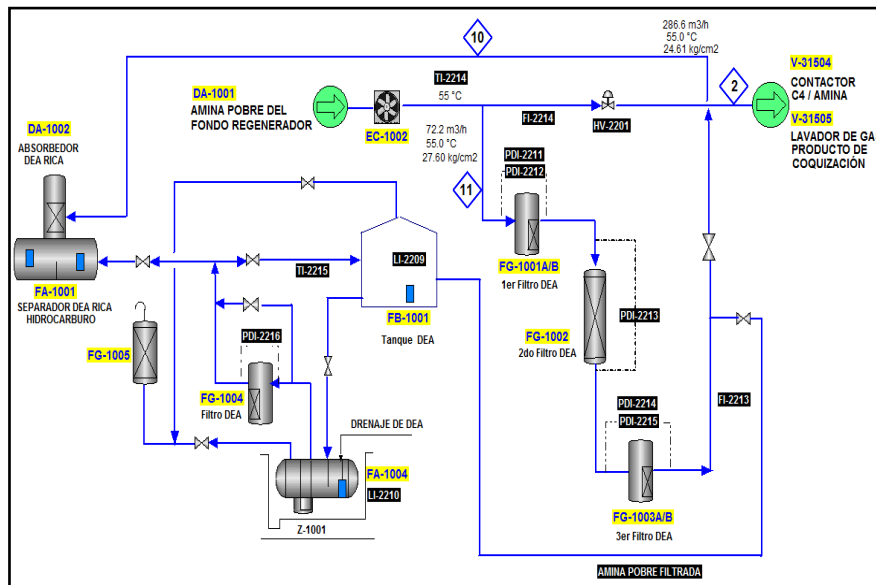


Figura 5. Unidad de Filtrado

3.1.5 Unidad de Endulzamiento de butanos amargos [5].

Los butanos amargos obtenidos como exceso de nivel en el tanque de reflujo V-31512 de la torre Debutanizadora, se envían, mediante la bomba P-31505 / P-31506, como carga hacia la torre Contactora de Butanos V-31504 que opera a 55 °C y 16.7 kg/cm² man. en el domo y a 62 °C y 17.6 kg/cm² man. en el fondo. En este equipo, mediante flujo a contracorriente con una solución de DEA al 20% en peso, se elimina de los butanos el contenido de H₂S, reduciendo su contenido desde 3.0% en peso hasta menos de 0.01% peso.

Los butanos dulces obtenidos por la parte superior de la torre V-31504 se reciben en el asentador de amina, V-31513, que opera a 55 °C y 16.5 kg/cm² man., con la finalidad de retener la solución de DEA arrastrada, para incorporar estos arrastres a la corriente de amina rica procedente del fondo de las torres V-31505 y V-31504. Los butanos dulces obtenidos por la parte superior del tanque V-31513 se hacen pasar por el enfriador de ajuste de butano producto, E-31508, en donde se enfrían hasta 38 °C, para posteriormente enviarse a la sección de Tratamiento Cáustico dentro de la planta de Coquización Retardada, U-020.

Al igual que en la torre V-31505, la solución de DEA pobre utilizada para este propósito, proviene de columna regeneradora de DEA, DA-1001. La solución de DEA rica obtenida por el fondo de las torres V-31505 y V-31504, a una temperatura de 61 °C, debido a que la reacción de absorción del H₂S en la solución de DEA es exotérmica, se mezcla en un cabezal para ser tratada en la unidad de Regeneración de DEA. Ver figura 6.

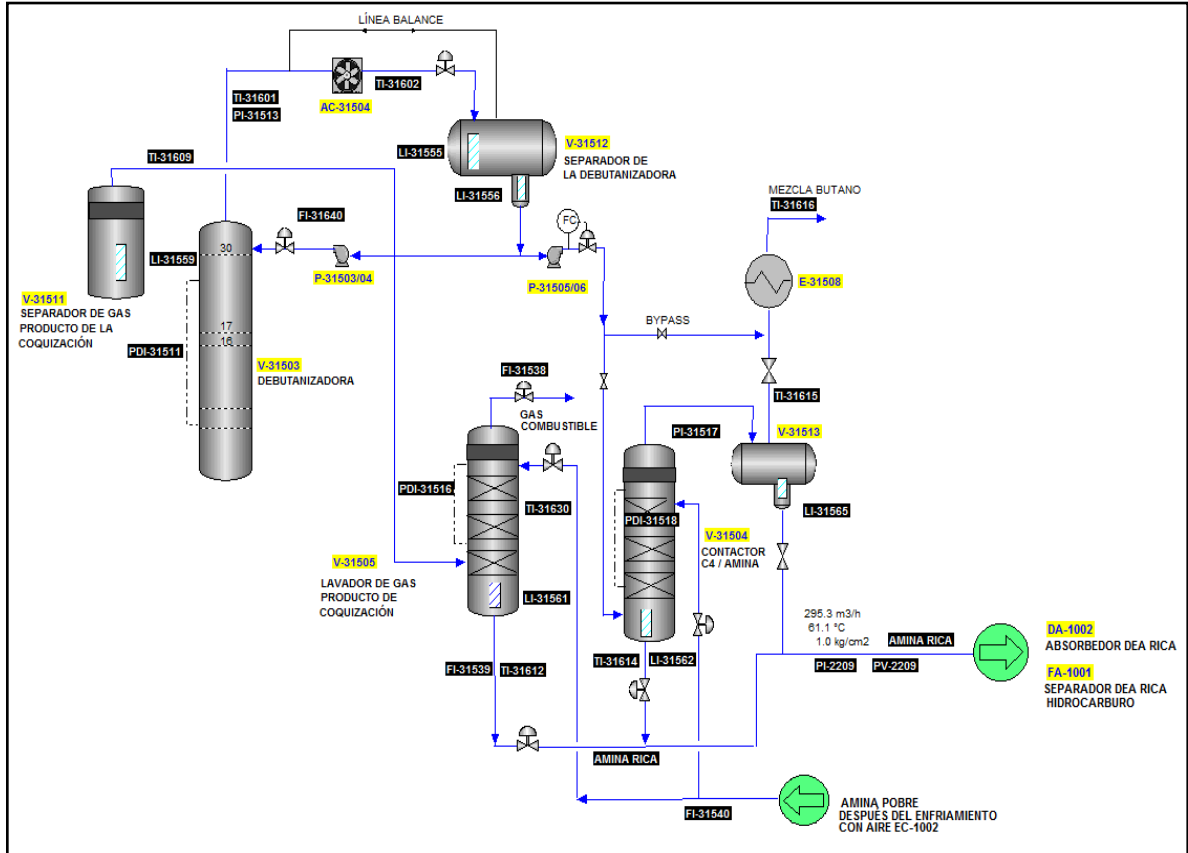


Figura 6. Unidad de endulzamiento de gases y butanos amargos

3.2 Especificaciones de la alimentación y producto de la sección U-022 ^[3].

Especificación de la alimentación de DEA

Las principales características de la DEA rica (20% en peso) se presentan en la tabla 2.

Especificación de producto

Las principales características de la DEA pobre (20% en peso) se presentan en la tabla 3 y los gases ácidos en la tabla 4.

Tabla 2. Condiciones de la alimentación en límites de batería, DEA Rica.

Alimentación	Fuente	Fase	Presión (kg/cm ² man.)	Temperatura (°C)
Amina rica	Sección de Coquización Retardada	Líquida	1.03	61

DEA rica de la sección de coquización retardada

Composición	Valor	Unidad
H ₂ O	12,916.3	Kgmol/h
H ₂	1.22	Kgmol/h
H ₂ S	207.32	Kgmol/h
Cl	0.785	Kgmol/h
C ₂ ⁼	0.088	Kgmol/h
C ₂	0.245	Kgmol/h
C ₃ ⁼	0.125	Kgmol/h
C ₃	0.111	Kgmol/h
iC ₄	0.037	Kgmol/h
C ₄ ⁼	0.106	Kgmol/h
C ₄	0.120	Kgmol/h
DEA	551.5	Kgmol/h
Total	13,678	Kgmol/h

	Valor	Unidad
Flujo	44,570	BPSD
Densidad @ STD	1,047	Kg/m ³
Viscosidad @ T y P	0.715	Cp
Peso molecular	21.8	
Concentración de DEA	20	% en peso
Mol H ₂ S /mol DEA	0.4 máx.	

Tabla 3. Condiciones de los productos en límites de batería, Amina Pobre.

Producto	Destino	Fase	Presión (kg/cm ² man.)	Temperatura (°C)
DEA pobre	Sección de Coquización	Líquida	24.6	55

DEA pobre

Composición	Valor	Unidad
H ₂ O	12,916.06	Kgmol/h
H ₂	0.00	Kgmol/h
H ₂ S	10.27	Kgmol/h
Cl	0.00	Kgmol/h
C ₂ ⁼	0.00	Kgmol/h
C ₂	0.00	Kgmol/h
C ₃ ⁼	0.00	Kgmol/h
C ₃	0.00	Kgmol/h
iC ₄	0.00	Kgmol/h
C ₄ ⁼	0.00	Kgmol/h
C ₄	0.00	Kgmol/h
DEA	551.51	Kgmol/h
Total	13,477.8	Kgmol/h

	Valor	Unidad
Flujo	43,492	BPD
Densidad @ STD	1,010	kg/m ³
Viscosidad @ T y P	0.777	Cp
Peso molecular	21.6	
Concentración de DEA	20	% en peso
mol H ₂ S /mol DEA	0.02 máx.	

Tabla 4. Condiciones de los productos en límites de batería, Gas ácido.

Producto	Destino	Fase	Presión (kg/cm ² man.)	Temperatura (°C)
Gases Ácidos	Planta de Azufre	Gas	0.7	40

Gas ácido

Composición	Valor	Unidad
H ₂	0.05	% mol
H ₂ S	95.0 mín.	% mol
Cl	0.04	% mol
C ₂	0.01	% mol
C ₃	0.01	% mol
C ₄ ⁺	0.01	% mol
H ₂ O	4.00	% mol
Total	100.00	% mol

	Valor	Unidad
Flujo	205.9	Kgmol/h
Densidad @ T y P	2.33	kg/m ³
Viscosidad @ T y P	0.014	Cp
Peso molecular	33.4	

3.3 Balance de materia y energía del diagrama de flujo de la sección U-022

En la tabla 5, están cada una de las corrientes de proceso de diseño de la planta de coquización retardada de la sección de tratamiento con DEA, para saber la ubicación de las corrientes de la tabla 5 en la figura 7, basta con identificar el número de corriente dentro de un rombo, apoyándose con la descripción.

3.4 Lista de equipos y condiciones de operación y diseño de la sección U-022.

En la tabla 6, se enlistan los equipos que componen la sección de tratamiento con DEA de la planta de coquización retardada, en ella se indican el número de identificación y la descripción del equipo, así como las variables de temperatura y presión de operación y de diseño de los mismos.

Tabla 5. Corrientes de diseño de la planta U-022.

Corriente	1	2	3	4	4A	5	6	7	8V	8L	9	10	11
Descripción	Amina Rica de Planta Coker	Amina Pobre a Planta Coker	Gas Ácido a Planta Azufre	Amina Rica del Separador	Gas Ácido al Quemador Elevado	Salida Gases del Regenerador	Reflujo al Regenerador	Amina Pobre a Rehervidores	Vapores del Rehervidor al Regenerador	Líquidos del Rehervidor al Regenerador	Salida de Fondos del Regenerador	Amina Pobre al Absorbador	Amina Pobre a Filtros
Fase	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO
Temperatura (°C)	61.1	55.0	40.0	61.1	55.0	113.3	40.0	124.0	124.2	124.2	124.2	55.0	55.0
Presión (kg/cm ² man.)	1.0	24.6	0.7	0.7	0.6	1.0	0.8	1.2	1.2	1.2	1.2	24.6	27.6
Flujo Másico (kg/h)	29,7827.0	29,1058.0	6,875.0	29,9938.0	49.0	21,684.0	14,809.0	32,8262.0	35,045.0	293,217.0	293,217.0	2,160.0	73,304.0
Flujo del Líquido (m ³ /h)	295.3	286.6		297.3			14.9	324.0		288.7	288.7	2.1	72.2
Densidad (kg/m ³)	1,046.9	1,010.3	2.3	1,046.7	1.0	1.3	992.1	959.6	1.2	960.8	960.8	1010.3	1010.3
Viscosidad (Cp)	0.7	0.8	0.0	0.7	0.0	0.0	0.6	0.3	0.0	0.3	0.3	0.8	0.8
Conductividad Térmica (kcal/Kg °C)	0.5	0.5	0.0	0.5	0.1	0.0	0.6	0.5	0.0	0.5	0.5	0.5	0.5
Calor Específico (kcal/kg.°C)	0.9	0.9	0.2	0.9	2.6	0.4	1.0	1.0	0.5	1.0	1.0	0.9	0.9
Peso Molecular	21.8	21.6	33.4	21.8	17.6	21.1	18.1	21.2	18.1	21.6	21.6	21.6	21.6
Entalpia (MMkcal/h)	-89.9	-90.1	0.5	-90.6	0.0	3.2	-6.5	-82.9	6.2	-70.7	-70.7	-0.7	-17.7
Flujo molar por componente (kgmol/h)													
H ₂ S	207.3	10.3	197.0	207.4	0.0	198.9	1.9	13.6	3.2	10.4	10.4	0.1	2.6
CO ₂	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Hidrógeno	1.2	0.0	0.1	0.1	1.1	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Metano	0.8	0.0	0.1	0.1	0.7	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Etileno	0.1	0.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Etano	0.2	0.0	0.0	0.0	0.2	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Propeno	0.1	0.0	0.1	0.1	0.1	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
Propano	0.1	0.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
i-Butano	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
1-buteno	0.1	0.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N-butano	0.1	0.0	0.0	0.0	0.1	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
N-hexano	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
H ₂ O	12,916.3	12,916.1	8.6	13,011.9	0.3	826.9	818.3	14,950.1	13,011.9	13,011.9	13,011.9	95.8	3,253.0
DEA	551.5	551.5	0.0	555.6	0.0	0.0	0.0	555.7	555.6	555.6	555.6	4.1	138.9
Total Flujo Molar (kgmol/h)	13,677.8	13,477.9	205.9	13,775.2	2.8	1,026.1	820.2	15,519.4	13,570.7	13,577.9	13,577.9	100	3,394.5

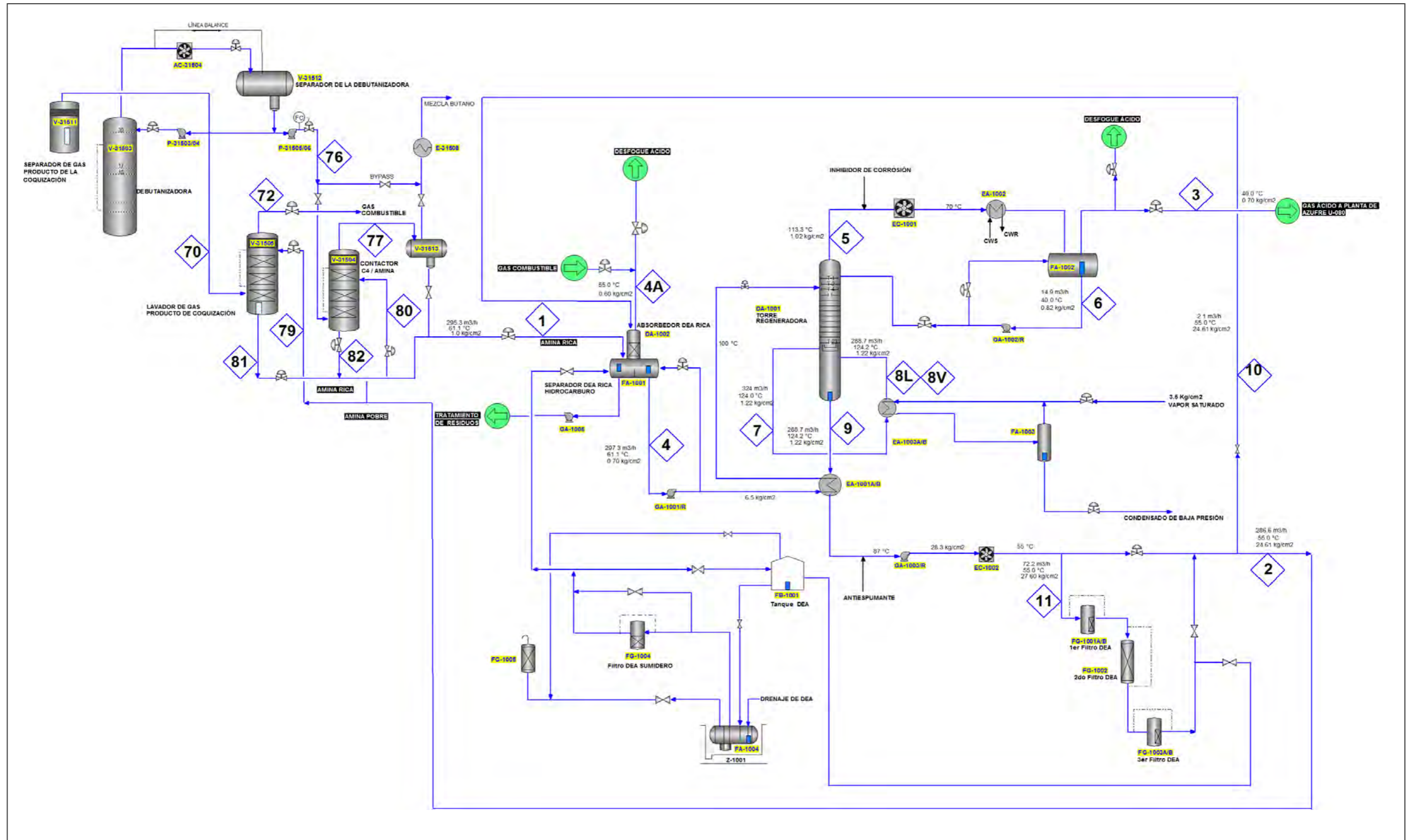


Figura 7. Diagrama de flujo de proceso de la planta U-022

Tabla 6. Lista de equipos de la sección U-022 (condiciones de operación y diseño)

Equipo	Descripción	Operación		Diseño	
		Temperatura	Presión	Temperatura	Presión
		°C	kg/cm ² man.	°C	kg/cm ² man
DA-1001	Columna regeneradora de amina	113 Domo 124 Fondo	1.02 Domo 1.22 Fondo	152	3.5
DA-1002	Absorbedora de gas ácido	58/61	0.6/0.7	89	3.5
EA-1001 A/B	Intercambiador de DEA Rica/Pobre	124/86 coraza 61/100 tubos	1.2 coraza 6.5 tubos	152 coraza 128 tubos	7.2 coraza 10.8 tubos
EA-1002	Segundo Condensador del Regenerador	70/40 coraza 32/38 tubos	0.92 coraza 4.5 tubos	135 coraza 75 tubos	4.7 coraza 7.0 tubos
EA-1003 A/B	Rehervidor del Regenerador	124 coraza 145 tubos	1.2 coraza 3.2 tubos	145 coraza 181 tubos	3.5 coraza 6.0 tubos
EC-1001	1er Condensador del Regenerador	113 70	1.02	141	3.5
EC-1002	Enfriador de aire de Amina Pobre	87 55	28.3	115	36.4
FA-1001	Separador de Hidrocarburo/DEA Rica	61	0.7	89	3.5
FA-1002	Tambor de reflujo del Regenerador	40	0.82	141	3.5
FA-1003	Tambor de Condensador de baja presión	145	3.2	181	6.0
FA-1004	Tambor de Fosa de DEA	32	0.05	60	3.5
FA-1005	Tambor de Desfogue Acido	Amb.	0.1	181	3.5
FB-1001	Tanque de DEA Pobre	Amb.	30 mmH ₂ O	60	60 – -40 mmH ₂ O
FG-1001 A/B	1er Filtro de DEA Pobre	55	27.6	83	36.4
FG-1002	2do Filtro de DEA Pobre	55	26.6	83	36.4
FG-1003 A/B	3er Filtro de DEA Pobre	55	25.6	83	36.4
FG-1004	Filtro de Fosa de DE	32	3.02	60	7.2
GA-1001/R	Bomba de DEA Rica	61	6.51	---	---
GA-1002/R	Bomba de Reflujo	40	5.65	---	---
GA-1003/R	Bomba de DEA Pobre	87	28.3	---	---
V-31505	Columna endulzadora de gas amargo	54	9.5	91	13
V-31504	Columna endulzadora de butanos	62.2	15.7	93.3	28.1

Capítulo 4

4 Diagnóstico del estado de operación de la sección U-022

4.1 Revisión de las condiciones reales y de diseño de la sección U-022.

En el desarrollo del diagnóstico se incluirá un balance de azufre y amina en las columnas, análisis de laboratorio, condiciones de operación y una sencilla simulación de la unidad de absorción y regeneración de la planta U-022. Para empezar con el diagnóstico, en esta sección se analizarán la consistencia y probables desviaciones de la información de campo y de laboratorio, además se emitirán las primeras observaciones, y se presentarán recomendaciones preliminares.

En las Tablas 7, 8 y 9 se presentan, respectivamente, las condiciones de operación correspondientes al diseño de la columna regeneradora de amina, DA-1001, del absorbedor de butanos, V-31504, y del absorbedor de gas, V-31505.

En los apéndices B, C y D, se presentan, respectivamente, las condiciones de operación promedio de la sección de amina, la caracterización promedio de las corrientes utilizadas en el análisis de la operación, así como los balances asociados con cada una de las tres columnas involucradas en la sección de amina.

Tabla 7. Condiciones de diseño de la columna regeneradora de amina, DA-1001

	Amina Rica	Reflujo	Amina Pobre	Gas Ácido
Fase	Líquida	Líquida	Líquida	Vapor
Flujo, kg/h	299,938	14,809	293,217	6,875
Temperatura, °C	100	40	124	40
Presión, kg/cm ² man	2.9	3.9	1.22	0.82
Peso molecular	21.8	18.1	21.6	33.4
Flujo vapor, m ³ N/h	---	---	---	4,611
Flujo líquido, m ³ /h	297.3	14.9	288.7	---
H ₂ S, % peso	2.35	0.44	0.12	97.42
DEA, % peso	19.45	0.0	19.9	0.0

Tabla 8. Condiciones de diseño del absorbedor de butanos, V-31504

	C ₄ Amargo (carga)	C ₄ Dulce (tratado)	Amina Pobre	Amina Rica
Fase	Líquida	Líquida	Líquida	Líquida
Flujo, kg/h	9,980	9,680	18,182	18,481
Temperatura, °C	63	38	54.4	61
Presión, kg/cm ² man	15.96	14.96	22.96	17.46
Peso molecular	55.3	56.3	21.6	21.7
Flujo líquido, m ³ /h	17.16	16.78	17.7	17.9
H ₂ S, % peso	3.0	< 0.01	0.13	1.75
DEA, % peso	---	---	19.91	19.58
H ₂ S/DEA, mol /mol	0.255			

Tabla 9. Condiciones de diseño del absorbedor de gas, V-31505

	Gas amargo	Gas seco	Amina Pobre	Amina Rica
Fase	Vapor	Vapor	Líquida	Líquida
Flujo, kg/h	25,132	19,012	252,545	260,665
Temperatura, °C	45	54.4	54.4	61
Presión, kg/cm ² man	9.8	9.2	9.2	9.5
Peso molecular	25.2	23.2	21.6	21.8
Flujo vapor, m ³ N/h	22,311	18,330	---	---
Flujo líquido, m ³ /h	---	---	247.6	252.2
H ₂ S, % p	23.64	< 0.01	0.13	2.41
DEA, % peso	---	---	19.91	19.44
H ₂ S/DEA, mol /mol	0.40			

4.1.1 Revisión del balance de azufre y de amina en las columnas endulzadoras y regeneradora

A partir del promedio mensual de la información mostrada en los apéndices B y C se elaboraron los balances que se muestran en el apéndice D. Para ilustrar los conceptos de los resultados mostrados en el apéndice D, a continuación se describe en detalle los resultados correspondientes al mes de julio de 2009.

Columna regeneradora de amina, DA-1001

De acuerdo con los datos de concentración de entrada de la amina rica a la regeneradora, el ácido sulfhídrico contenido en esta corriente es de 2,307.607 kg/h. La concentración real de entrada del ácido sulfhídrico es, 1.15%p, comparada con el 2.35%p de diseño. Por otro lado, el gas ácido que sale del acumulador de la columna corresponde a una producción de 2,843.046 kg/h y el ácido sulfhídrico que sale con la amina regenerada es de 245.886 kg/h. Si estos flujos se toman como correctos, la concentración de ácido sulfhídrico en la amina rica de entrada a la DA-1001 sería de 2.174%p. Por último, con el flujo de amina pobre del fondo de la regeneradora y su contenido de ácido sulfhídrico, se calcula la cantidad de ácido sulfhídrico que sale con la amina y a partir de estos resultados se calcula el balance (entrada – salida) de ácido sulfhídrico en toda la columna. Para el mes de julio/2009 este balance resulta de 781.305 kg/h, para diciembre, 2,783.395 kg/h; sin embargo, para los meses de agosto a noviembre el balance de ácido sulfhídrico resultó de -797.981 kg/h, -1,646.214 kg/h, -1,445.343 kg/h, y -119.546 kg/h respectivamente, por lo que indica que debe haber un serio problema en cuanto a los análisis de la amina rica y la amina pobre.

Columna endulzadora de butanos, V-31504

Para esta columna se encontró la siguiente dificultad: No existen análisis de los butanos ni a la entrada ni a la salida de la columna endulzadora. Por otro lado, el flujo de butanos a la endulzadora fue muy bajo, únicamente alcanzando en diciembre un valor de 0.89 m³/h; estos valores contrastan notablemente con 17.16 m³/h de diseño. Tomando en cuenta lo anterior, se supuso que la cantidad de ácido sulfhídrico eliminada de los butanos es proporcional al flujo de butanos de entrada actual con respecto a la de diseño, es decir, H₂S real eliminado = H₂S diseño eliminado X (butanos real / butanos diseño)

Como resultado de esta suposición la relación H_2S/DEA en la columna endulzadora de butanos, V-31504, resulta muy baja; en promedio 0.032 mol/mol para el período analizado, contra 0.255 mol/mol de diseño. De acuerdo con estos resultados la DEA se encuentra en exceso. Por otro lado, debido al alto flujo de amina pobre de entrada 16.7 m³/h promedio al periodo, comparado con el bajo flujo de butanos amargos (< 1.0 m³/h reales contra 17.16 m³/h de diseño) existe la alta probabilidad de que la amina rica “arrastre” hidrocarburos hacia la columna regeneradora DA-1001; los hidrocarburos ligeros (C_4^-) serán eliminados del sistema junto con el gas ácido, mientras que los pesados (C_5^+) dejarán el sistema junto con la amina pobre regenerada en la DA-1001.

Columna endulzadora de gas, V-31505

Para esta columna se procedió de la siguiente manera: Conociendo el flujo y composición del gas dulce que sale por el domo de la columna, así como la producción de ácido sulfhídrico en la columna DA-1001 y la cantidad aportada a esta producción por la columna V-31504, por diferencia se puede calcular la cantidad de ácido sulfhídrico absorbida en la columna V-31505. A partir de estos resultados es posible calcular la relación molar H_2S/DEA la cual resultó en promedio durante el periodo, de 0.235 mol/mol, valor por debajo del 0.40 mol/mol de diseño.

En la Tabla 10 se presentan los resultados, obtenidos mediante los procedimientos descritos en los párrafos anteriores, utilizando la concentración de DEA contenida en el SICOLAB (Sistema de Control de Laboratorios). A partir de estos resultados se pueden hacer los siguientes señalamientos:

El contenido de ácido sulfhídrico en la amina rica de entrada a columna regeneradora DA-1001, consistentemente está por abajo del valor calculado a partir de la producción de gas ácido y la carga de amina rica a la regeneradora.

- Probablemente se presenten pérdidas de ácido sulfhídrico al muestrear o al depresionar el recipiente de muestreo (bala) al realizar el análisis.
- La relación molar H_2S/DEA en la columna endulzadora V-31504 es muy baja como resultado del bajo flujo de butanos a ésta.
- Con respecto de la relación molar H_2S/DEA en la columna V-31505, en promedio esta relación está por abajo del valor de diseño, 0.40 mol/mol.

Tabla 10. Balance de materia en las columnas DA-1001, V-31504 y V-31505

	2009	Jul	Ago	Sep	Oct	Nov	Dic
DA-1001							
Balance de Azufre, kg/h		781.30	-797.98	-1646.21	-1445.34	-119.54	2783.39
H_2S en amina rica, %p	Diseño	2.350	2.350	2.350	2.350	2.350	2.350
	calculado	2.174	1.530	0.781	0.814	1.782	4.467
V-31504							
H_2S/DEA (mol/mol)	Diseño	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255	0.255
	calculado	0.027	0.030	0.029	0.024	0.021	0.063
V-31505							
H_2S/DEA (mol/mol)	Diseño	0.400	0.400	0.400	0.400	0.400	0.400
	calculado	0.259	0.194	0.103	0.109	0.207	0.540

4.1.2 Revisión de análisis de laboratorio

En las Figuras 8, 9, 10, 11, 12 y 26, se presentan las variaciones temporales de las diferentes corrientes que intervienen en los cálculos anteriores. Con respecto de estos análisis se pueden hacer los siguientes señalamientos:

- La concentración de DEA en la amina pobre es del orden de 20%p durante los meses de febrero a septiembre (ver Figura 8). Sin embargo, durante el período analizado ha bajado hasta 17%, a pesar de que la concentración de diseño es del 20%, lo que reduce la capacidad de absorción del ácido sulfhídrico en la amina pobre.
- Se observa que los valores de %peso del H₂S, de la amina pobre como de la amina rica están fuera del diseño, esto es, el promedio en la amina rica durante el periodo analizado fue de 1.4%p H₂S (2.35%p H₂S de diseño), y para la amina pobre el promedio fue de 0.18%p H₂S, estando este último por encima del diseño (0.12%p H₂S), lo que indica mayor cantidad de ácido sulfhídrico en la amina pobre que en la amina rica.
- Con respecto a la salida de gas ácido hacia la recuperadora de azufre, se observa que, en promedio se ha mantenido en 97.6% mol de H₂S durante el año, sin embargo en el mes de noviembre se presentó el valor más bajo, que fue de 96.43%mol H₂S (valor de 95%mol mín. diseño, carga a la recuperadora de azufre), asociado con estos valores, en la columna regeneradora la eficiencia de remoción de H₂S en la amina rica, ha estado por abajo del diseño (95% de eficiencia).
- En la figura 26, se observan altos valores de sólidos en suspensión, tanto en la amina pobre como en la amina rica, llegando a valores de hasta 70 ppm, siendo el límite máximo 100 ppm. Estos valores indican que existe un grado de corrosión que se manifiesta en las columnas endulzadoras y que parte de estos sólidos son retenidos en este, o en algunos puntos bajos del circuito de amina, además es muy evidente que los elementos filtrantes están en mal estado, ya que no están removiendo los sólidos en suspensión. De acuerdo con informes de laboratorio, los sólidos que recirculan en el sistema corresponden a sulfuro ferroso (Sulfuro de hierro II, FeS).

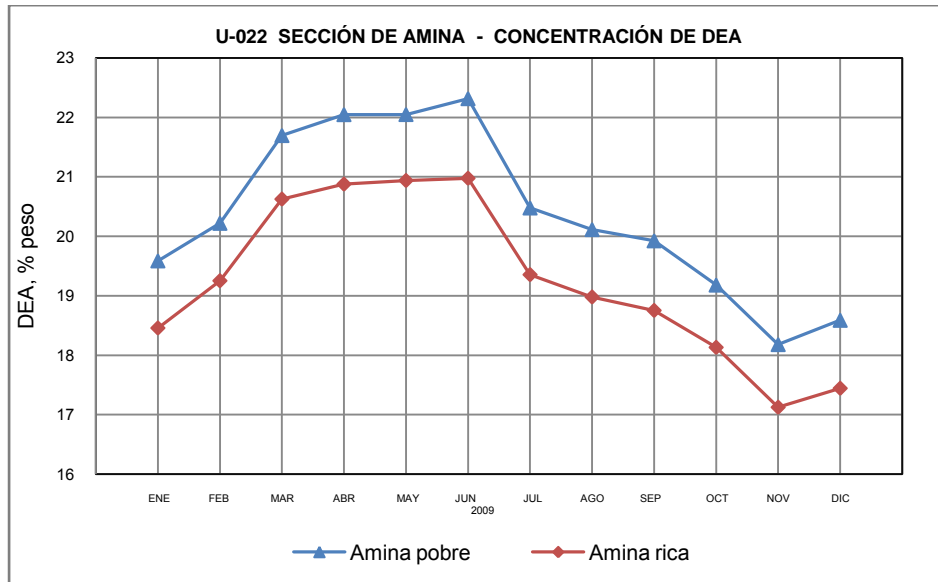


Figura 8. Columna regeneradora de amina DA-1001. Variabilidad de la concentración de DEA en la solución de amina.

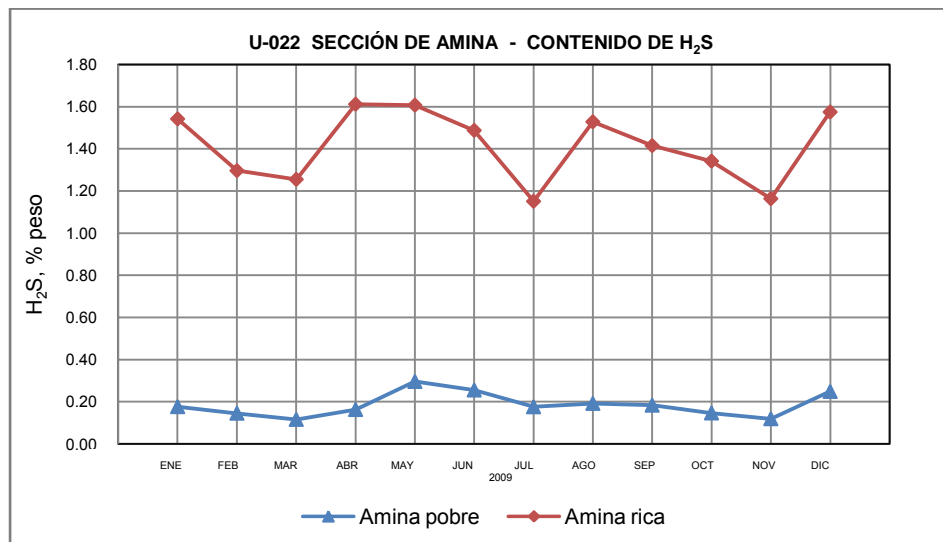


Figura 9. Columna regeneradora de amina DA-1001. Variabilidad de la concentración de H₂S en la solución de amina.

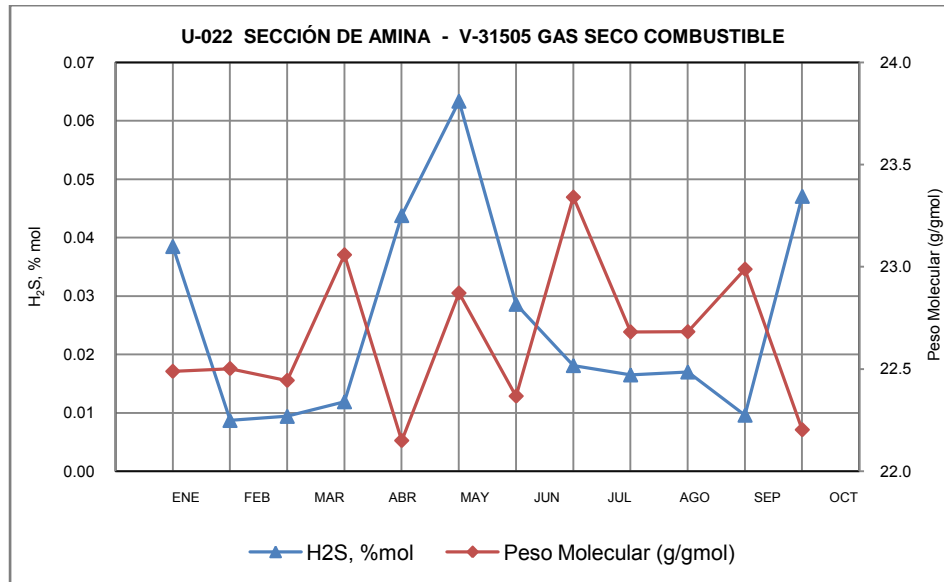


Figura 10. Gas seco combustible de la endulzadora V-31505, %mol H₂S y Peso Molecular

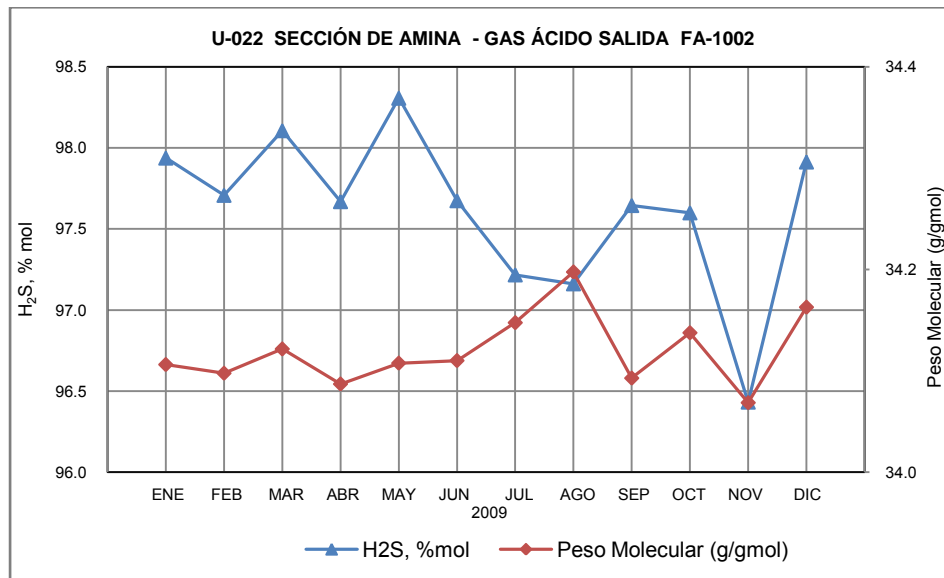


Figura 11. Gas ácido salida del FA-1002, %mol H₂S y Peso Molecular

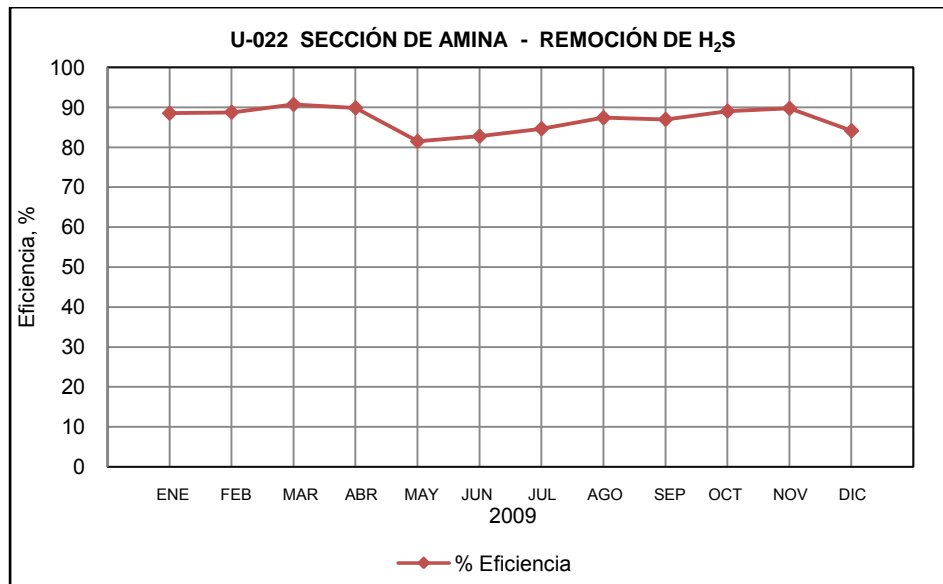


Figura 12. Columna regeneradora de amina DA-1001. Remoción de H₂S en la columna.

4.1.3 Revisión a condiciones de operación

Columna regeneradora de amina, DA-1001

En la figura 13, se observa que la variabilidad en el flujo de vapor a los rehervidores, oscila entre 14 T/h y 21.4 T/h (36.25 T/h de diseño para una carga de amina rica de 297.3 m³/h a la regeneradora, DA-1001) lo que representa una alta variabilidad en la relación entre ambas variables y en la calidad de la concentración de DEA y del ácido sulfhídrico residual en la amina pobre de la columna regeneradora DA-1001, (ver figuras 8 a la 11 y 26), También hay alta variabilidad de la temperatura del fondo de la columna regeneradora (124.2 °C de diseño) y en la producción de gas ácido, lo cual se puede observar en la figura 14.

La variabilidad del flujo de vapor a los rehervidores EA-1003 es resultado de que no existe la cascada entre el medidor de flujo de amina rica de carga a la regeneradora y el vapor a los rehervidores.

Al igual que la alta variabilidad observada en las variables asociadas al fondo de la columna, esta variabilidad también se observa en el domo de la columna. En la Figura 15, se muestra la variación temporal del reflujo al domo, el cual generalmente se encuentra por abajo de 5 m³/h y ocasionalmente alcanza 7 m³/h u 8 m³/h (14.9 m³/h de diseño) y la temperatura del domo de la columna, la cual ha oscilado entre 97 °C y 107 °C entre los meses de julio y septiembre (113 °C de diseño), y ese mismo comportamiento entre octubre y diciembre. Entre la segunda quincena de septiembre y los primeros quince días de octubre, la temperatura osciló entre 107 °C y 113 °C.

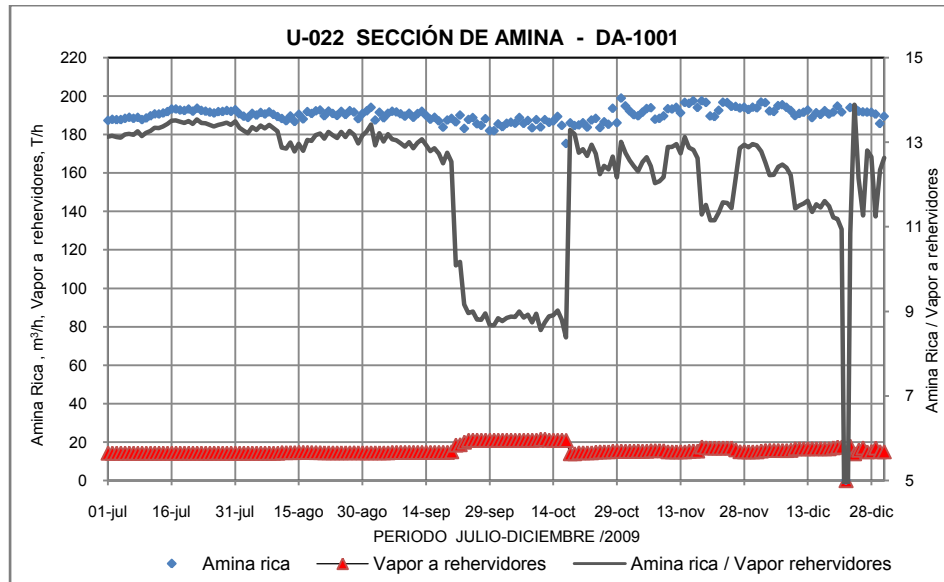


Figura 13. Columna regeneradora de amina DA-1001. Flujo de amina rica y flujo de vapor a rehervidores

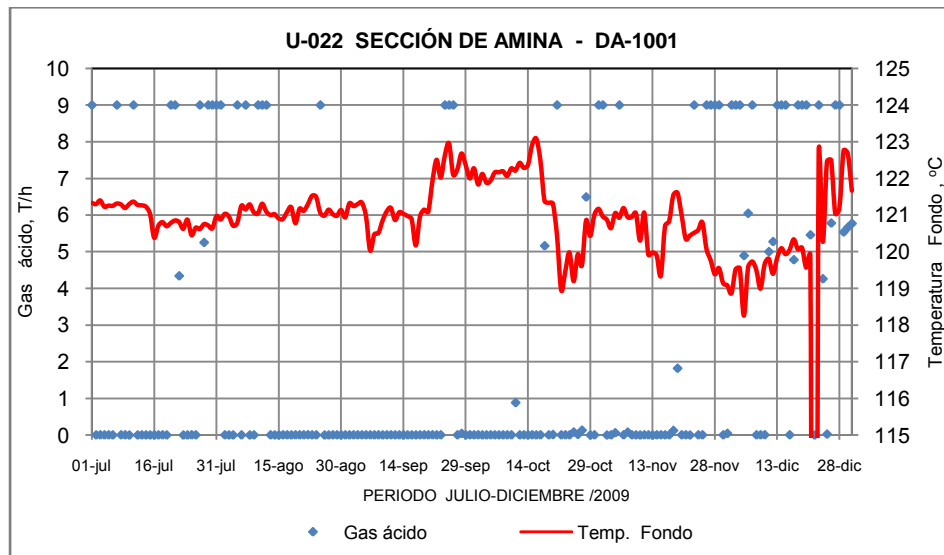


Figura 14. Columna regeneradora de amina DA-1001. Producción de gas ácido y temperatura del fondo

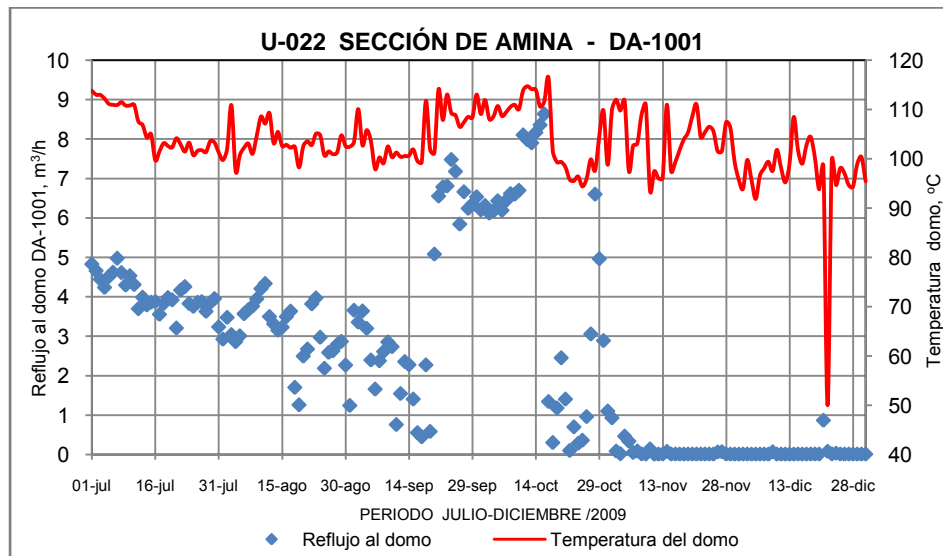


Figura 15. Columna regeneradora de amina DA-1001. Reflujo al domo y temperatura del domo

Columna endulzadora de butanos, V-31504

En la figura 16, se observa el comportamiento del flujo de Butanos a la Contactora, V-31504, en el segundo semestre del año, que para fines prácticos, ha sido nula. Si bien se observa un repunte de 5 m³/h en el mes de noviembre este no es significativo, pues es en un periodo de tres días. Por otro lado, el flujo de amina pobre de alimentación a la Contactora se ha mantenido razonablemente en 18 m³/h, aunque entre octubre y noviembre ha habido variaciones de hasta 15 m³/h y 16 m³/h (17.9 m³/h de diseño). Es conveniente tomar en cuenta que el endulzamiento de un flujo muy bajo de butanos con un flujo de amina cercano al de diseño, conlleva a una alta probabilidad de arrastre de los hidrocarburos en la corriente de amina, por lo que puede provocar, en primera instancia, el problema del espumamiento en la columna de regeneración DA-1001. El día 21 de diciembre se presentó falla eléctrica en la planta Coker, obligando a bajar carga.

En la figura 17, se observa que, en los meses de julio a agosto del 2009, no se presenta variación en la presión. Sin embargo, a partir de septiembre se observa un incremento en la caída de presión, a pesar de que aún en esta fecha, el flujo de amina pobre permanecía sin variación y el flujo de butano amargo era nulo. Este comportamiento es errático; aun no habiendo flujo de butanos y sí flujo de amina pobre, la caída de presión correspondería, aproximadamente, a la cabeza hidráulica de solución de amina en la columna (la columna mide 4.27 m entre tangentes, lo que provocaría una cabeza hidráulica aproximada de 0.46 kg/cm²), pero ni así se comporta correctamente.

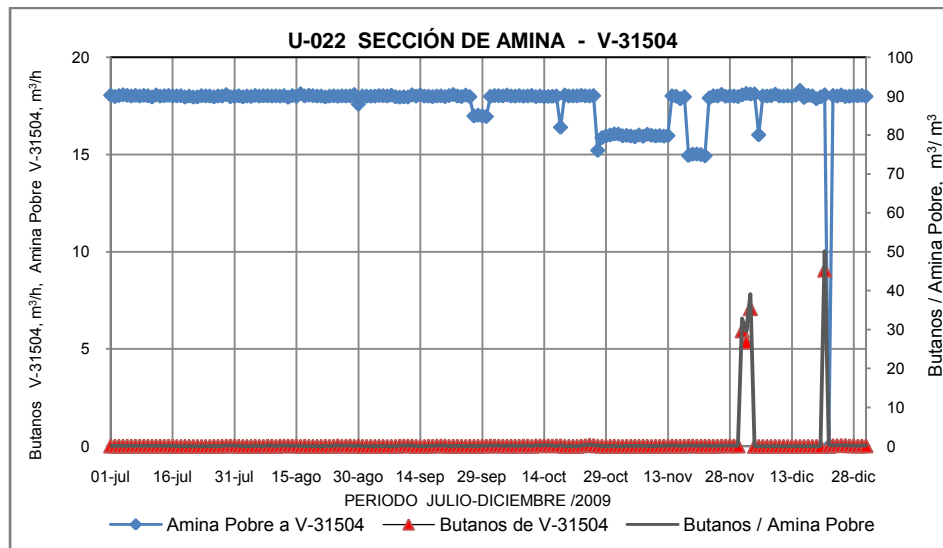


Figura 16. Columna endulzadora de Butanos V-31504. Flujo de Butanos y Amina pobre

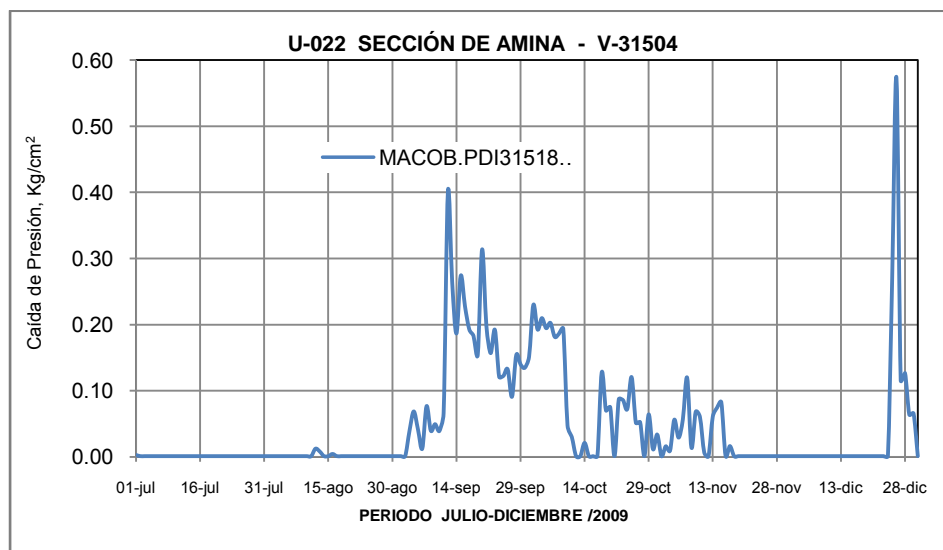


Figura 17. Columna endulzadora de Butanos V-31504. Caída de presión

Columna endulzadora de gas amargo, V-31505

En la figura 18 se observa que, durante el periodo entre julio y diciembre del 2009, el flujo de gas dulce ha estado variando, sin embargo conserva un rango de flujo entre 10,000 m³/h y 13,000 m³/h (18,330 m³/h de diseño). Por otro lado, el flujo de alimentación de amina pobre al absorbedor de gas, V-31505, se mantuvo sin variaciones significativas, es decir entre julio y los primeros 15 días de octubre, se mantuvo en 175 m³/h, mientras en los siguientes 15 días de octubre, se mantuvo en 165 m³/h y después hasta diciembre de 2009, osciló entre 175 m³/h y 185 m³/h (286.6 m³/h de diseño).

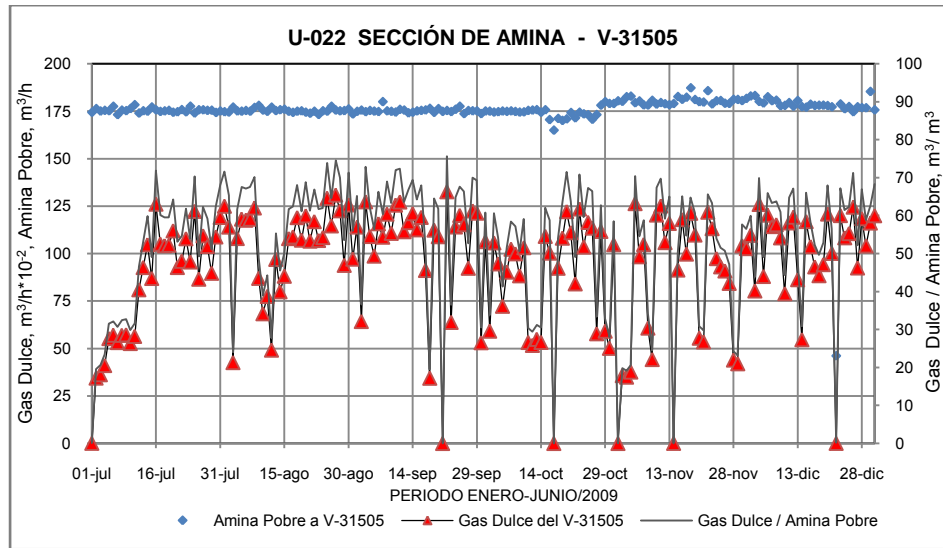


Figura 18. Columna endulzadora gas amargo V-31505. Flujo de Gas dulce y de Amina pobre

En la figura 19, se presenta la variación de la presión en la Absorbedora V-31505. Esta variación es consecuencia de la oscilación en el flujo de amina pobre a la columna. Adicionalmente, como consecuencia del incremento del flujo de amina pobre a la columna, esta presenta obstrucciones debido a los sólidos que arrastra la solución de amina (partículas de FeS) y que se acumulan en el empaque.

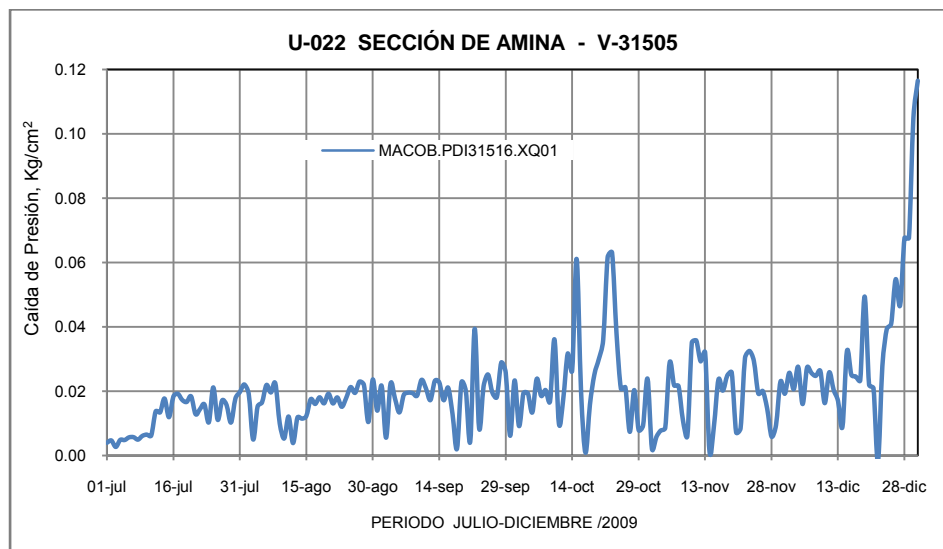


Figura 19. Columna endulzadora de gas amargo V-31505. Caída de presión en la columna

Sistema de filtrado, FG-1001A/B, FG-1002 y FG-1003A/B

En la figura 20, se observa que la circulación de amina pobre desde la sección U-022 a las columnas endulzadoras V-31504 y V-31505, se ha mantenido constante. En el mes de julio el flujo de amina fue de entre 125 m³/h y 140 m³/h. Entre los meses de agosto y octubre se mantuvo en 140 m³/h. Sin embargo, en los meses de noviembre a diciembre, de 110 m³/h fue incrementándose hasta llegar a 125 m³/h (216.5 m³/h de diseño).

Así mismo, la relación (amina pobre circulante / amina pobre filtrada) se mantuvo cercana en un valor de 3 (con algunas pequeñas variaciones) entre el mes de agosto y los primeros quince días de septiembre. A finales del mes de octubre hasta finales de diciembre, la relación se fue incrementando desde 1.5 hasta 2.0 (3.0 es la relación de diseño). Los valores del cuarto trimestre del año indican que, si bien del flujo de amina pobre circulante disminuyó, aportó entre 90% y 95% del flujo a la unidad de filtrado en relación con el flujo de diseño de 72.2 m³/h. No obstante en la tercera semana del mes de octubre, la relación rebasa el valor de 4, por lo que en este valor se dejaron de filtrar entre 46 m³/h y hasta 45 m³/h (relación de 8).

Según se muestra en la Figura 20, la cantidad filtrada de amina es consistente con la recomendación de diseño desde julio hasta la primera quincena de octubre. Sin embargo, el 14 de octubre comienza a incrementarse la relación alcanzando valores por arriba de 6 y 7. Hasta el 29 de octubre comienza a normalizarse, pero durante este periodo, en donde la relación se incrementó abruptamente, el porcentaje filtrado de amina fue de apenas 10% de la amina pobre circulante, lo que ha provocado que se presenten “taponamientos” por sólidos en la columna endulzadora de gas, V-31505, resultado de la acumulación de sólidos en la columna que obstruyen el empaque (anillos tipo Rashing), aumentando la caída de presión en la columna (ver Figura 19).

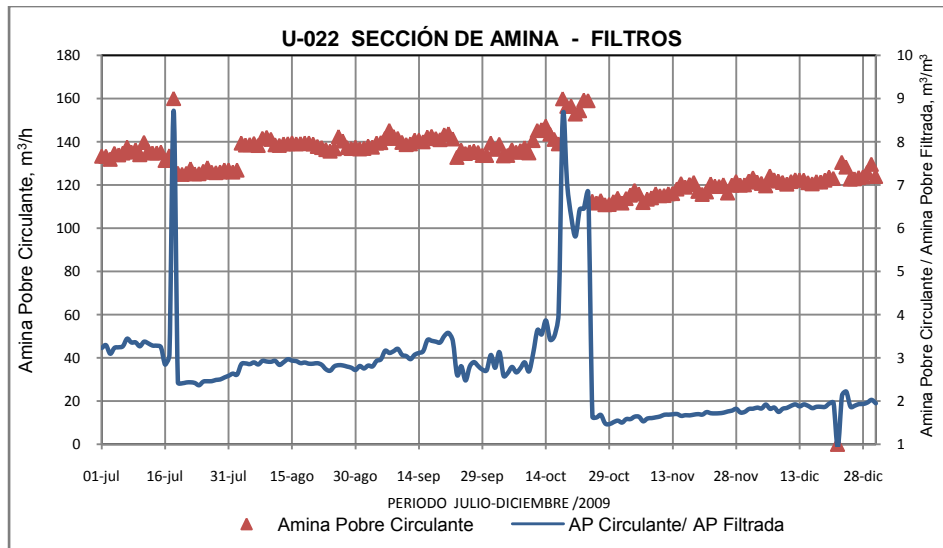


Figura 20. Sistema de filtrado. Amina pobre circulante

Los sólidos generados en el proceso son retenidos por el sistema de filtrado, FG-1002 (carbón activado), FG-1001A/B y FG-1003A/B (filtros de cartuchos), cuya operación debe ser monitoreada constantemente y deben ser reemplazados al primer síntoma de saturación (caída de presión).

Adicionalmente, la operación del filtro de carbón activado (FG-1002) también debe ser monitoreada a través del contenido de sales térmicamente estables (productos de la reacción entre la DEA y algunos compuestos contenidos en el gas amargo, a altas temperaturas), así como a través del contenido de hidrocarburos residuales en la amina filtrada.

En las figuras 21a y 21b, se observa que el pre-filtro FG-1001B, se encuentra operando desde mayo con una caída de presión en aumento, característico del tipo de equipos llegando a 0.8 kg/cm², saliendo de operación la segunda semana de julio y entrando nuevamente a operar a finales del mes de octubre. El valor máximo permisible en equipos limpios es de 0.5 kg/cm² y el valor máximo permisible en equipos sucios, es de 1.5 kg/cm². El pre-filtro FG-1001A no opera desde el inicio de año, entrando a operar en la segunda quincena del mes de julio hasta finales del mes de octubre, es decir operó 105 días.

En la figura 22 se observan en el post-filtro FG-1003B, caídas de presión muy por debajo del valor de 0.1 kg/cm², durante el segundo semestre del año. En el post-filtro FG-1003A se mantienen por encima del valor de 0.2 kg/cm² sin llegar a 0.3 kg/cm², de julio a diciembre del mismo año. Estos valores sugieren que posiblemente el elemento filtrante se encuentre destruido.

Un dato que sobresale en estas dos figuras, comportamiento característico en este tipo de equipo, es que la caída de presión se vaya incrementando gradualmente en ambos filtros.

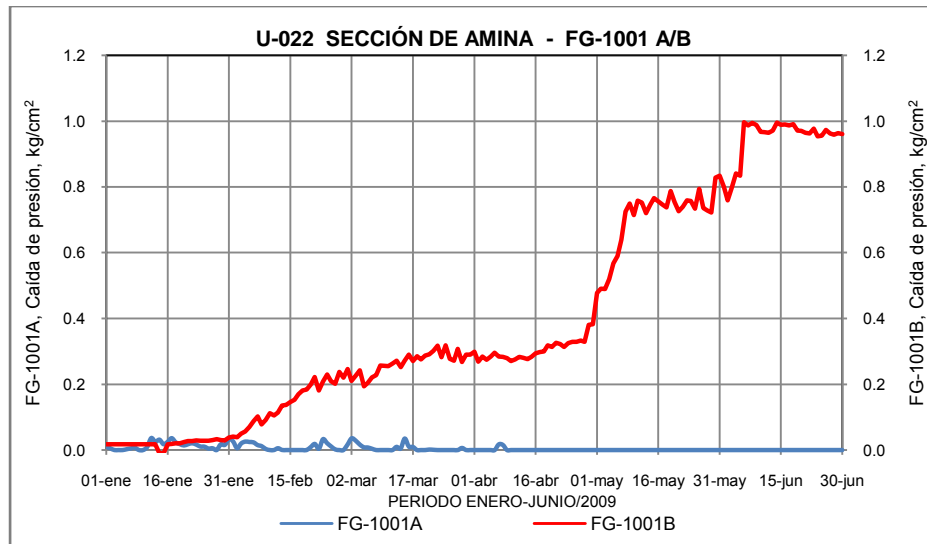


Figura 21a. Sistema de filtrado, FG-1001A/B. Caída de presión

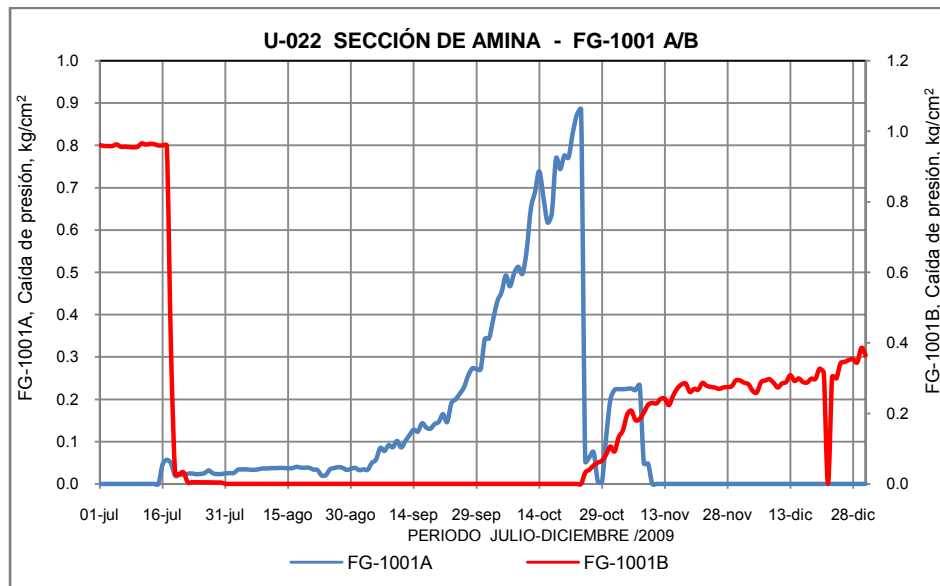


Figura 21b. Sistema de filtrado, FG-1001A/B. Caída de presión

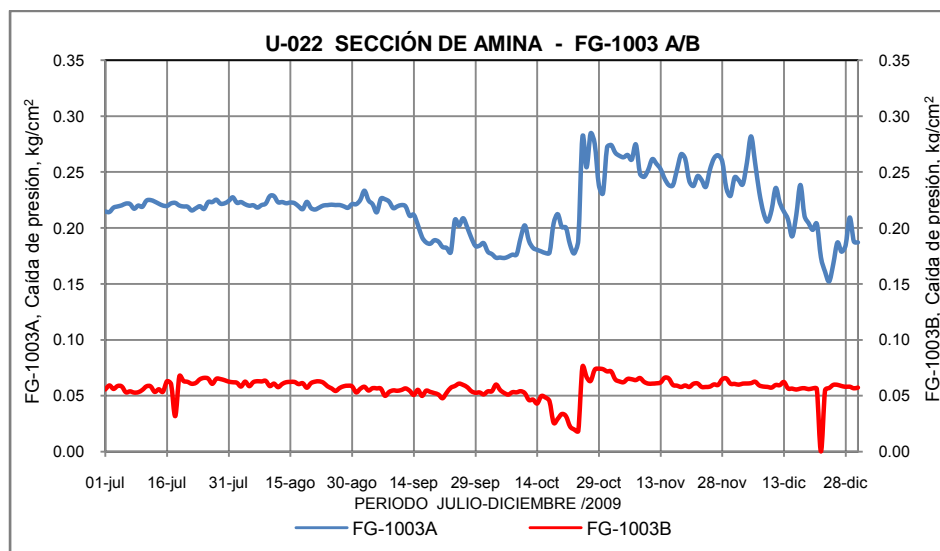


Figura 22. Sistema de filtrado, FG-1003A/B. Caída de presión

En la figura 23 se puede ver la caída de presión del filtro de carbón activado FG-1002 durante el segundo semestre del año. En los primeros quince días de julio se mantuvo con caída de presión de 0.15 kg/cm², para aumentar hasta 0.2 kg/cm² en el mes de septiembre. En octubre se presentó una variación en la caída de presión llegando a 0.1 kg/cm², pero incrementándose posteriormente hasta por encima de 0.3 kg/cm², coincidiendo estas fluctuaciones con el comportamiento de los otros equipos filtrantes en estas fechas.

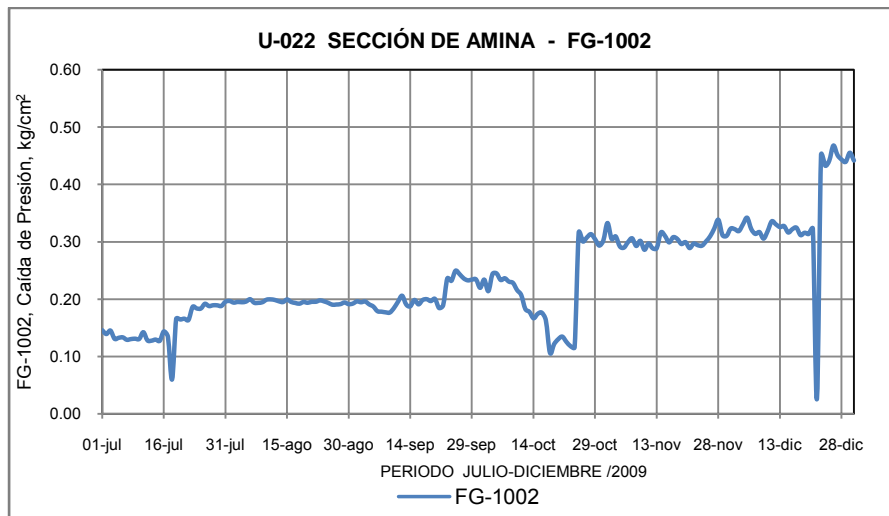


Figura 23. Sistema de filtrado, FG-1002. Caída de presión

En la figura 24 se observa una disminución en el flujo de amina pobre filtrada en el mes de octubre, seguido de un incremento abrupto en el flujo de amina pobre filtrada en ese mismo mes. Esto también se ve reflejado en la caída de presión en los tres filtros, como se ve en las figuras 21a, 21b, 22 y 23. El incremento de flujo es significativo, luego de venir de un bajo flujo de 18 m³/h, llegó hasta 75 m³/h para, posteriormente, disminuir paulatinamente hasta finales de diciembre, llegando a 64 m³/h.

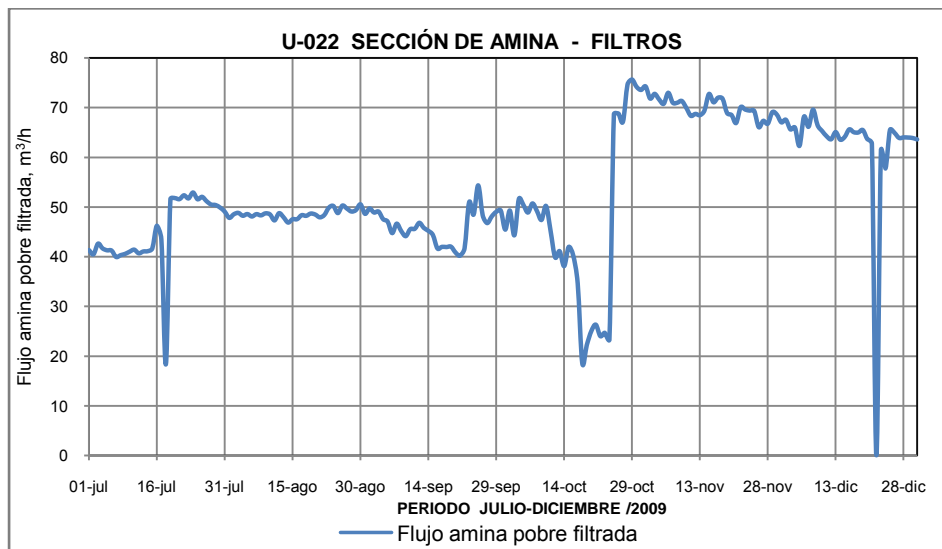


Figura 24. Sistema de filtrado. Flujo de amina pobre filtrada

En la figura 25, se observa cómo la caída de presión en los filtros FG-1001B y FG-1003B, en función del flujo de amina pobre filtrada, sigue una tendencia lineal. Esto es síntoma de que los elementos filtrantes se encuentran en mal estado, dejando pasar la amina sin remover los sólidos, a diferencia del filtro FG-1002, que sigue una tendencia polinomial característica de este tipo de equipo.

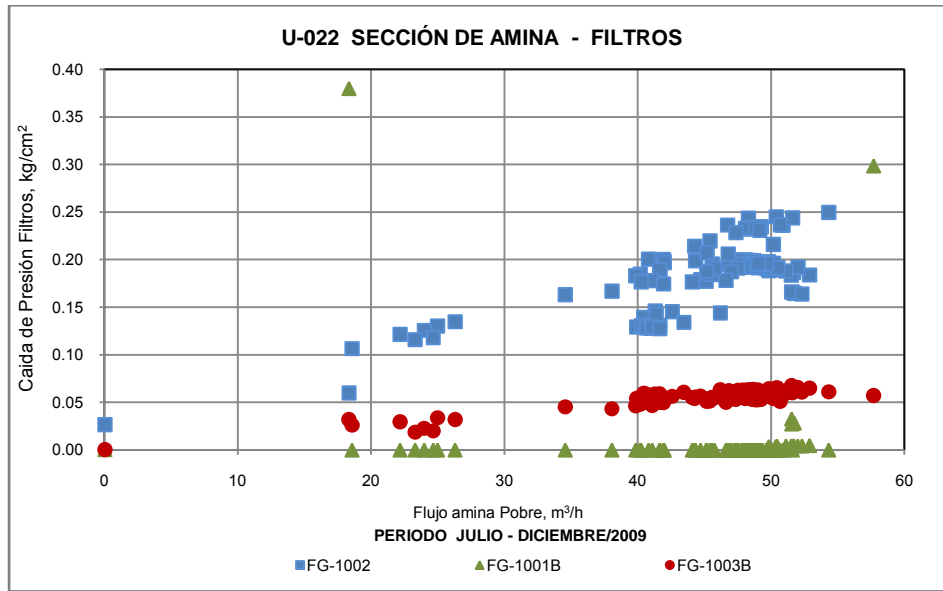


Figura 25. Sistema de filtrado. Caída de presión y flujo de amina pobre

En la figura 26 se observan valores altos de sólidos en suspensión desde enero hasta julio de 2009, en comparación con el segundo semestre del 2008, aunque nuevamente se incrementan a partir del mes de septiembre hasta diciembre del 2009, siendo el límite máximo de 100 ppm.

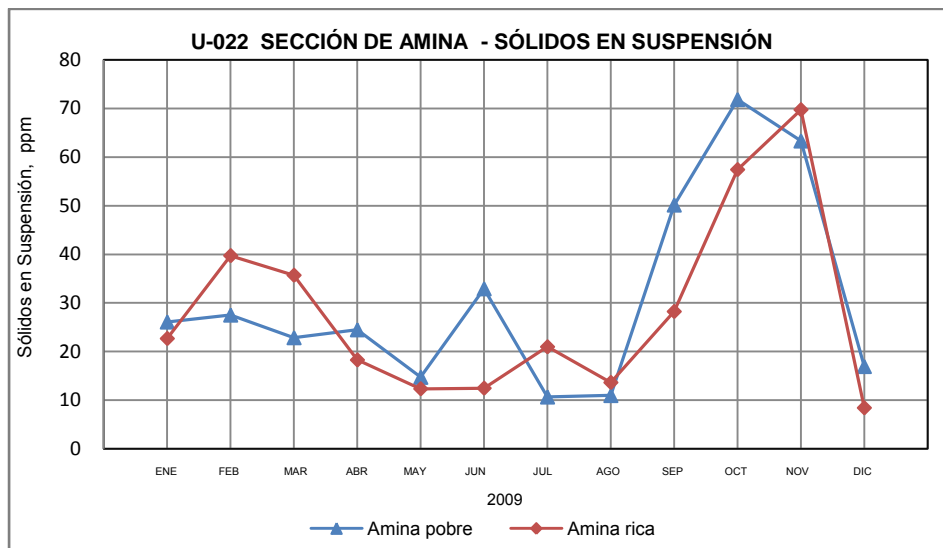


Figura 26. Contenido de sólidos en la amina pobre y amina rica

Estos valores indican que puede existir un cierto grado de corrosión que se manifiesta en las columnas endulzadoras y que parte de estos sólidos sean retenidos en este y/o en algunos puntos bajos del circuito de amina, además es muy evidente que los elementos filtrantes estén en mal estado, ya que no están removiendo los sólidos en suspensión.

Por otro lado, los sólidos que circulan en el sistema de amina tienden a ser acumulados en los puntos bajos del sistema como el acumulador FA-1001, el intercambiador amina pobre versus amina rica, EA-1001A/B y los rehervidores EA-1003A/B, así como en el tanque de almacenamiento de amina pobre FB-1001 y en el tanque fosa FA-1004

Otros equipos

Dentro del circuito de amina, además de los equipos ya analizados, existen otros equipos que, en términos generales, no presentan problemas ni limitaciones como son:

- EC-1001: Soloaires del domo de la columna regeneradora DA-1001.
- EA-1002: Post-enfriador del domo de la columna regeneradora DA-1001.
- FA-1001: Acumulador de amina rica de carga a la columna regeneradora DA-1001.
- FA-1002: Acumulador de reflujo al domo de la columna regeneradora DA-1001.
- GA-1001/R: Bomba de carga de amina rica a la columna regeneradora DA-1001.
- GA-1002/R: Bomba de reflujo a la columna regeneradora de amina, DA-1001.

Bombas de carga de amina GA-1003/R.

Por último, la bomba de carga de amina de la planta de Coquización retardada, GA-1003/R, presenta problemas, que se describe a continuación:

Ga-1003/R (Bomba Original)

Las columnas endulzadoras de gas y de butanos, V-31505 y V-31504 respectivamente, operan con un flujo total de amina pobre no mayor que 200 m³/h, mientras que el flujo de amina pobre que se filtra es del orden de 50 m³/h (ver Figura 24). Este flujo debe ser proporcionado por la bomba GA-1003/R con una cabeza no mayor de 150 m, derivada de las condiciones de operación actuales.

Por otro lado, el punto de diseño de las bombas GA-1003/R corresponde a un flujo de 265 m³/h y una cabeza de 235 m, tal como se muestra en la Figura 27, donde también se observa que la bomba manejaría un gasto de 370 m³/h de acuerdo con la cabeza actual de 150 m. Ya que la operación únicamente demanda un gasto de amina pobre de 260 m³/h, la descarga de la bomba debe ser castigada para dar el flujo requerido. En otras palabras se está desperdiciando el 23% de su potencia.^[6]

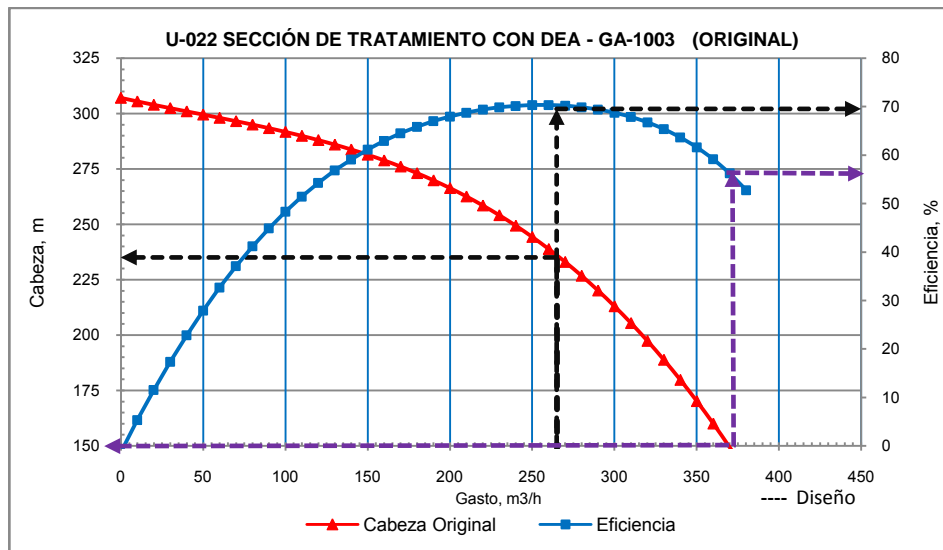


Figura 27. Curva característica de las bombas de amina pobre GA-1003/R

GA-1003/R modificada: En vista de la problemática mencionada en el párrafo anterior, el grupo técnico de la Refinería decidió cambiar la bomba original por una nueva que proporcionara menos cabeza. Sin embargo, a pesar del cambio realizado el problema ha persistido básicamente debido a que la nueva bomba también está sobredimensionada como se muestra en la Figura 28, donde se comparan las dos curvas características de las bombas. Según se observa en esta Figura, si bien es cierto que la bomba proporciona menos cabeza, sobre todo con flujos inferiores a 200 m³/h, el rango de operación de la nueva bomba provoca que para 150 m de cabeza que demanda el sistema de amina, el flujo que puede proporcionar la bomba es incluso mayor que con la bomba original (420 contra 370 m³/h) [6].

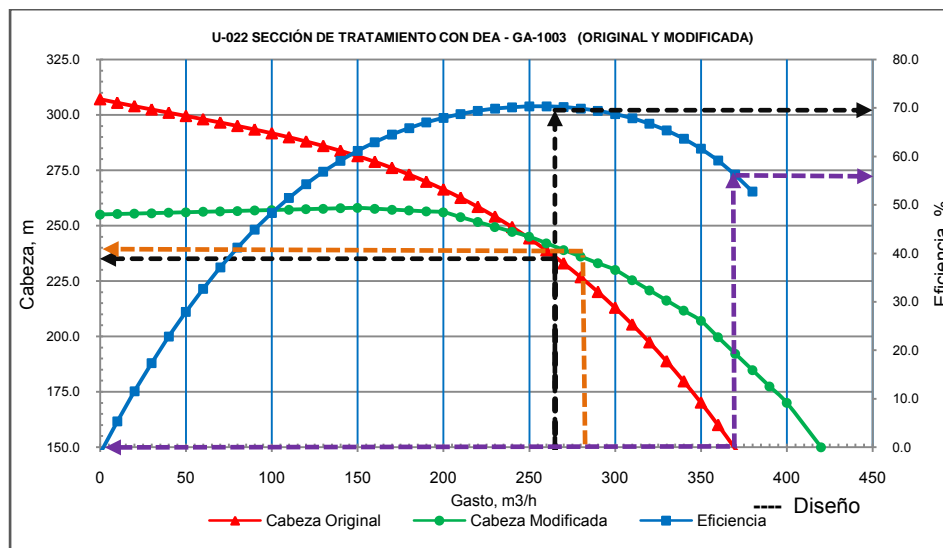


Figura 28. Comparación de las curvas características de bomba de amina pobre GA-1003

El problema que presentan estas bombas, tanto la original como la modificada, es resultado de que la columna de endulzamiento de butanos, V-31504, se encuentra operando regularmente a una presión inferior a 12 kg/cm^2 , en lugar de 15.1 kg/cm^2 de diseño. De acuerdo con la curva característica de la bomba original, si la columna V-31504 operara a 15.1 kg/cm^2 requeridos (50 m adicionales de cabeza), la bomba proporcionaría un flujo del orden de $315 \text{ m}^3/\text{h}$ contra $370 \text{ m}^3/\text{h}$ que proporciona la cabeza real de 150 m, lo que reduciría el desperdicio de energía. Para el caso de la bomba nueva el resultado es análogo, ya que el flujo se reduciría de 420 a $355 \text{ m}^3/\text{h}$.

Adicionalmente a la baja presión de operación de la columna endulzadora de butanos, V-31504, el sistema de filtrado ha operado con menos flujo que el de diseño, por lo que se sugiere que este flujo se incremente ya que, además de reducirse el problema de castigar la bomba, se estaría filtrando ("limpiando") un mayor volumen de amina pobre.

Además, esta bomba posee un sistema de recirculación de amina pobre por flujo mínimo, sistema habilitado por la propia Refinería, el cual no es utilizado debido a dificultades mecánicas. Con este sistema es posible resolver las dificultades descritas del equipo de bombeo, manteniendo una operación estable en la bomba GA-1003/R.

4.1.4 Simulación del proceso

El simulador utilizado para este ejercicio, es el de la compañía AspenTech®, con el modulo Aspen Hysys y el paquete propio de amina. Se ingresaron datos de diseño para validar los resultados del simulador y certificarlos antes de efectuar un ejercicio con datos reales, para conocer de manera simulada el comportamiento de las variables del proceso de la sección U-022.

El paquete de amina y el modelo termodinámico utilizados son sugeridos por el tutorial del Hysys 3.2 [7] para realizar la simulación en sistemas de endulzamiento de gases ácidos con DEA (ver figura 29 y 30).

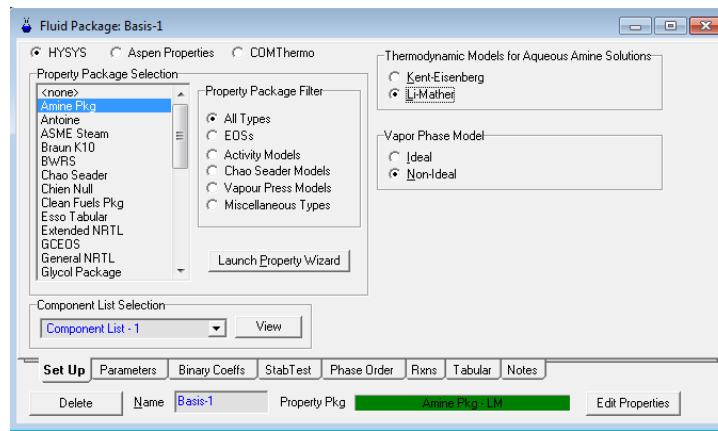


Figura 29. Despliegado de la selección del paquete propio de amina del modulo Aspen Hysys.

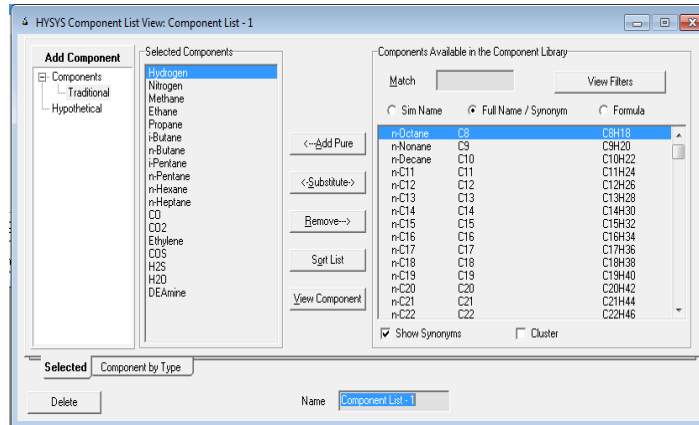


Figura 30. Despliegado de los componentes seleccionados con el paquete de amina

Para realizar la simulación en estado estable de la torre regeneradora DA-1001, se consideró como una columna de destilación, con 23 platos y dos secciones adicionales (un condensador y un rehervidor). En esta torre, la eficiencia de los componentes se modificó de 1.0 a 0.8 para el H₂S y de 1.0 a 0.15 para el CO₂, así como también se especificó un factor de amortiguamiento de 0.4 para proveer una rápida y mejor convergencia al método de solución [7].

La simulación de la sección de tratamiento con DEA, se inició con la integración de las corrientes base de diseño y haciendo converger la torre regeneradora, para posteriormente integrar equipos de absorción y separación, además de los equipos auxiliares de intercambio de calor y de bombeo, con sus respectivos datos de diseño.

En la sección de tratamiento con DEA de la planta U-020, el separador de hidrocarburos y la columna Absorbadora de gases se encuentran de manera integrada en un solo equipo. Debido a que el simulador no cuenta con este tipo de equipo, se optó por realizarlo por separado.

Una vez completado la simulación de las corrientes de entrada y salida de la sección de tratamiento con DEA, se continuó de manera independiente, con las unidades de endulzamiento de gas amargo producto de la coquización y de butano amargo de la planta de coquización retardada.

Los datos de las corrientes de entrada y salida de diseño de la sección de endulzamiento (U-020) presentan diferencia con las de diseño de la sección de tratamiento con DEA (U-022). Esta diferencia se refleja en la integración de las dos unidades simuladas, tanto las endulzadoras como la de tratamiento con DEA. Por lo que, una vez realizada las simulaciones de la unidad de tratamiento con DEA y las dos unidades endulzadoras, se efectúa la integración y se reajusta utilizando reciclos para ayudar a converger las torres absorbadoras y la columna regeneradora (ver figura 31).

4.1.4.1 Datos de Diseño de las corrientes del proceso

Los datos de diseño de las corrientes de proceso se presentaron en la tabla 5. Esta información se obtuvo del diagrama de flujo de proceso de la sección de tratamiento con DEA ^[3].

4.1.4.2 Datos obtenidos del simulador con datos de diseño de las corrientes de proceso

Los datos obtenidos por Hysys, mostrados en la tabla 11, son los parámetros más importantes para validar la simulación con el balance de diseño, así como también la composición de cada corriente del proceso de amina.

En las tablas 12 y 13, se presentan los datos de la tabla 5 (datos de diseño), además de, las corrientes de diseño de las unidades de endulzamiento de gas producto de Coker y butano amargo de la planta de Coquización Retardada, U-020 contra los datos de la tabla 11 (datos obtenidos por Hysys), para establecer diferencias.

En términos generales, el porcentaje de error entre los valores de diseño y los obtenidos por la simulación en Hysys, es menor a 10%, para la sección de tratamiento con DEA, presentados en la tabla 12 y en el caso de las endulzadoras, en la parte de variables de proceso (temperatura, presión y flujo), se presenta un error menor a 15%, pero en lo que respecta a los valores de los componentes entre el diseño y los obtenidos por Hysys, los errores son inconsistentes.

El cálculo del error se obtuvo, de la siguiente manera:

$$\% \text{ Error} = \text{abs} \left(\frac{\text{valor de diseño} - \text{valor Hysys}}{\text{valor de diseño}} \right) * 100$$

Ecuación 3

Con la premisa de diferencias entre valores de las composiciones de diseño y obtenidos en la simulación, se ingresaron datos reales del día 28 de abril de 2010, debido a que en esta fecha, repuntó el flujo de butano a la columna endulzadora.

Durante la etapa de introducir datos reales, en el simulador, se encontró con la dificultad antes expuesta en el capítulo 4, inciso 4.1.1, por lo que únicamente se realizó el ejercicio con valores reales que se tenían disponibles.

Se inició ingresando valores de presión, temperatura y flujo, a las columnas endulzadoras V-31504 y V-31505, valores que se muestran en el apéndice F. La columna de butanos no convergió con ningún valor real ingresado, por ejemplo, el valor de diseño de temperatura de entrada de gas butano a la columna, es de 63.3 °C y el valor real es de 15.16 °C. En cambio en la columna de gas amargo, convergió con los datos de temperatura, pero no así, cuando se ingreso valores de flujo.

Aunque los valores de diseño fueron reproducidos en el simulador con mínimo de error en la sección de tratamiento con DEA y no así, en la sección de endulzamiento, por lo que es posible que en esta ultima simulación no se encuentre fortalecida, debido a que al menor cambio de valores no converge la columna.

Por lo que se presentan las siguientes observaciones:

- El ejercicio de la simulación, solo es aplicable para datos de diseño de la sección de tratamiento con DEA y no para la unidad de endulzamiento de butano y gas amargo.
- La información de datos reales con los que se cuenta en esta sección de tratamiento con DEA y las unidades de endulzamiento, no son suficientes para simular de manera práctica y tener mayor numero de variables que ingresar.
- No todas las variables de proceso son monitoreadas a través del PI System en tiempo real, promedio diario, promedio mensual y promedio anual, mientras las consultas de datos de laboratorio por el SICOLAB, no todas las corrientes se analizan diariamente, ni son en tiempo real, solo son datos de promedios diarios y mensuales, es por eso que en el capítulo 5, se emitirán recomendaciones al respecto, no solo para que se pueda realizar un ejercicio de simulación, si no para que la operación del proceso sea eficaz.

Tabla 11. Balance de materia obtenido mediante simulación con Aspen Hysys

	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS	HYSYS
Corriente	AMINA RICA DE V-31504/5	2	3	4	4A	5	6	7	8	9	10	11	AMINA POBRE A V-31504	C4 AMARGO	C4 A TRATAM.	82	77	GAS AMARGO COKER	AMINA POBRE A V-31505	A RED GAS COMB.	81
Fase	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO
Temperatura, °C	62.3	55.0	40.0	62.2	55.0	114.0	40.0	124.0	124.2	124.2	55.0	55.0	55.0	63.3	55.4	55.8	38.0	45.0	55.0	55.0	62.7
Presión, kg/cm ²	1.0	24.6	0.6	0.7	0.7	1.0	0.6	1.2	1.2	1.2	24.6	27.6	24.1	7.7	14.7	16.5	14.1	9.8	9.1	8.1	8.5
Flujo másico, kg/h	278,237.3	271,644.4	6,559.9	280,363.7	33.5	21,545.9	14,986.0	326,220.7	52,416.3	273,804.4	2,160.0	73,304.0	18,126.4	4,597.7	4,602.8	18,121.3	4,602.8	24,245.4	253,768.6	17,898.0	260,115.9
Volumen Líquido, m ³ /h	275.8	267.4	8.3	277.8	0.1	23.3	15.0	322.1	52.5	269.5	2.1	72.2	17.8	7.7	7.7	17.8	7.7	59.0	249.8	50.8	257.9
Entalpia, MMkcal/h	-83.8	-84.0	0.5	-84.4	0.0	3.2	-6.5	-84.3	9.2	-66.0	-0.7	-22.7	-5.6	0.8	0.8	-5.6	0.8	4.0	-78.5	3.7	-78.2
Flujo molar, kgmol/h	12,777.4	12,580.1	195.8	12,875.9	1.5	1,026.1	830.3	15,587.9	2,907.8	12,680.1	100.0	3,394.8	839.6	73.4	73.6	839.4	73.6	994.0	11,754.4	810.3	11,938.0
H ₂ S	185.17	2.41	182.76	185.19	0.00	184.47	1.70	3.45	1.02	2.43	0.02	0.65	0.17	0.05	0.20	0.02	0.20	182.80	2.35	0.00	185.15
CO ₂	3.73	0.02	3.70	3.73	0.00	3.71	0.01	0.05	0.02	0.03	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	3.82	0.00	0.09	3.73
Hidrógeno	0.16	0.00	0.02	0.02	0.14	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	93.58	0.00	93.42	0.16
Metano	0.79	0.00	0.14	0.14	0.65	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	374.27	0.00	373.48	0.79
Etileno	0.17	0.00	0.06	0.06	0.11	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	29.76	0.00	29.59	0.17
Etano	0.37	0.00	0.06	0.06	0.31	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	190.43	0.00	190.06	0.37
Propano	0.19	0.00	0.03	0.03	0.17	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	5.06	5.03	0.03	5.03	105.70	0.00	105.54	0.17
i-Butano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	8.16	8.16	0.00	8.16	1.40	0.00	1.40	0.00
i-Pentano	0.01	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	27.93	27.93	0.01	27.93	0.03	0.00	0.03	0.00
n-Butano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	31.11	31.10	0.00	31.10	1.77	0.00	1.77	0.00
n-Hexano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	12,070.59	12,061.47	8.98	12,166.32	0.14	837.59	828.61	15,063.95	2,906.57	12,157.38	95.91	3,254.82	805.02	0.00	0.10	804.92	0.10	9.31	11,270.25	13.88	11,265.68
DEA	516.20	516.20	0.00	520.31	0.00	0.00	0.00	520.48	0.17	520.31	4.10	139.30	34.41	0.00	0.00	34.41	0.00	0.00	481.78	0.00	481.78
n-Pentano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	1.03	1.03	0.00	1.03	1.09	0.00	1.09	0.00
n-Heptano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

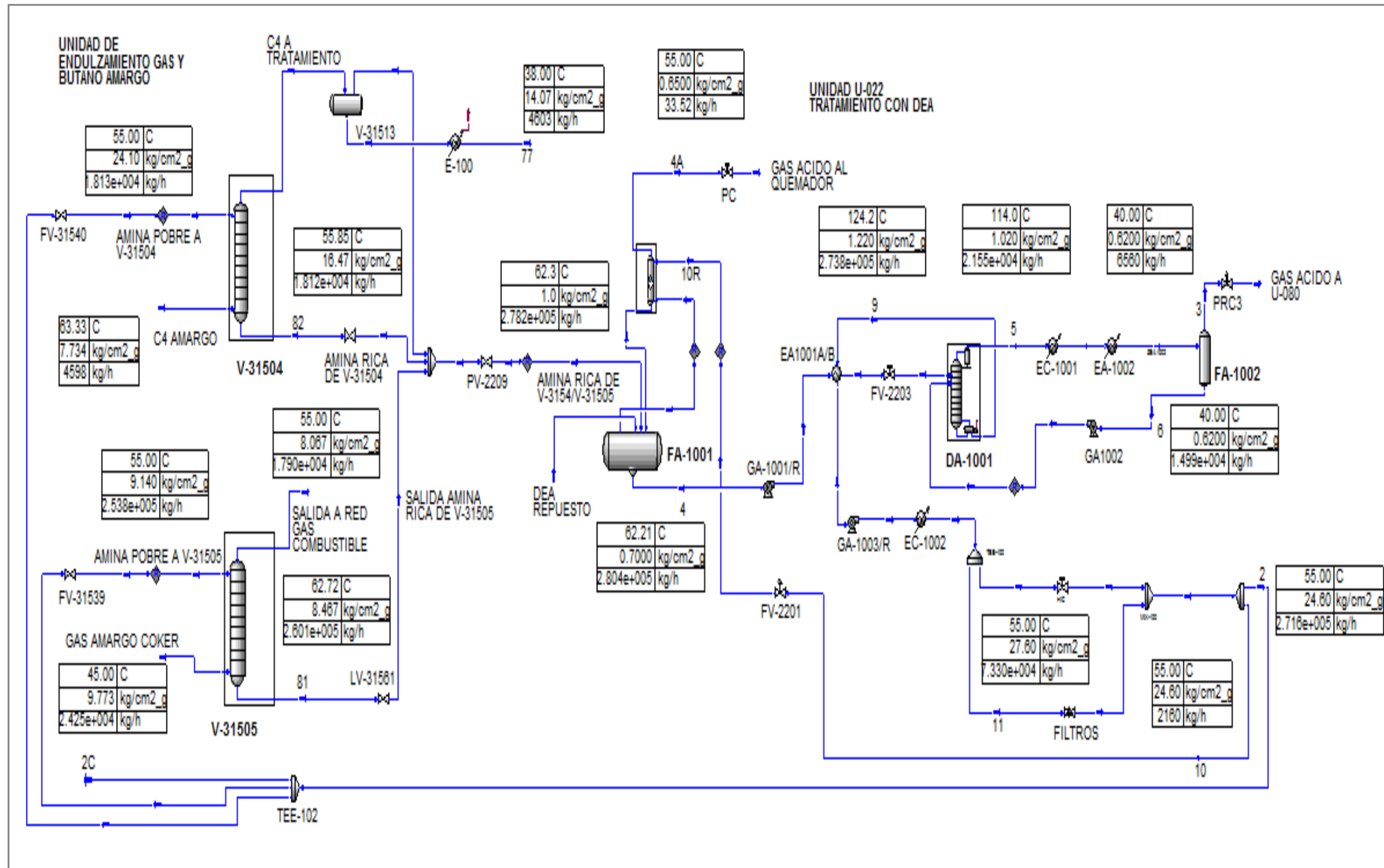


Figura 31. Despliegado de diagrama en Hysys de la sección de tratamiento con DEA, U-022

Tabla 12. Comparación entre datos de diseño y los datos obtenidos mediante simulación – Sección de tratamiento con DEA

	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	
Corriente	1	1	2	2	3	3	4	4	4A	4A	5	5	6	6	7	7	8V	8L	8	9	9	10	10	11	11	
Fase	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	
Temperatura (°C)	61.10	62.26	55.00	55.00	40.00	40.00	61.10	62.21	55.00	55.00	113.30	113.99	40.00	40.00	124.00	123.97	124.20	124.20	124.23	124.20	124.23	55.00	55.00	55.00	55.00	
Presión (kg/cm ² man.)	1.00	1.00	24.60	24.60	0.70	0.62	0.70	0.70	0.60	0.65	1.00	1.02	0.80	0.62	1.20	1.22	1.20	1.20	1.22	1.20	1.22	24.60	24.60	27.60	27.60	
Flujo Másico (kg/h)	297,827	278,237	291,058	271,644	6,875	6,560	299,938	280,364	49	34	21,684	21,546	14,809	14,986	328,262	326,221	35,045	293,217	52,416	293,217	273,804	2,160	2,160	73,304	73,304	
Flujo del Líquido (m ³ /h)	295.30	275.77	286.60	267.40	--	8.28	297.30	277.80	--	0.09	--	23.31	14.90	15.03	324.00	322.05	--	288.70	52.53	288.70	269.52	2.10	2.13	72.20	72.16	
Entalpia (MMkcal/h)	-89.90	-83.76	-90.10	-84.04	0.50	0.49	-90.60	-84.43	0.00	0.01	3.20	3.16	-6.50	-6.53	-82.90	-84.27	6.20	-70.70	9.21	-70.70	-65.95	-0.70	-0.67	-17.70	-22.68	
Total Flujo Molar (kgmol/h)	13,678	12,777	13,478	12,580	206	196	13,775	12,876	3	2	1,026	1,026	820	830	15,519	15,588	13,571	13,578	2,908	13,578	12,680	100	100	3,395	3,395	
H ₂ S	12,916	12,071	12,916	12,061	9	9	13,012	12,166	0	0	827	838	818	829	14,950	15,064	13,012	13,012	2,907	13,012	12,157	96	96	3,253	3,255	
CO ₂	0.00	3.73	0.00	0.02	0.00	3.70	0.00	3.73	0.00	0.00	0.00	3.71	0.00	0.01	0.00	0.05	0.00	0.00	0.02	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.01	
Hidrógeno	1.20	0.16	0.00	0.00	0.10	0.02	0.10	0.02	1.10	0.14	0.10	0.02	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Metano	0.80	0.79	0.00	0.00	0.10	0.14	0.10	0.14	0.70	0.65	0.10	0.14	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Etileno	0.10	0.17	0.00	0.00	0.00	0.06	0.00	0.06	0.10	0.11	0.00	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Etano	0.20	0.37	0.00	0.00	0.00	0.06	0.00	0.06	0.20	0.31	0.00	0.06	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Propeno	0.10	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00	0.10	0.00	0.10	0.00	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Propano	0.10	0.19	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00	0.03	0.10	0.17	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
i-Butano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1-buteno	0.10	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N-butano	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
N-hexano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	12,916	12,071	12,916	12,061	9	9	13,012	12,166	0	0	827	838	818	829	14,950	15,064	13,012	13,012	2,907	13,012	12,157	96	96	3,253	3,255	
DEA	551.50	516.20	551.50	516.20	0.00	0.00	555.60	520.31	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	555.70	520.48	555.60	555.60	0.17	555.60	520.31	4.10	4.10	138.90	139.30	
n-Pentano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
n-Heptano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00

Tabla 13. Comparación entre datos de diseño y los datos obtenidos mediante simulación – Unidades de Endulzamiento

	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS	Diseño	HYSYS
Corriente	80	80	76	76	82	82	77	77	70	70	79	79	72	72	81	81
Descripción	AMINA POBRE A V-31504	AMINA POBRE A V-31504	PRODUCTO C4 AMARGO	C4 AMARGO	AMINA RICA DE V-31504	AMINA RICA DE V-31504	C4 PROD A C4 TRATADO	C4 PROD A C4 TRATADO	GAS COMB AMARGO	GAS AMARGO COKER	AMINA PROBRE A V-31505	AMINA POBRE A V-31505	COKER PRODUCTO GAS	SALIDA A RED GAS COMBUSTIBLE	AMINA RICA DE V-31505	AMINA RICA DE V-31505
Fase	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO	VAPOR	VAPOR	LÍQUIDO	LÍQUIDO
Temperatura, °C	54.44	55.00	63.33	63.33	61.11	55.85	37.78	38.00	45.00	45.00	54.44	55.00	54.44	55.00	61.11	62.72
Presión, kg/cm ²	15.68	24.10	7.73	7.73	17.58	16.47	15.12	14.07	9.84	9.77	9.14	9.14	7.03	8.07	9.49	8.47
Flujo másico, kg/h	18144	18126	4135	4598	18443	18121	9660	4603	25080	24245	254011	253769	18972	17898	260118	260116
Volumen Líquido, m ³ /h	---	17.84	---	7.74	---	17.84	---	7.74	---	58.96	---	249.81	---	50.83	---	257.93
Entalpía, MMkcal/h	---	-5.61	---	0.81	---	-5.59	---	0.76	---	4.03	---	-78.54	---	3.65	---	-78.16
Flujo molar, kgmol/h	840	840	73	73	848	839	171	74	994	994	11754	11754	817	810	11932	11938
H ₂ S	0.69	0.17	0.05	0.05	9.48	0.02	0.00	0.20	174.48	182.80	9.63	2.35	0.02	0.00	184.09	185.15
CO ₂	0.34	0.00	0.00	0.00	0.34	0.00	0.00	0.00	3.65	3.82	4.81	0.00	0.00	0.09	8.45	3.73
Hidrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	89.32	93.58	0.00	0.00	89.15	93.42	0.18	0.16
Metano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	357.32	374.27	0.00	0.00	356.49	373.48	0.83	0.79
Etileno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	28.41	29.76	0.00	0.00	28.22	29.59	0.19	0.17
Etano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	181.76	190.43	0.00	0.00	181.38	190.06	0.39	0.37
Propileno	0.00	0.00	0.79	0.00	0.00	0.00	1.85	0.00	42.98	0.00	0.00	0.00	42.73	0.00	0.25	0.00
Propano	0.00	0.00	4.97	5.06	0.01	0.03	11.60	5.03	100.89	105.70	0.00	0.00	100.72	105.54	0.18	0.17
i-Butano	0.00	0.00	8.02	8.16	0.00	0.00	18.73	8.16	1.33	1.40	0.00	0.00	1.33	1.40	0.00	0.00
i-Pentano	0.00	0.00	27.44	27.93	0.06	0.01	64.04	27.93	2.16	0.03	0.00	0.00	2.15	0.03	0.01	0.00
n-Butano	0.00	0.00	30.56	31.11	0.02	0.00	71.35	31.10	1.69	1.77	0.00	0.00	1.69	1.77	0.00	0.00
n-Hexano	0.00	0.00	1.02	0.00	0.00	0.00	2.37	0.00	1.04	0.00	0.00	0.00	1.03	0.00	0.00	0.00
H ₂ O	804.15	805.02	0.00	0.00	803.85	804.92	0.30	0.10	8.89	9.31	11258.03	11270.25	11.65	13.88	11255.27	11265.68
DEA	34.41	34.41	0.00	0.00	34.40	34.41	0.00	0.00	0.00	0.00	481.80	481.78	0.00	0.00	481.80	481.78
n-Pentano	0.00	0.00	0.00	1.03	0.00	0.00	0.00	1.03	0.00	1.09	0.00	0.00	0.00	1.09	0.00	0.00
n-Heptano	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
CO	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
COS	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
1-3 Dimetilbutadieno	0.00	0.00	0.50	0.00	0.00	0.00	1.16	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00

Capítulo 5

5 Conclusiones y Recomendaciones

5.1 Desviaciones detectadas, causas y consecuencias

En este inciso se describen las problemáticas operativas más frecuentes, así como las probables causas y consecuencias, de la sección de Tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada.

5.1.1 Alta caída de presión en las torres absorbedoras

5.1.1.1 Columna Absorbedora de gas, V-31505.

En la sección de Tratamiento con DEA de esta planta se ha presentado una variación anormal de la caída de presión a través de la columna Absorbedora V-31505, como resultado de un flujo inestable del gas amargo a la columna y el flujo estable de la amina pobre. Como consecuencia del flujo de amina, la columna presenta obstrucciones debido a los sólidos que arrastra la solución de amina (partículas de FeS) y que se acumulan en el empaque.

La experiencia ha mostrado que cuando la caída de presión a través de la columna Absorbedora V-31505 es superior a 0.12 kg/cm^2 , se tienen pérdidas de la solución de amina y se corre el riesgo de afectar la operación y dañar los quemadores de equipos de combustión que utilizan gas de la red de gas combustible. En este periodo no se presentó el caso de que la caída de presión fuera en aumento hasta llegar a ese valor. En otros periodos si se ha presentado (2008), por lo que puede llegar a presentar arrastres de amina pobre hacia la red de gas combustible.

Las posibles causas del ensuciamiento del empaque de la columna Absorbedora son:

- Operación anormal del sistema de filtración.
- Incremento del contenido de H_2S en la solución de DEA pobre lo que provoca un incremento en la corrosión del sistema y con esto un incremento de sólidos en la solución de DEA pobre de alimentación a la columna. (ver figuras 9 y 26)
- Acarreo de sólidos en la corriente de gas amargo de alimentación a la columna Absorbedora.

5.1.1.2 Columna Absorbedora de butanos, V-31504.

Esta columna Absorbedora ha operado con una carga de butanos muy baja (menos de $1.0 \text{ m}^3/\text{h}$ vs $17 \text{ m}^3/\text{h}$ de diseño), y con un flujo de amina cercano al de diseño ($17 \text{ m}^3/\text{h}$), lo que conlleva una alta probabilidad de arrastre de los butanos en la corriente de amina, lo cual puede provocar, en primera instancia, el problema del espumamiento en la columna de regeneración DA-1001 y en columna endulzadora V-31505, así como el envío de hidrocarburos con el gas ácido hacia la planta de azufre, situación que debe evitarse.

5.1.2 Alto contenido de H₂S en la solución de DEA pobre.

La operación de la columna regeneradora de DEA, DA-1001, ha presentado una operación anormal debido a que se ha manejado una alta variabilidad en el suministro de vapor a los rehervidores, lo que se manifiesta en una alta variabilidad en la calidad de la amina regenerada, así como en la variabilidad de la temperatura del fondo de la columna regeneradora y en la producción de gas ácido.

Al igual que la alta variabilidad observada en los parámetros asociados con el fondo de la columna, este comportamiento también se ha observado en el domo de la columna, en donde el reflujo se ha manejado por abajo de 5 m³/h y ocasionalmente hasta 7 m³/h y 8 m³/h (14.9 m³/h de diseño), en tanto que la temperatura del domo de la columna ha oscilado entre 97 y 107 °C (113 °C de diseño).

El problema anterior provoca que la concentración del H₂S en la solución de DEA pobre se incremente, lo cual le resta capacidad de absorción a la solución en las columnas endulzadoras, ocasionando incremento de este contaminante en el gas tratado.

5.1.3 Alto contenido de sólidos en las corrientes de solución de DEA.

La operación de la unidad de filtración se ha realizado manejando una relación (amina pobre circulante) / (amina pobre filtrada) en periodos cortos de hasta 8, es decir se han filtrando únicamente 18 m³/h (diseño = 72 m³/h, equivalentes a una relación (Amina Pobre Circulante) / (Amina Pobre Filtrada) = 3.0). La operación de este sistema en estas condiciones implica el acarreo de sólidos hacia los equipos de esta unidad, provocando obstrucciones y problemas de erosión en el sistema.

La operación de este sistema se ha realizado manejando altos valores de presión diferencial en los equipos de filtración, síntoma de ensuciamiento, lo que provoca disminución del flujo de solución de DEA pobre filtrada, con las consecuencias indicadas antes, además de manejar altos contenidos de sólidos en la amina pobre filtrada (hasta de 37 ppm promedio) y en la amina rica (hasta de 33 ppm). Parte de estos sólidos es retenida en ésta y/o en algunos otros puntos bajos del circuito de amina. Esto no es más que el resultado de un filtrado inadecuado de la solución de DEA pobre.

5.1.4 Falta de mantenimiento a filtros de DEA pobre

En vista de la problemática que se ha presentado en el sistema de filtración, es necesario, que este sistema se monitoree y se mantenga en condiciones adecuadas de operación (instalación de filtros de cartuchos adecuados y reemplazo del carbón activado). Mientras esta actividad no se lleve a cabo, difícilmente las medidas operativas que se realicen tendrán el efecto deseado.

5.1.5 Requerimientos de señalización de presión diferencial de filtros en el Cuarto de Control

Para tener un monitoreo adecuado del sistema de filtración de la solución de DEA pobre, es importante vigilar que se realice un adecuado mantenimiento preventivo a la instrumentación relacionada con la presión diferencial de los elementos filtrantes de este sistema.

5.1.6 Requerimientos de sistemas hidráulicos para la protección de bombas por flujo mínimo.

Con la finalidad de poder realizar ajustes en el flujo de las corrientes de proceso por variación de las cargas procesadas (gas y butanos amargos), es necesario contar con la flexibilidad de ajustar flujos en los equipos dinámicos de la sección de Tratamiento con DEA, en especial la bomba de DEA pobre GA-1003/R, para lo cual es conveniente que este equipo cuente con un adecuado sistema de recirculación para la protección por flujo mínimo. Actualmente esta bomba cuenta con un sistema de recirculación adaptado, el cual presenta alta vibración cuando entra en operación, por lo que se sugiere se lleve a cabo un rediseño adecuado del trazo y tamaño de la línea de recirculación, además de incorporar un sistema de control de flujo de recirculación.

5.2 Recomendaciones para la normalización de las desviaciones

En este inciso se describen las propuestas de solución para la normalización de las desviaciones detectadas en la sección de Tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada.

5.2.1 Incremento en la caída de presión en las columnas endulzadoras de butanos, V-31504 y de gas, V-31505

Son dos las causas principales por las cuales las columnas absorbedoras operan con alta caída de presión: (i) obstrucción / reducción del área de flujo por acumulación (retención) de los sólidos que arrastra la solución de amina pobre, los cuales se adhieren al empaque y (ii) por formación de espuma, debido a la acumulación de hidrocarburos, sales térmicamente estables y los sólidos mismos.

Reducción del área de flujo. El incremento de la caída de presión como consecuencia de la acumulación de sólidos se manifiesta mediante un incremento paulatino en la caída de presión a través de la columna. Cuando la caída de presión empiece a incrementarse se deben efectuar las siguientes acciones:

- En primer lugar se debe revisar la operación del sistema de filtrado para averiguar si los tres elementos que componen el sistema (FG-1001A/B, FG-1002 y FG-1003A/B) están operando adecuadamente; en caso de que alguno de los filtros no esté operando adecuadamente, proceder a cambiar los elementos filtrantes y/o el carbón activado, poniendo en operación el filtro de relevo.
- Independientemente del resultado que se obtenga del análisis de los elementos filtrantes y con el propósito de evitar que el problema se vuelva crítico, se deberá dosificar algún dispersante de sólidos para evitar que la caída de presión se incremente y su uso deberá interrumpirse cuando el problema se haya eliminado.

La formación de espuma en las columnas se manifiesta mediante un comportamiento errático en la caída de presión y arrastres de líquidos (agua y DEA) hacia los tambores separadores localizados en la corriente de domo de las absorbedoras o hacia la red de gas combustible. Los factores que inciden en la formación de espuma son: (i) hidrocarburos pesados (p. ej. ácidos, sales térmicamente estables, etc.) que no son eliminados ni en la columna regeneradora DA-1001, ni en

el tambor separador FA-1001, ni por el filtro de carbón activado, (ii) exceso del agente antiespumante y (iii) exceso de sólidos circulando con la solución de amina, debido a una deficiente operación del sistema de filtrado. En caso de espumamiento se debe revisar los siguientes aspectos:

- Verificar si existe arrastre de hidrocarburos con la amina rica del fondo de las absorbedoras. En el caso de que exista arrastre de hidrocarburos verificar que el sistema de eliminación de hidrocarburos en el tambor separador FA-1001 esté funcionando adecuadamente y proceder a su revisión y arreglo en el caso de que no se estén extrayendo los hidrocarburos arrastrados.
- Verificar el contenido de hidrocarburos en la amina regenerada; si la amina regenerada contiene hidrocarburos, incrementar la temperatura del fondo de la columna regeneradora DA-1001, sin exceder 126 °C, con el propósito de eliminarlos,
- Verificar el contenido de hidrocarburos en la entrada y en la salida del filtro de carbón activado, FG-1002 y verificar que se están eliminando. En caso de que la amina pobre filtrada presente hidrocarburos proceder al cambio o regeneración del carbón activado.
- Verificar el contenido de sólidos en la entrada y en la salida de cada uno de los tres filtros del sistema de filtrado y verificar que se están eliminando adecuadamente. Si la amina pobre filtrada presenta un alto contenido de sólidos proceder al cambio de filtro y cambiar, o al menos limpiar si fuera posible, los cartuchos del filtro que quedó fuera de operación.
- Incrementar o mantener constante el flujo de amina filtrada, manteniéndolo en una relación de 3 de diseño (amina pobre circulante / amina pobre filtrada = 3).
- Suspender por algún tiempo la dosificación del agente antiespumante y observar el comportamiento de la caída de presión en la columna.

Dentro de la problemática del espumamiento, la columna endulzadora de butanos, V-31504, requiere un tratamiento especial derivado del bajo flujo de butanos con la que normalmente opera (menos de 1 m³/h -vs- 17 m³/h de diseño con un flujo de amina pobre de 17 m³/h tanto de diseño como real). Debido a la alta relación Amina Pobre / Butanos es bastante probable que la amina rica que deja la columna arrastre una buena cantidad de hidrocarburos los cuales, si no son eliminados en el tambor separador FA-1001 o en la columna regeneradora DA-1001, regresarán a las columnas endulzadoras generando espumamiento. Por otro lado, si se intenta reducir el flujo de amina pobre para que la relación Amina Pobre / Butanos se acerque a la de diseño, se pueden presentar problemas para controlar el nivel de la interfase Butanos – Amina Pobre en el domo de la columna; en términos generales se recomienda no operar la columna con menos de un 80% del flujo de amina de diseño para no tener problemas con la interfase.

5.2.2 Alto contenido de H₂S en la solución de DEA pobre

La ocurrencia de un alto contenido de H₂S en la amina pobre (amina regenerada) es resultado de una deficiente regeneración de la amina lo cual es consecuencia de baja temperatura en el fondo de la columna (< 121°C) o alta presión de operación (> 1.05 kg/cm² man. en el domo de la columna). Como recomendación general se sugiere mantener las siguientes condiciones de operación en la columna regeneradora DA-1001:

- Temperatura del fondo de la columna: Entre 123 y 126 °C (nunca mayor de 127 °C)
- Presión de operación: Mantener una presión en el domo de la columna tal que la relación de reflujo al domo se encuentre entre 1.5 y 2.5 m³ reflujo/Ton de gas ácido.

5.2.3 Relación Molar H₂S / DEA

Una de las variables más importantes para garantizar una remoción adecuada del H₂S es mantener la relación molar H₂S/DEA en los valores recomendados por el licenciador. Para el caso particular de la planta de Coquización Retarda, estas relaciones son las siguientes:

- Columna endulzadora de butanos, V-31504: 0.255 mol H₂S / mol DEA (máx. 0.4)
- Columna endulzadora de gases, V-31505: 0.400 mol H₂S / mol DEA (máx. 0.5)

En principio, si se utiliza una relación más baja que la señalada la única consecuencia es un mayor consumo de energía para regenerar la amina. Por otro lado, si se utiliza una relación más alta que la señalada se tendrían las siguientes consecuencias:

- La remoción del H₂S no resulta efectiva ya que se incrementa el contenido de H₂S en el gas tratado.
- Una fracción del H₂S sale con la amina rica, por el fondo de las endulzadoras, disuelto en el agua y no combinado con la DEA. El H₂S disuelto en el agua le proporciona a la solución de amina rica un carácter ácido con lo que se favorece la corrosión en el sistema. Cuando se presenta esta situación (alta relación H₂S/DEA) se puede proceder como sigue:
 - Si no hay limitaciones de caída de presión, incrementar el flujo de amina pobre hasta lograr que la relación molar H₂S / DEA alcance el valor recomendado por el licenciador. Al implantar esta medida correctiva se deberán hacer ajustes en la columna regeneradora DA-1001 y en el flujo de amina al sistema de filtración.
 - Si existen limitaciones de caída de presión, con los consiguientes arrastres de amina por el gas tratado, incrementar la concentración de DEA hasta lograr que la relación molar H₂S/DEA alcance el valor recomendado por el licenciador; sin embargo la concentración de DEA en la amina pobre no debe exceder el 30%. Al igual que en el caso anterior, cuando se implante esta medida se deberán realizar ajustes en la columna regeneradora DA-1001.

5.2.4 Alto contenido de H₂S en las corrientes tratadas

Las causas más frecuentes que ocasionan el incremento de H₂S en las corrientes tratadas son las siguientes:

- Alta caída de presión en las columnas endulzadoras.
- Formación de espuma.
- Alta temperatura de entrada de la amina pobre o de la corriente amarga de entrada a las endulzadoras.
- Alta relación molar H₂S/DEA

Las dos primeras causas fueron analizadas en el inciso 5.2.1., mientras que la última se analizó en el inciso 5.2.3.

Con respecto de la tercera, se debe tener presentes los siguientes factores. En primer lugar, si la temperatura de entrada de la amina pobre es superior a 65 °C, se reduce la capacidad de absorción del H₂S en la DEA debido a que la rapidez de desorción del H₂S se incrementa (recuérdese que la reacción entre la H₂S y la DEA es una reacción reversible que se desplaza a la izquierda con la temperatura; este hecho es el que permite la regeneración de la amina). Por otro lado, si se incrementa la temperatura de entrada de la corriente amarga, este incremento provoca un calentamiento adicional de la amina lo que limita la capacidad de absorción de la DEA de acuerdo con lo explicado con anterioridad.

Cuando se presenta este problema la acción correctiva que debe implantarse es reducir la temperatura de entrada de la amina pobre a no más de 60 °C, vigilando que la temperatura de entrada de la corriente amarga se encuentre entre 10 y 15 °C más baja que la temperatura de entrada de la amina pobre.

5.2.5 Alto contenido de sólidos en las corrientes de solución de DEA

Un alto contenido de sólidos en la amina pobre es sintomático de que alguno de los filtros no está operando adecuadamente. La operación de los filtros debe ser monitoreada continuamente mediante el análisis de sólidos a la entrada y a la salida de cada filtro y la reducción de sólidos a través del prefiltro, FG-1001A/B, y del postfiltro, FG-1003A/B, debe ser superior al 75%. Se sugiere que el monitoreo se lleve a cabo, cuando menos, dos veces por semana y debe ser complementado con el seguimiento de la caída de presión a través de los filtros mencionados.

Adicionalmente al seguimiento de la caída de presión se sugiere se haga un seguimiento gráfico, utilizando como abscisa el flujo a través del filtro y como ordenada la caída de presión. Si el filtro está en buenas condiciones los datos en la gráfica deben ajustarse a una curva cuadrática. Si los datos se ajustan a una línea recta o bien si la caída de presión se mantiene constante, independientemente del flujo, probablemente los cartuchos se encuentren muy deteriorados. Por último, si la caída de presión y el flujo se ajustan a un polinomio de grado mayor o igual a tres (altas caídas de presión), lo más probable es que el filtro este tapado y en cualquier momento se destruirán los cartuchos. Cuando se detecte que está ocurriendo cualquiera de las dos últimas situaciones se sugiere se cambien los filtros por los de relevo y se les dé mantenimiento a los quedaron fuera de operación, para tenerlos disponibles para operar cuando se requiera.

Para contar con un sistema de filtración en buenas condiciones, es conveniente monitorear la operación de este sistema, para lo cual es necesario analizar periódicamente, al menos 2 veces por semana, (a) el contenido de sólidos en la amina pobre a la entrada y salida de cada uno de los elementos filtrantes (FG-1002, FG-1001A/B, FG-1003A/B) y (b) el contenido de hidrocarburos y de sales térmicamente estables a la entrada y salida del filtro de carbón activado, FG-1002.

5.2.6 Sistema de protección por bajo flujo en las bombas

De acuerdo con la filosofía de operación prevaleciente en las plantas de Pemex Refinación, las bombas definidas como críticas para la operación deben contar con un sistema de protección por bajo flujo, sistema que consiste en una línea de recirculación que garantice que manejen, al menos, el flujo mínimo y como resultado, que garantice la integridad mecánica de la bomba. Para el caso particular de la planta de Coquización Retardada, el diseño no contempló el sistema de protección de la bomba de amina pobre GA-1003/R; por otro lado, el personal de la planta habilitó un sistema de recirculación el cual presenta una serie de deficiencias.

Dada la importancia de esta bomba, la cual actualmente opera muy castigada y cercana al flujo mínimo, se sugiere que se lleve a cabo el diseño de un buen sistema de protección por bajo flujo y así garantizar la operación de la bomba y por ende, de la planta.

5.3 Recomendaciones de soporte

5.3.1 Análisis de laboratorio y frecuencia de análisis

Para lograr mantener un buen monitoreo del desempeño de la sección de amina de la planta de Coquización Retardada se sugiere se lleven a cabo los análisis que a continuación se mencionan, con la frecuencia y localización de muestreo que se indica (algunos de estos análisis ya se realizan de forma rutinaria, pero algunos otros no).

- Columna endulzadora de gas, V-31505. Análisis cromatográficos de:
 - Gas amargo de entrada, proveniente del V-31511; una diaria.
 - Gas dulce del domo de la columna V-31505; una por turno.
 - Una de la muestras del gas dulce deberá tomarse “simultánea” con la del gas amargo.

- Columna endulzadora de butanos, V-31504. Análisis cromatográficos de:
 - Butano amargo de entrada, en la succión de las bombas P-31505 / P-31506; una diaria.
 - Butano dulce del domo de la columna V-31504, a la salida del tambor separador V-31513; una por turno.
 - Una de las muestras de butano dulce deberá tomarse “simultánea” con la del butano amargo y “simultánea” con las anteriores.

- Columna regeneradora de amina, DA-1001.
 - Porcentaje en peso de DEA y de H₂S en la amina rica, en la succión a las bombas GA-1001/R; una diaria. Adicionalmente, se deberá determinar el contenido de hidrocarburos una vez por semana

- Por ciento peso de amina y de H₂S en la amina pobre, en la succión a las bombas GA-1003/R; una diaria. Adicionalmente, se deberá determinar el contenido de hidrocarburos una vez por semana.
 - Análisis cromatográfico del gas ácido, en la salida vapor del acumulador de reflujo FA-1002; una por turno.
 - Contenido de amoníaco y de DEA en el agua de reflujo a la columna regeneradora, en la succión de las bombas GA-1002/R; una por semana (para este análisis se deberán tomar las precauciones del caso para diferenciar adecuadamente el amoníaco de la DEA).
 - Una de las muestras del gas ácido deberá tomarse “simultánea” con las muestras de amina rica y amina pobre.
- Prefiltro, FG-1001A/B.
 - Contenido de sólidos en la entrada; dos por semana.
 - Contenido de sólidos a la salida; dos por semana.
 - Ambas muestras deberán tomarse de manera simultáneas.
 - Postfiltro, FG-1003A/B.
 - Contenido de sólidos en la entrada; dos por semana.
 - Contenido de sólidos a la salida; dos por semana.
 - Ambas muestras deberán tomarse de manera simultáneas.
 - Filtro de Carbón Activado, FG-1003A/B.
 - Contenido de sólidos, de hidrocarburos y de sales térmicamente estables en la entrada; dos por semana.
 - Contenido de sólidos, de hidrocarburos y de sales térmicamente estables a la salida; dos por semana.
 - Ambas muestras deberán tomarse de manera simultáneas.

5.4 Comentarios finales

En términos generales, la problemática de la sección de tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada es el efecto de una sucesión de eventos relacionados, como son:

- Insuficiente eliminación de sólidos y sales térmicamente estables en el sistema de filtrado, lo que provoca una acumulación de éstos en el sistema de amina.
- Insuficiente eliminación de los hidrocarburos arrastrados por la amina rica en el tambor separador FA-1001.
- Tanto los sólidos como las sales térmicamente estables y los hidrocarburos tienden a provocar formación de espuma en las columnas endulzadoras lo que genera un comportamiento errático de la caída de presión a través de las columnas endulzadoras.
- Pobre regeneración de la amina, por baja temperatura en el fondo de la columna regeneradora DA-1001, lo que limita la capacidad de la amina pobre para eliminar el ácido sulfhídrico en las endulzadoras.

- Corrosión y generación de sólidos debido a la amina parcialmente regenerada.
- Los sólidos arrastrados por la amina tienen a adherirse al empaque (anillos Rashing) contenido de las columnas endulzadoras lo que reduce el área de flujo a través de éstas incrementándose la caída de presión.

En la tabla 14, se resume las causas y consecuencias, así como las propuestas de solución para normalizar las desviaciones detectadas en la sección de Tratamiento con DEA de la planta de Coquización Retardada, durante el periodo de julio a diciembre del 2009.

Como complemento a las recomendaciones anteriores para una operación adecuada en la sección de tratamiento con DEA y poder obtener los productos con las especificaciones indicadas en el diseño, se recomienda tomar en cuenta la guía práctica básica del apéndice A.

Tabla 14. Desviaciones detectadas, causas, consecuencia y propuestas de solución para la normalización de la sección de tratamiento con DEA

Desviación	Equipo	Causa	Consecuencia	Propuestas de Solución
Incremento en la caída de presión	V-31504 V-31505	<ul style="list-style-type: none"> - Acumulación (retención) de los sólidos que arrastra la solución de amina pobre, los cuales se adhieren al empaque - Formación de espuma, debido a la acumulación de hidrocarburos, sales térmicamente estables y los sólidos mismos. 	<ul style="list-style-type: none"> - Reducción del área de flujo. La acumulación de sólidos provoca baja eficiencia, gases tratados fuera de especificación y limita la capacidad de absorción. - La formación de espuma en las columnas se manifiesta mediante un comportamiento errático en la caída de presión y arrastres de líquidos (agua y DEA) hacia los tambores separadores localizados en la corriente de domo de las absorbedoras o hacia la red de gas combustible. <p>Los factores que inciden en la formación de espuma son:</p> <ul style="list-style-type: none"> (i) Hidrocarburos pesados (p. ej. ácidos, sales térmicamente estables, etc.) que no son eliminados ni en la columna regeneradora DA-1001, ni en el tambor separador FA-1001, ni por el filtro de carbón activado. (ii) Exceso de sólidos circulando con la solución de amina, debido a una deficiente operación del sistema de filtrado. 	<ul style="list-style-type: none"> - Cuando la caída de presión empiece a incrementarse se deben efectuar las siguientes acciones: <ul style="list-style-type: none"> (i) En primer lugar se debe revisar la operación del sistema de filtrado para averiguar si los tres elementos que componen el sistema (FG-1001A/B, FG-1002 y FG-1003A/B) están operando adecuadamente; en caso de que alguno de los filtros no esté operando adecuadamente, proceder a cambiar los elementos filtrantes y/o el carbón activado, poniendo en operación el filtro de relevo. (ii) Independientemente del resultado que se obtenga del análisis de los elementos filtrantes y con el propósito de evitar que el problema se vuelva crítico, se deberá dosificar algún dispersante de sólidos para evitar que la caída de presión se incremente y su uso deberá interrumpirse cuando el problema se haya eliminado. - En caso de espumamiento se debe revisar los siguientes aspectos: <ul style="list-style-type: none"> (i) Verificar si existe arrastre de hidrocarburos con la amina rica del fondo de las absorbedoras. En el caso de que exista arrastre de hidrocarburos verificar que el sistema de eliminación de hidrocarburos en el tambor separador FA-1001 esté funcionando adecuadamente y proceder a su revisión y arreglo en el caso de que no se estén extrayendo los hidrocarburos arrastrados. (ii) Verificar el contenido de hidrocarburos en la amina regenerada; si la amina regenerada contiene hidrocarburos, incrementar la temperatura del fondo de la columna regeneradora DA-1001, sin exceder 126 °C, con el propósito de eliminarlos, (iii) Verificar el contenido de hidrocarburos en la entrada y en la salida del filtro de carbón activado, FG-1002 y verificar que se están eliminando. En caso de que la amina pobre filtrada presente hidrocarburos proceder al cambio o regeneración del carbón activado. (iv) Verificar el contenido de sólidos en la entrada y en la salida de cada uno de los tres filtros del sistema de filtrado y verificar que se están eliminando adecuadamente. Si la amina pobre filtrada presenta un alto contenido de sólidos proceder al cambio de filtro y cambiar, o al menos limpiar si fuera posible, los cartuchos del filtro que quedó fuera de operación. (v) Incrementar o mantener constante el flujo de amina filtrada, manteniéndolo en una relación de 3 de diseño (amina pobre circulante / amina pobre filtrada = 3). (vi) Suspender por algún tiempo la dosificación del agente antiespumante y observar el comportamiento de la caída de presión en la columna.
Alto contenido de H ₂ S en la solución de DEA pobre	DA-1001	<ul style="list-style-type: none"> - Baja temperatura en el fondo de la columna (< 121°C) - Alta presión de operación (> 1.05 kg/cm² man. en el domo de la columna). 	<ul style="list-style-type: none"> - La ocurrencia de un alto contenido de H₂S en la amina pobre (amina regenerada), es debido a la deficiente regeneración de la amina rica. 	<p>Mantener las siguientes condiciones de operación en la columna regeneradora DA-1001:</p> <ul style="list-style-type: none"> - Temperatura del fondo de la columna: Entre 123 y 126 °C (nunca mayor de 127 °C) - Presión de operación: Mantener una presión en el domo de la columna tal que la relación de reflujo al domo se encuentre entre 1.5 y 2.5 m³ reflujo/Ton de gas ácido.
Inadecuado sistema de protección por bajo flujo en las bombas	GA-1003 GA-1003/R	<ul style="list-style-type: none"> - Omisión del sistema de protección en equipo dinámico. 	<ul style="list-style-type: none"> - Alta vibración, por no contar con un sistema de protección de flujo mínimo. 	<ul style="list-style-type: none"> - Se sugiere que se lleve a cabo el diseño de un adecuado sistema de protección por bajo flujo, que garantice la integridad mecánica de las bombas GA-1003/R.

Tabla 14. (Continuación)

Desviación	Equipo	Causa	Consecuencia	Propuestas de Solución
Relación Molar H ₂ S / DEA	V-31504 V-31505	- Baja relación molar - Alta relación molar	- Cuando la relación molar es Baja provoca mayor consumo de energía para regenerar la amina. - Cuando la relación molar es Alta, se tendrían las siguientes consecuencias. (i) La remoción del H ₂ S no resulta efectiva ya que se incrementa el contenido de H ₂ S en el gas tratado. (ii) Una fracción del H ₂ S sale con la amina rica, por el fondo de las endulzadoras, disuelto en el agua y no combinado con la DEA. El H ₂ S disuelto en el agua le proporciona a la solución de amina rica un carácter ácido con lo que se favorece la corrosión en el sistema.	- Columna endulzadora de butanos, V-31504: 0.255 mol H ₂ S / mol DEA (máx. 0.4) - Columna endulzadora de gases, V-31505: 0.400 mol H ₂ S / mol DEA (máx. 0.5) (i) Si no hay limitaciones de caída de presión, incrementar el flujo de amina pobre hasta lograr que la relación molar H ₂ S / DEA alcance el valor recomendado por el licenciador. Al implantar esta medida correctiva se deberán hacer ajustes en la columna regeneradora DA-1001 y en el flujo de amina al sistema de filtración. (ii) Si existen limitaciones de caída de presión, con los consiguientes arrastres de amina por el gas tratado, incrementar la concentración de DEA hasta lograr que la relación molar H ₂ S/DEA alcance el valor recomendado por el licenciador; sin embargo la concentración de DEA en la amina pobre no debe exceder el 30%. Al igual que en el caso anterior, cuando se implante esta medida se deberán realizar ajustes en la columna regeneradora DA-1001.
Alto contenido de H ₂ S en las corrientes tratadas	V-31504 V-31505	- Alta caída de presión en las columnas endulzadoras. - Formación de espuma.	- Reducción del área de flujo. La acumulación de sólidos provoca baja eficiencia, gases tratados fuera de especificación y limita la capacidad de absorción. - La formación de espuma en las columnas se manifiesta mediante un comportamiento errático en la caída de presión y arrastres de líquidos (agua y DEA) hacia los tambores separadores localizados en la corriente de domo de las absorbedoras o hacia la red de gas combustible. Los factores que inciden en la formación de espuma son: (i) Hidrocarburos pesados (p. ej. ácidos, sales térmicamente estables, etc.) que no son eliminados ni en la columna regeneradora DA-1001, ni en el tambor separador FA-1001, ni por el filtro de carbón activado. (ii) Exceso de sólidos circulando con la solución de amina, debido a una deficiente operación del sistema de filtrado.	- Cuando la caída de presión empiece a incrementarse se deben efectuar las siguientes acciones: (i) En primer lugar se debe revisar la operación del sistema de filtrado para averiguar si los tres elementos que componen el sistema (FG-1001A/B, FG-1002 y FG-1003A/B) están operando adecuadamente; en caso de que alguno de los filtros no esté operando adecuadamente, proceder a cambiar los elementos filtrantes y/o el carbón activado, poniendo en operación el filtro de relevo. (ii) Independientemente del resultado que se obtenga del análisis de los elementos filtrantes y con el propósito de evitar que el problema se vuelva crítico, se deberá dosificar algún dispersante de sólidos para evitar que la caída de presión se incremente y su uso deberá interrumpirse cuando el problema se haya eliminado. - En caso de espumamiento se debe revisar los siguientes aspectos: (i) Verificar si existe arrastre de hidrocarburos con la amina rica del fondo de las absorbedoras. En el caso de que exista arrastre de hidrocarburos verificar que el sistema de eliminación de hidrocarburos en el tambor separador FA-1001 esté funcionando adecuadamente y proceder a su revisión y arreglo en el caso de que no se estén extrayendo los hidrocarburos arrastrados. (ii) Verificar el contenido de hidrocarburos en la amina regenerada; si la amina regenerada contiene hidrocarburos, incrementar la temperatura del fondo de la columna regeneradora DA-1001, sin exceder 126 °C, con el propósito de eliminarlos. (iii) Verificar el contenido de hidrocarburos en la entrada y en la salida del filtro de carbón activado, FG-1002 y verificar que se están eliminando. En caso de que la amina pobre filtrada presente hidrocarburos proceder al cambio o regeneración del carbón activado. (iv) Verificar el contenido de sólidos en la entrada y en la salida de cada uno de los tres filtros del sistema de filtrado y verificar que se están eliminando adecuadamente. Si la amina pobre filtrada presenta un alto contenido de sólidos proceder al cambio de filtro y cambiar, o al menos limpiar si fuera posible, los cartuchos del filtro que quedó fuera de operación. (v) Incrementar o mantener constante el flujo de amina filtrada, manteniéndolo en una relación de 3 de diseño (amina pobre circulante / amina pobre filtrada = 3). (vi) Suspender por algún tiempo la dosificación del agente antiespumante y observar el comportamiento de la caída de presión en la columna.

Tabla 14. (Continuación)

Desviación	Equipo	Causa	Consecuencia	Propuestas de Solución
Alto contenido de H ₂ S en las corrientes tratadas	V-31504 V-31505	<ul style="list-style-type: none"> - Alta temperatura de entrada de la amina pobre o de la corriente amarga de entrada a las endulzadoras. - Alta relación molar H₂S/DEA 	<ul style="list-style-type: none"> - Si la temperatura de entrada de la amina pobre es superior a 65 °C, se reduce la capacidad de absorción del H₂S en la DEA debido a que la rapidez de desorción del H₂S se incrementa (recuérdese que la reacción entre la H₂S y la DEA es una reacción reversible que se desplaza a la izquierda con la temperatura; este hecho es el que permite la regeneración de la amina). - Si se incrementa la temperatura de entrada de la corriente amarga, este incremento provoca un calentamiento adicional de la amina lo que limita la capacidad de absorción de la DEA. - Cuando la relación molar es Alta, se tendrían las siguientes consecuencias. <ul style="list-style-type: none"> (i) La remoción del H₂S no resulta efectiva ya que se incrementa el contenido de H₂S en el gas tratado. (ii) Una fracción del H₂S sale con la amina rica, por el fondo de las endulzadoras, disuelto en el agua y no combinado con la DEA. El H₂S disuelto en el agua le proporciona a la solución de amina rica un carácter ácido con lo que se favorece la corrosión en el sistema. 	<ul style="list-style-type: none"> - Se debe reducir la temperatura de entrada de la amina pobre a no más de 60 °C, vigilando que la temperatura de entrada de la corriente amarga se encuentre entre 10 y 15 °C más baja que la temperatura de entrada de la amina pobre. - Columna endulzadora de butanos, V-31504: 0.255 mol H₂S / mol DEA (máx. 0.4) - Columna endulzadora de gases, V-31505: 0.400 mol H₂S / mol DEA (máx. 0.5) (i) Si no hay limitaciones de caída de presión, incrementar el flujo de amina pobre hasta lograr que la relación molar H₂S / DEA alcance el valor recomendado por el licenciador. Al implantar esta medida correctiva se deberán hacer ajustes en la columna regeneradora DA-1001 y en el flujo de amina al sistema de filtración. (ii) Si existen limitaciones de caída de presión, con los consiguientes arrastres de amina por el gas tratado, incrementar la concentración de DEA hasta lograr que la relación molar H₂S/DEA alcance el valor recomendado por el licenciador; sin embargo la concentración de DEA en la amina pobre no debe exceder el 30%. Al igual que en el caso anterior, cuando se implante esta medida se deberán realizar ajustes en la columna regeneradora DA-1001.
Alto contenido de sólidos en las corrientes de solución de DEA	FG-1001A/B FG-1003A/B FG-1002	Un alto contenido de sólidos en la amina pobre es sintomático de que alguno de los filtros no está operando adecuadamente.	<ul style="list-style-type: none"> - Obstrucciones por acumulación en los equipos. - Erosión en el sistema. 	<ul style="list-style-type: none"> - La operación de los filtros debe ser monitoreada continuamente mediante el análisis de sólidos a la entrada y a la salida de cada filtro y la reducción de sólidos a través del prefiltro, FG-1001A/B, y del postfiltro, FG-1003A/B, debe ser superior al 75%. - Se sugiere que el monitoreo se lleve a cabo, cuando menos, dos veces por semana y debe ser complementado con el seguimiento de la caída de presión a través de los filtros mencionados. - Dar seguimiento gráfico, utilizando el flujo a través del filtro y la caída de presión. <ul style="list-style-type: none"> (i) Si el filtro está en buenas condiciones los datos en la gráfica deben ajustarse a una curva cuadrática. (ii) Si los datos se ajustan a una línea recta o bien si la caída de presión se mantiene constante, independientemente del flujo, probablemente los cartuchos se encuentren muy deteriorados. (iii) Si la caída de presión y el flujo se ajustan a un polinomio de grado mayor o igual a tres (altas caídas de presión), lo más probable es que el filtro este tapado y en cualquier momento se destruirán los cartuchos. - Cuando se detecte que está ocurriendo cualquiera de las dos últimas situaciones se sugiere se cambien los filtros por los de relevo y se les dé mantenimiento a los quedaron fuera de operación, para tenerlos disponibles para operar cuando se requiera. - Para contar con un sistema de filtración en buenas condiciones, es conveniente monitorear la operación de este sistema, para lo cual es necesario analizar periódicamente, al menos 2 veces por semana: <ul style="list-style-type: none"> (i) El contenido de sólidos en la amina pobre a la entrada y salida de cada uno de los elementos filtrantes (FG-1002, FG-1001A/B, FG-1003A/B) (ii) El contenido de hidrocarburos y de sales térmicamente estables a la entrada y salida del filtro de carbón activado, FG-1002.

Apéndice A

Guía práctica en tratamientos con aminas ^[8].

La siguiente guía, es un compilado realizado por expertos en procesos del petróleo y gas de varias empresas de transformación y consultores independientes. Basado en sus experiencias relacionadas con sistema de tratamientos de gas con aminas. La intención es ayudar a entender mejor y hacer funcionar las plantas de amina con las metas de cumplimiento ambiental, una mayor confiabilidad, reducción de costos operativos y mejorar el funcionamiento de plantas de azufre.

COLUMNAS ENDULZADORAS DE GAS (VARIABLES)

Temperatura de entrada de la amina pobre entre 10 y 15°C por arriba de la temperatura de entrada del gas, para evitar la condensación de hidrocarburos.

PRESIÓN DIFERENCIAL

Rango normal: Especificado por el diseñador del equipo (operación inicial).
Instrumento: Registro continuo.

Desviación: Consistentemente baja caída de presión

Causa: Posible daño del empaque
Consecuencia: Baja eficiencia; gas tratado fuera de especificación.
Acción: Reparar mecánicamente.

Desviación: Incremento gradual

Causa: Probable ensuciamiento.
Consecuencia: Baja eficiencia; gas tratado fuera de especificación; limitación de capacidad.
Acción: Limpieza. ¿Causa raíz? (corrosión / contaminación).

Desviación: Incremento súbito / comportamiento errático

Causa: Espumamiento, inundación.
Consecuencia: Baja eficiencia; arrastre de líquido; descontrol general limitación de capacidad.
Acción: Añada antiespumante; reduzca flujo de gas / líquido; verifique temperaturas de gas/amina (condensación de HC). Arrastre de HC con el gas amargo.

FLUJO DE ENTRADA DEL GAS AMARGO

Rango normal: Especificado por el diseñador del equipo (operación inicial).
Instrumento: Registro continuo.

Desviación: Bajo flujo

Causa: Cambio corriente arriba.
Consecuencia: Reducción en la demanda de amina; probable reducción en la transferencia de masa por goteo (weeping).
Acción: Reducir el flujo de amina o incrementar el flujo de gas con gas de recirculación o gas limpio.

Desviación: Alto flujo

Causa: El necesario para que el gas satisfaga las especificaciones.
 Consecuencia: Alta demanda de amina; probable inundación.
 Acción: Limpieza. ¿Causa raíz? (corrosión / contaminación).

FLUJO DE ENTRADA DE AMINA POBRE

Rango normal: Especificado por el diseñador del equipo (operación inicial).
 Instrumento: Registro continuo.

Desviación: Bajo flujo

Causa: Cambio en el controlador o en la presión de la bomba.
 Consecuencia: Reducción en la recuperación de gas ácido.
 Acción: Ajuste el flujo a la velocidad adecuada.

Desviación: Alto flujo

Causa: Cambio en el controlador o en la presión de la bomba
 Consecuencia: Incremento en el consumo de servicios auxiliares.
 Acción: Ajuste el flujo a la velocidad adecuada.

TEMPERATURA DEL GAS DE ENTRADA

Rango normal: Especificado por el diseñador del equipo (operación inicial).
 Instrumento: Registro continuo.

Desviación: Baja

Causa: Cambio en el proceso corriente arriba o en el ambiente.
 Consecuencia: Menor recuperación de gas ácido en casos extremos.
 Acción: Incremente la temperatura del gas de entrada o de la amina.

Desviación: Alta

Causa: Cambio en el proceso corriente arriba o en el ambiente.
 Consecuencia: Probable reducción en la recuperación de gas ácido.
 Acción: Baje la temperatura del gas o incremente el flujo de amina para mejorar el balance de calor.

TEMPERATURA DE ENTRADA DE LA AMINA POBRE

Rango normal: Especificado por el diseñador del proceso (40 - 60 °C)
 Instrumento: Registro continuo.

Desviación: Baja Temperatura

Causa: Cambio corriente arriba o en el ambiente.
 Consecuencia: Reducción en la remoción de gas ácido debido a la alta viscosidad o baja velocidad de reacción.
 Acción: Reducir el enfriamiento a la amina pobre o suministrarle calor.

Desviación: Alta Temperatura
 Causa: Cambio corriente arriba o en el medio ambiente
 Consecuencia: Reducción en la remoción de gas ácido debido a problemas de equilibrio a altas temperaturas
 Acción: Incrementar el enfriamiento a la amina pobre.

DIFERENCIAL DE TEMPERATURA ENTRE LA AMINA POBRE Y LA TEMPERATURA DEL GAS

Rango normal: Amina pobre al menos 8 °C más caliente que la temperatura de entrada del gas, cuando el gas se encuentra saturado.
 Instrumento: Indicadores en ambas corrientes.

Desviación: Baja diferencial
 Causa: Cambios corriente arriba y/o en el ambiente
 Consecuencia: Condensación de hidrocarburos lo que potencialmente provocará espumamiento y/o emulsificación
 Acción: Incrementar la temperatura de entrada de la amina pobre.

RELACIÓN MOLAR H₂S / DEA (RICH AMINE LOADING)

Rango normal: Especificado por el licenciador del proceso (normalmente < 0.5)
 Instrumento: Rutina de análisis de laboratorio
 Cuidados: Muestras expuestas a la intemperie pueden dar resultados erróneos. Pérdidas considerables de H₂S cuando se muestran equipos a alta presión, con arrastres de LPG, o cuando la relación H₂S / DEA > 0.5.
 Riesgos: Probable liberación de H₂S.

Desviación: Baja relación H₂S / DEA
 Causa: Exceso de circulación de amina pobre
 Consecuencia: Consumo excesivo de servicios auxiliares.
 Acción: Reducir la circulación de amina

Desviación: Alta relación H₂S / DEA
 Causa: Defecto de circulación de amina pobre
 Consecuencia: Se reduce la remoción de gas ácido; corrosión
 Acción: Incrementar la circulación de amina pobre

H₂S EN GAS DULCE

Rango normal: 10 – 50 ppm
 Instrumento: Analizador en línea o análisis de laboratorio

Desviación: Alto contenido de H₂S
 Causa: Una o más de las siguientes: Inundación, espumamiento, agotamiento (regeneración) inadecuada, circulación de amina, temperatura o calidad de la carga
 Consecuencia: Problemas ambientales
 Acción: Ajuste la condiciones de operación

CONTACTOR DE LPG (VARIABLES)

El contactor de LPG es similar, en muchos aspectos, a las endulzadoras de gas en cuanto a materiales, configuración y consideraciones sobre la presión de diseño. Se deben tener presentes las siguientes diferencias:

1. Existe una interfase líquido-líquido; se recomienda que la amina sea la fase continua con la interfase por arriba de los platos o empaque.
2. El flujo de la fase discontinua es del fondo al domo.
3. Se debe tomar en cuenta la relación entre la presión de operación y el punto de burbuja y es necesario que la temperatura de la amina pobre se encuentre por abajo de la temperatura de los hidrocarburos para asegurar que no ocurra vaporización localizada de éstos.

FLUJO DE HIDROCARBUROS

Rango normal: El flujo depende de los equipos corriente arriba (control de nivel o control de flujo si se encuentra almacenado). El flujo puede reducirse hasta un 20% ó 30% del valor de diseño, dependiendo de las necesidades de la refinería

Instrumento: Indicador de flujo (indispensable) con registro para analizar las inestabilidades y descontroles.

Desviación: Alto flujo

Causa: Cambio de flujo corriente arriba

Consecuencia: Descontroles; producto amargo; formación de emulsión en la interfase; arrastre de amina con el LPG dulce.

Acción: Encontrar la causa; añada antiespumante.

Desviación: Bajo flujo

Causa: Cambio de flujo corriente arriba

Consecuencia: Ninguna

Acción: Reduzca la circulación de amina.

FLUJO DE AMINA

Rango normal: El flujo de amina se debe ajustar al flujo de diseño con cargas ricas. Flujo se debe ajustar para logra el contenido de H₂S en el LPG. Normalmente los flujos son bajos y se mantienen fijos sin tomar en cuenta consideraciones económicas

Instrumento: Indicador / controlador de flujo.

Desviación: Bajo flujo

Causa: Set-point inadecuado

Consecuencia: Producto amargo.

Acción: Ajuste el flujo de amina al diseño.

Desviación: Alto flujo

Causa: Set-point inadecuado.

Consecuencia: Pérdida de control sobre la interfase, pobre separación de la interfase, pérdida de amina

Acción: Ajuste el flujo de amina al diseño

TEMPERATURA DEL CONTACTOR

Rango normal: La temperatura es función de la temperatura del LPG ya que normalmente la amina es el componente con el flujo más alto. El calor de reacción contribuye en la temperatura del sistema. Se debe tomar en cuenta la temperatura de burbuja del LPG. Temperaturas altas generan localmente burbujas.

Instrumento: TI de la amina pobre, del LPG de entrada y de la amina rica.

Desviación: Alta temperatura

Causa: Enfriamiento inadecuado de la amina y/o problemas corriente arriba con el LPG.

Consecuencia: Producto amargo y arrastre de amina.

Acción: Ajuste el enfriamiento de la amina pobre.

Desviación: Baja temperatura

Causa: Enfriamiento inadecuado de la amina y/o problemas corriente arriba con el LPG.

Consecuencia: Pérdida de la interfase debido a emulsiones, pérdida de amina y producto amargo.

Acción: By-passear el enfriador para calentar la amina

PRESIÓN DEL CONTACTOR

Rango normal: La presión mínima es función de la composición del LPG y de las temperaturas anticipadas en el contactor. Se debe evitar operar cerca de punto de burbuja (Recomendado: RVP + 3.5 kg/cm², a menos que se genere vapor; si este es el caso, incrementar la presión hasta que desaparezca el vapor).

Instrumento: Control de presión en el domo del contactor.

Desviación: Descontrol (Surge)

Causa: Descontrol en la amina o en el LPG; cambio en la composición del LPG (más ligero).

Consecuencia: Pérdida de la interfase, producto amargo, pérdida de amina, arrastre de LPG.

Acción: Buscar por descontrol corriente arriba del LPG o de la amina.

Desviación: **Baja**
Causa: Set point inadecuado.
Consecuencia: Pérdida de interfase, vaporización parcial del LPG, arrastre de amina.
Acción: Incremente el set point al mínimo recomendado. Incremente la presión o reduzca la temperatura del sistema.

TAMBOR FLASH (VARIABLES)

Este tambor permite el venteo de los hidrocarburos ligeros y la separación de hidrocarburos líquidos (LPG y más pesados)

FLUJO DE GAS

Rango normal: Depende de la presión del absorbedor y de la composición del gas
Instrumento: Indicador de flujo y/o controlador de presión.

Desviación: **Alta**
Causa: Arrastre de hidrocarburos desde el absorbedor
Consecuencia: Espumamiento y reducción en la absorción de gas; espumamiento en el regenerador y descontrol en la planta de azufre
Acción: Corrija la operación del absorbedor, limpie la amina, añada antiespumante, desnatado de hidrocarburos en el tambor flash.

NIVEL DE HIDROCARBUROS

Rango normal: 0 – 5% arriba del nivel de amina
Instrumento: Cristal de nivel.

Desviación: **Alto**
Causa: Desnatado insuficiente
Consecuencia: Espumamiento en la amina; descontrol en la Planta de azufre
Acción: Incremente la velocidad de desnatado, y verifique la operación en absorbedores (arrastre de hidrocarburos)

NIVEL DE AMINA

Rango normal: 40 – 75% cuando el tambor flash está al límite de capacidad
Instrumento: Control de nivel.

Desviación: **Alto**
Causa: Entrada de agua al sistema, problema de nivel en los absorbedores, desbalance en los flujos de amina
Consecuencia: Arrastre de amina al gas, dilución de la amina
Acción: Elimine algo de amina de la planta. Verifique la concentración de la amina.

Desviación:	Bajo
Causa:	Deshidratación del sistema de amina, descontrol en los absorbedores, espumamiento en absorbedores o en regenerador, pérdidas en el sistema
Consecuencia:	Arrastre de hidrocarburos en la amina por bajo tiempo de residencia, descontrol en la planta de azufre
Acción:	Añada amina o condensado a la planta; encuentre el punto de pérdida

INTERCAMBIADOR AMINA POBRE / AMINA RICA (VARIABLES)

TEMPERATURA DE SALIDA DE LA AMINA RICA

Rango normal:	Varía con el diseño y la operación actual. Se deben analizar desviaciones mayores a 6 °C de las temperaturas normales.
Instrumento:	Indicadores de temperatura.

Desviación: Alta temperatura de la amina rica

Causa:	Bajo flujo.
Consecuencia:	Flasheo y corrosión en el intercambiador del lado amina rica y corrosión en la línea de entrada a la regeneradora.
Acción:	Verificar flujos de amina, posible by-pass de la amina pobre a la rica.

Desviación: Baja temperatura de la amina rica

Causa:	Ensuciamiento del intercambiador.
Consecuencia:	Agotamiento deficiente en la regeneradora y/o demanda adicional de vapor al rehervidor.
Acción:	Verificar todas las temperaturas, incrustación, limpiar el intercambiador

COLUMNA REGENERADORA (VARIABLES)

Normalmente se utilizan columnas de platos y normalmente poseen una pequeña zona de (4 platos) de rectificación.

PRESIÓN DEL TAMBOR ACUMULADOR

Rango normal:	0.3 a 1.0 kg/cm ² .
Instrumento:	Manómetro.

Desviación: Baja o presión reduciéndose

Causa:	Falla en el controlador de presión, pérdida de vapor en el rehervidor, pérdida de carga, pérdida de inventario.
Consecuencia:	Descontrol en la planta de azufre, venteo a la atmósfera, paro de la sección.
Acción:	Determine la causa de la pérdida de carga o del vapor a los rehervidores, purgue el reflujo e introduzca agua de repuesto para controlar la corrosión.

Desviación: Alta o presión incrementándose

Causa: Problemas corriente abajo, bloqueo de la salida, mayor contenido de H₂S en la carga, contaminación con hidrocarburos, exceso de vapor a los rehervidores.

Consecuencia: Relevos, paro de la sección, reducción de capacidad, incremento en la velocidad de degradación de la amina.

Acción: Reduzca carga, vapor al rehervidor, drene HC del tanque flash y del acumulador de reflujo, incremente la temperatura del reflujo. Pare y limpie la línea del domo

ALTA CAÍDA DE PRESIÓN

Rango normal: Diseño; típica, entre 0.35 y 0.5 kg/cm².

Instrumento: Manómetros.

Desviación: Alto

Causa: Ensuciamiento, falla del equipo.

Consecuencia: Reducción de flujo(s), reducción en la transferencia de calor, alta temperatura de salida de la amina pobre y baja temperatura de salida de la amina rica.

Acción: Localice el punto con alta caída de presión

PRESIÓN DEL DOMO

Rango normal: 0.35 a 1.0 kg/cm² (determinada por la planta de azufre).

Instrumento: Manómetro.

Desviación: Alta o presión incrementándose

Causa: Condensadores incrustados y obstruidos del lado proceso, condensador incrustado del lado agua de enfriamiento, pérdida del medio de enfriamiento

Consecuencia: Descontrol en la planta de azufre, espumamiento y arrastres excesivos, relevos, paro de la sección, aceleración de la degradación de la amina, reducción de capacidad.

Acción: Reduzca carga, reduzca vapor a rehervidores, drenar HC del tanque flash y del acumulador de reflujo, vaporice la línea del domo. Pare y limpie la línea del domo.

FLUJO DE AMINA RICA DE CARGA

Rango normal: Depende del sistema

Instrumento: Indicador/controlador de flujo.

Desviación: Pérdida súbita de flujo

Causa: Pérdida de nivel en tambor flash, falla del controlador, obstrucción por corrosión / sales, alta presión del regenerador.

Consecuencia: Pérdida de carga, descontrol en la planta de azufre.

Acción: Verifique el control de nivel en el tanque flash, válvulas obstruidas, elimine sales.

Desviación: Pérdida gradual de flujo

Causa: Pérdida gradual de nivel en tambor flash, obstrucción gradual por corrosión / sales, fugas o drenes abiertos.

Consecuencia: Pérdida de carga, pérdida de capacidad.

Acción: Balance el flujo de entrada y salida del sistema, verifique espumamiento o descontrol en absorbedores, verifique actividades de mantenimiento.

PRODUCCIÓN DE GAS ÁCIDO

Rango normal: Depende del sistema

Instrumento: Indicador de flujo.

Desviación: Pérdida súbita de flujo

Causa: Pérdida de carga, pérdida de vapor a los rehervidores, paro de la planta de azufre, línea del domo obstruida, falla del controlador de presión, falla en los internos de la regeneradora, pérdida de inventario.

Consecuencia: Pérdida de capacidad, relevos, paro de la sección.

Acción: Restablecer la carga, restablecer vapor a los rehervidores, incrementar reflujo, vaporizar línea del domo.

Desviación: Incremento súbito del flujo

Causa: Entrada de hidrocarburos a la regeneradora, espumamiento, falla en los internos de la regeneradora.

Consecuencia: Arrastres de amina, descontrol/paro de la planta de azufre

Acción: Desnatado de hidrocarburos en el tanque flash y en el acumulador del domo, cambiar filtro de carbón.

RELACIÓN MOLAR H₂S/DEA EN AMINA REGENERADA

Rango normal: Dependiente de la amina y del gas ácido. Varía entre 0.002 y 0.1 mol H₂S/mol DEA

Instrumento: Análisis de laboratorio.

Desviación: Relación alta / Productos fuera de especificaciones

Causa: Insuficiente calor a los rehervidores debido a: insuficiente vapor, cambiadores amina rica / amina pobre incrustados, sobrecirculación en el rehervidor, pérdida de nivel

Consecuencia: Productos fuera de especificación, corrosión excesiva

Acción: Incrementar vapor al rehervidor, incrementar la concentración de amina, limpiar cambiadores incrustados.

NIVEL DEL FONDO

Rango normal: 50 +/- 25%

Instrumento: LI, cristal de nivel.

Desviación: Pérdida súbita de nivel

Causa: Falla del controlador, pérdida de carga, incremento súbito de la presión, espumamiento.

Consecuencia: Falla en la bomba de fondos, pérdida de circulación generando productos fuera de especificación, falla de la bomba de circulación de amina

Acción: Verifique el controlador y la pérdida de carga, verifique entrada de hidrocarburos, desnatado de hidrocarburos en el tanque flash y en el acumulador, cambie el filtro de carbón.

CAÍDA DE PRESIÓN EN LA COLUMNA

Rango normal: Depende del diseño; actual < 0.15 kg/cm²

Instrumento: PDI.

Desviación: Poca caída de presión

Causa: Pérdida de carga o de vapor al rehervidor, caída de platos.

Consecuencia: Amina regenerada con alto contenido de H₂S, descontrol y/o para en la planta de azufre.

Acción: Determine la causa de pérdida de carga y/o de vapor.

Desviación: Alta caída de presión ocasional y regreso a normal

Causa: Espumamiento, paso de hidrocarburos desde el tambor flash, hidrocarburos en el reflujo, fluctuaciones del vapor a los rehervidores, mal funcionamiento de los internos.

Consecuencia: Arrastre de amina y/o hidrocarburos a la planta de azufre, caída de platos, amina pobre con alto contenido de H₂S.

Acción: Determine la composición del reflujo; si el contenido de amina es alto corte el reflujo para evitar pérdidas; si existe mucho hidrocarburo incremente la purga. Verifique en el fondo la tendencia de espumamiento y añada antiespumante hasta que se normalice la caída de presión, monitoree el filtro de carbón y cámbielo en caso necesario, desnatado del tanque flash y del acumulador del domo, verifique el control de flujo de vapor al rehervidor, así como su temperatura y presión. Reduzca la carga y el vapor al rehervidor.

- Desviación:** **Incremento gradual o alta caída de presión permanentemente**
- Causa:** Acumulación de productos de corrosión obstruyen los platos. Corrosión excesiva por altas concentraciones de NH_3 /DEA en el reflujo, acumulación de sólidos para mala filtración, acumulación de sólidos en el tambor flash.
- Consecuencia:** Reducción de carga, amina mal regenerada, alto consumo de energía, productos fuera de especificaciones.
- Acción:** Descontinúe el antiespumante y cambiar filtros de carbón para evitar la acumulación del antiespumante, reduzca el tamaño de poro de los filtros, limpiar el tambor flash.

TEMPERATURA DEL DOMO

Rango normal: 88 a 110 °C
Instrumento: TI.

- Desviación:** **Baja**
- Causa:** Insuficiente vapor al rehervidor, falla de la válvula de reflujo, cargas con alto contenido de H_2S .
- Consecuencia:** Amina pobre mal regenerada y productos fuera de especificación.
- Acción:** Incremente vapor al rehervidor, incremente la temperatura del reflujo.

- Desviación:** **Alta**
- Causa:** Exceso de vapor al rehervidor, pérdida del reflujo, cargas con alto contenido de H_2S .
- Consecuencia:** Pérdida de agua que afecta a la planta de azufre, DEA en el reflujo, incremento en la corrosión, degradación de la DEA, alto consumo de energía.
- Acción:** Reducir vapor al rehervidor, reducir la circulación.

TEMPERATURA DEL ACUMULADOR

Rango normal: 33 a 50 °C
Instrumento: TI.

- Desviación:** **Temperatura por abajo de los 33 °C**
- Causa:** Exceso del medio de enfriamiento o con muy baja temperatura, baja temperatura de entrada, problemas con el control del reflujo.
- Consecuencia:** Obstrucción de la línea del domo con hidratos o NH_3 .
- Acción:** Confirme lectura de los instrumentos, reduzca el flujo del medio de enfriamiento o incremente su temperatura, incremente el vapor a los rehervidores.

BOMBA DE REFLUJO (VARIABLES)

Normalmente de acero inoxidable (serie 300 ó 400)

RELACIÓN DE REFLUJO

Rango normal: Depende del balance térmico. Entre 0.5 y 1.5 kg H₂O / kg gas ácido.

Instrumento: Reflujo controlado por el nivel del acumulador

Desviación: Pérdida de reflujo

Causa: Falla del control, pérdida de carga, pérdida de vapor al rehervidor, pérdida del medio de enfriamiento, obstrucción de la línea del domo o del condensador, falla de la bomba.

Consecuencia: Incremento en la concentración de amina, pérdidas de nivel, exceso de agua la planta de azufre.

Acción: Verifique el controlador, determine la causa de pérdidas.

Desviación: Relación de reflujo muy baja

Causa: Falla del controlador, insuficiente vapor al rehervidor, obstrucción, problemas con la bomba.

Consecuencia: Arrastre de líquidos a la planta de azufre.

Acción: Verifique el controlador, incremente el vapor al rehervidor, elimine obstrucciones en el sistema de reflujo.

ACUMULACIÓN DE AMONÍACO

Rango normal: 0 – 1% p

Instrumento: Análisis de laboratorio.

Desviación: Amoníaco > 1.0%p

Causa: Poca o nula purga, el agua de lavado corriente arriba de las absorbedoras fuera de servicio o saturada, alto contenido de amoníaco en gases sin lavar.

Consecuencia: Corrosión acelerada en el domo, reflujo de H₂S a la columna, alto contenido de H₂S en amina rica provocando productos fuera de especificaciones, obstrucción en la línea del domo, exceso de NH₃ a la planta de azufre.

Acción: Purgue el reflujo.

ENFRIADORES DE AMINA (VARIABLES)**TEMPERATURA DE SALIDA**

Rango normal: 32 a 54 °C

Instrumento: TI.

Desviación: Alta

Causa: By-pass, ensuciamiento, pérdida de agua de enfriamiento.

Consecuencia: Reducción en la eficiencia para eliminar el H₂S, vaporización de hidrocarburos en Contactoras de LPG.

Acción: Cierre by-pass, calcule coeficientes de transferencia de calor y limpie equipo, verifique suministro de agua.

Desviación: Baja

Causa: Pérdida de calor en la regeneradora, by-pass cerrado.

Consecuencia: Condensación de hidrocarburos en endulzadoras.

Acción: Abra el by-pass, verifique la temperatura del fondo de la regeneradora.

CAÍDA DE PRESIÓNRango normal: 0.35 – 0.75 kg/cm².

Instrumento: Manómetros o PDI (Indicador de Presión Diferencial)

Desviación: Alta

Causa: Incrustación, falla del equipo

Consecuencia: Baja circulación de amina pobre o alta temperatura de la amina pobre lo que provoca productos fuera de especificación, reducción en la transferencia de calor

Acción: Localice el punto de alta caída de presión.

REHERVIDOR (VARIABLES)

- a. Kettle de un paso
- b. Horizontal de coraza y tubo de un paso
- c. Vertical de coraza y tubo de un paso
- d. Kettle convencional
- e. Termosifón horizontal
- f. Termosifón vertical

Para los tipos a, b, d y e, el vapor circula por los tubos. Para los tipos c y f, la amina circula por los tubos. Normalmente los tubos son 316SS.

Normalmente se utiliza vapor como medio de calentamiento. Existen otras opciones pero en todos los casos la temperatura de pared se debe mantener abajo de un cierto valor máximo, dependiendo de la amina; para el caso de la DEA la temperatura límite es de 127 °C, y del orden de 130 °C para la temperatura de pared.

TEMPERATURAS DE ENTRADA / SALIDA

Rango normal: 110 – 127 °C (dependiendo de la presión de la columna, del contenido de sales térmicamente estables, tipo y concentración de la amina)

Instrumento: TI (Indicador de Temperatura)

Desviación: Baja

Causa: Pérdida del medio de calentamiento, ensuciamiento del intercambiador amina pobre / amina rica por alta corrosión, falla del reflujo.

Consecuencia: Mala regeneración de la amina (productos fuera de especificaciones)

Acción: Revise el flujo del vapor al rehervidor y calcule el calor transferido, calcule el balance de calor en la columna, calcule el requerimiento de calor y compare con el transferido, calcule el coeficiente de transferencia amina pobre / amina rica; limpie el intercambiador si está incrustado

Desviación: Alta

Causa: Línea del domo o del gas ácido producto obstruida o problemas con el controlador de presión, exceso de vapor al rehervidor, entrada de hidrocarburos, alto contenido de sales, circulación inadecuada a través del rehervidor, exceso de productos de degradación.

Consecuencia: Incremento en la velocidad de corrosión lo que provoca taponamiento de los filtros, corrosión en el rehervidor, incremento en la velocidad de degradación de la amina

Acción: Limpie líneas del domo, verifique temperatura y presión del vapor al rehervidor, desnatado de hidrocarburos en el tanque flash y en el acumulador, reduzca vapor al rehervidor, evalúe la hidráulica y la transferencia de calor y limpie el intercambiador amina pobre / amina rica.

ENTRADA DE CALOR AL REHERVIDOR

Rango normal: 540 -1350 BTU/gal de solución de amina (0.65 – 1.5 lb vapor/gal amina, vapor de baja). Depende del tipo de amina, concentración, contenido de H₂S en la amina regenerada, concentración de amina y amoníaco en el reflujo y de la presión en el domo.

Instrumento: Instrumentos varios.

Desviación: Pérdida de flujo en el medio de calentamiento

Causa: Falla del controlador, pérdida del suministro, problemas en el sistema de condensado.

Consecuencia: Pérdida del medio de calentamiento, productos fuera de especificación.

Acción: Restablezca el suministro del vapor, baje la presión en el sistema de condensado.

FILTROS DE AMINA (VARIABLES)

Siempre se requiere un filtro de amina. Puede ser de filtración total o parcial, ya sea sobre la amina rica o sobre la amina pobre y puede ser de cartucho, de bolsa, de saco, de arena, etc. La mayoría de los sistemas operan con filtración parcial sobre la amina pobre con filtros de cartucho o de bolsa. En general la porosidad de los elementos filtrantes oscila entre los 5 y los 20 micrones. En algunos sistemas se recomienda la filtración sobre la amina rica pero se deben extremar precauciones al cambiar los filtros.

CAÍDA DE PRESIÓN

Rango normal: Diseñado para caída de presión de inicio de corrida y para cambio
Instrumento: PDI

Desviación: Baja

Causa: Bajo flujo, falla del medio filtrante o internos del equipo.

Consecuencia: La acumulación de contaminantes en la amina generará espumamiento, H₂S residual y corrosión. El medio filtrante puede “emigrar” a otros puntos provocando alta caída de presión y un mal desempeño.

Acción: Verificar alineación del filtro. Bloquee el filtro y revise el sistema y los internos.

Desviación: Alta

Causa: Acumulación de contaminantes sobre el medio filtrante o falla del mismo.

Consecuencia: Reducción en la capacidad de filtrado lo que generará espumamiento e incrustación.

Acción: Cambio del medio filtrante, busque la causa raíz de la corrosión.

APARIENCIA DE LA AMINA

Rango normal: Clara (se puede ver a través de la muestra)

Instrumento: Inspección visual.

Desviación: Falla de prueba visual (lechosa, con partículas)

Causa: Bajo flujo a filtración, contaminación de la amina (gas sucio), corrosión, filtros dañados o by-passeados.

Consecuencia: Espumamiento, incrustación, y/o falla del equipo

Acción: Verifique caída de presión (cambiar si es alta, revise si es baja), verifique una muestra a la salida, verifique la amina en los contactores y verifique la corrosividad de la amina en varios puntos.

DURACIÓN DE LA CORRIDA

Rango normal: Específico para cada instalación
 Instrumento: Bitácora de cambio de filtros.

Desviación: Período corto entre cambio

Causa: Incremento en la contaminación y/o corrosión, desajustes en el proceso.
 Consecuencia: Incremento en los costos de operación.
 Acción: Verifique operaciones inestables en los absorbedores, verifique alto contenido de hidrocarburos en el tanque flash, verifique la corrosividad de la amina, verifique los contaminantes en la amina.

FLUJO A FILTRACIÓN

Rango normal: Específico del diseño
 Instrumento: Controlador de flujo.

Desviación: Bajo

Causa: Alta caída de presión en el filtro, filtro by-passeado.
 Consecuencia: Amina contaminada
 Acción: Verifique la alineación del filtro y cambie el filtro si está operando con alta caída de presión.

FILTROS DE CARBÓN (VARIABLES)

Equipo opcional (recomendado) y se puede localizar sobre la amina pobre o sobre la amina rica, con filtración total o parcial. En general se localiza inmediatamente después del filtro de amina, para evitar que se obstruya por acumulación de sólidos.

CAÍDA DE PRESIÓN

Rango normal: Diseñado para caída de presión de inicio de corrida y para cambio
 Instrumento: PDI.

Desviación: Baja

Causa: Filtro by-passeado, daño en los internos
 Consecuencia: Acumulación de contaminantes que generaran espumamiento, Baja remoción de H₂S y corrosión, carbón puede “migrar” a otros puntos y generar problemas.
 Acción: Verifique alineación del filtro, bloquee el filtro e inspeccione el medio filtrante y los internos.

Desviación: Alta

Causa: Acumulación de contaminantes sobre el carbón.
 Consecuencia: La caída de presión limitará el flujo y se reducirá el volumen filtrado.
 Acción: Bloquee el equipo y cambie el carbón.

CONDICIÓN DE LA AMINA A LA SALIDA DEL FILTRO

Rango normal: Espumamiento a la salida debe ser menor que en la entrada

Instrumento: Prueba visual, prueba de espumamiento.

Desviación: Falla la prueba visual de espumamiento

Acción: Realice prueba formal de espumamiento. Falla de la prueba de espumamiento

Causa: Contaminación de la amina (orgánicos), exceso de antiespumante, lecho de carbón agotado, bajo flujo al filtro.

Consecuencia: Espumamiento en absorbedoras y regeneradora.

Acción: Prueba de espumamiento la entrada y a la salida; en caso de falla cambie el filtro, verifique si la velocidad de adición del antiespumante es lata (reduzca), verifique probables fuentes en absorbedoras, verifique en la amina rica del tambor flash, verifique la caída de presión.

CONSUMO DE CARBÓN

Rango normal: Específico de la instalación

Instrumento: Bitácora de cambios.

Desviación: Incremento en el consumo

Causa: Incremento en la contaminación

Acción: Verifique los contactores, verifique el tambor flash, Analice la amina por contaminantes.

FLUJO

Rango normal: Especificado en el diseño

Instrumento: FRC (Control Relacionador de Flujo)

Desviación: Bajo

Causa: Alta caída de presión, filtro by-passeado

Consecuencia: Amina contaminada

Acción: Verifique la alineación del filtro, cambio de carbón si está operando con alta caída de presión.

POST-FILTRO

Se recomienda que después del filtro de carbón se instale otro filtro, análogo al primero, con el propósito de retener las partículas de carbón que se desprendan del filtro de carbón y evitar que se dispersen por todo el sistema. Esta problemática se presenta cuando el filtro de carbón opera con alta caída de presión o cuando se daña el soporte del filtro de carbón.

TANQUE DE BALANCE DE AMINA (VARIABLES)**NIVEL**

Rango normal: Entre 20 y 80%
Instrumento: LI (Indicador de Nivel)

Desviación: Pérdida de nivel

Causa: Altas pérdidas de amina.
Consecuencia: Incremento en los costos de operación.
Acción: Verifique fugas, arrastres en las columnas absorbedoras y/o en la regeneradora.

Desviación: Incremento de nivel

Causa: Posible dilución de la amina por fuga (entrada) de agua.
Consecuencia: Posible derrame del tanque
Acción: Verifique la concentración de la amina; si es baja, verifique entradas de agua o exceso de agua de repuesto.

PRESIÓN DEL SELLO (BLANKETING)

Rango normal: 1" a 2" de agua
Instrumento: Controlador de rango dividido sobre el gas de repuesto (con FI).

Desviación: Alta

Causa: Ajuste incorrecto del set point o funcionamiento incorrecto del controlador, hidrocarburos ligeros en la amina.
Consecuencia: Alto consumo del gas inerte, espumamiento, descontrol en la planta de azufre.
Acción: Ajuste el set point y verifique el controlador, verifique el arrastre de hidrocarburos del tanque flash y de los contactores

Desviación: Baja

Causa: Ajuste incorrecto del set point o funcionamiento incorrecto del controlador.
Consecuencia: Contaminación de la amina con aire lo que provoca degradación de la amina y formación de sales térmicamente estable
Acción: Ajuste el set point y verifique el controlador de presión.

CONDICIÓN DE LA AMINA (VARIABLES)

CONCENTRACIÓN DE LA AMINA Y AMINA ACTIVA

Rango normal: Depende del tipo de amina, los gases ácidos eliminados, requerimientos de selectividad y de tratamiento, parámetros de control de corrosión

Método de análisis:

Titulación ácida utilizando mediciones de pH o indicadores de color, titulación ácida automática, potenciométrica o conductimétrica.

(Cuidados: Aminas con alto contenido de sodio o aniones de ácidos orgánicos interfieren el pH y las titulaciones con indicador de color. Los aniones de ácidos orgánicos interfieren con las aminas ya que se comportan como bases débiles cerca del punto final de la titulación de la amina).

Desviación: Alta

Causa: Falta de agua de repuesto, adición de amina en exceso, errores del laboratorio, alto contenido de aniones de ácidos orgánicos.

Consecuencia: Pérdida de nivel, reducción de flujo al regenerador, reducción de la capacidad de transferencia de calor y de masa, problemas de bombeo, alta temperatura en el rehervidor, descomposición de la amina.

Acción: Duplique las pruebas de laboratorio, utilice un método conductimétrico, verifique el balance de agua.

Desviación: Baja

Causa: Dilución por exceso de agua de repuesto, descontrol o pérdidas rutinarias, acumulación de aniones de sales térmicamente estables, fugas, errores del laboratorio.

Consecuencia: Pérdida de capacidad, emisiones de agua contaminada, incremento en el costo por pérdida de amina, aceleración de la corrosión.

Acción: Duplique las pruebas de laboratorio, verifique el balance de agua y ajuste el agua de repuesto, verifique entrada de hidrocarburos, cambie el filtro de carbón si una muestra presenta hidrocarburos o está opaca, desnatado de hidrocarburos en el tanque flash y en el acumulador de la regeneradora, verifique la temperatura de la amina pobre a los contactores, verifique el espumamiento en cada contactor y en la regeneradora y añada antiespumante si es necesario, elimine aniones de sales térmicamente estables.

CONCENTRACIÓN DE AMINA INACTIVA

Rango normal: Entre 0 y 10%p de la concentración de amina activa

Método de análisis:

Titulación básica utilizando pH o indicador de color, titulaciones automáticas (Cuidados: Errores en la titulación conforme el contenido de H₂S en la muestra de amina pobre se incrementa).

Desviación: Amina inactiva > 10%p de la concentración total de amina

Causa: Insuficiente calor de entrada en el rehervidor de la regeneradora lo que provoca alto contenido de H₂S en la amina pobre, acumulación de sales térmicamente estables generadas por contaminantes en las corrientes tratadas.

Consecuencia: Incremento en la velocidad de corrosión, obstrucciones, costo adicional de filtros, pérdida de capacidad, mayor espumamiento, falla de equipos, paro de la sección.

Acción: Lavar con agua las corrientes a tratar, purgue la amina contaminada y repóngala con amina nueva.

CALIDAD DE LA AMINA, ANIONES DE SALES TÉRMICAMENTE ESTABLES

Rango normal: Entre 0 y 0.8%p en la solución

Instrumento: Cromatografía de iones.

Desviación: Aniones de sales térmicamente estables > 0.8%p

Causa: Contaminantes en corrientes tratadas (p. ej. O₂, SO₂, HCN, HCl, ácidos fórmico, acético, oxálico), contaminantes en el agua de repuesto (p. ej. cloruros, fosfatos, sulfatos, nitratos).

Consecuencia: Ver punto anterior.

Acción: Lave con agua las corrientes a tratar, purgue la amina contaminada y repóngala con amina nueva.

CALIDAD DE LA AMINA, METALES INCLUYENDO SODIO

Rango normal: Sodio, entre 0 y 0.28%p en la solución, el resto por debajo de 100 ppm. Más de 25 ppm de Fe disuelto puede ser indicativo de corrosión excesiva.

Instrumento: Sodio, Absorción atómica (AA), Cromatografía de iones (IC), Inductively Coupled Plasma (ICP); Hierro y otros, ICP, IC

Desviación: Hierro > 25 ppmp

Causa: Aceleración de la velocidad de corrosión por falta temperatura, alta velocidad, contenido de sales térmicamente estables y altas concentraciones de H₂S y/o CO₂.

Consecuencia: Ver concentración de amina inactiva.

Acción: Incrementar el vapor al rehervidor para reducir el contenido de H₂S, incremente la circulación de amina o su concentración, purgue el amoníaco del reflujo a la regeneradora, reduzca la presión de la regeneradora para reducir la temperatura del rehervidor y la corrosión.

CALIDAD DE LA AMINA, CLORUROS

Rango normal: 0 – 1,000 ppmp

Método de análisis:

Cromatografía de iones (algunos métodos de IC no distinguen los cloruros de los formatos), titulación con nitrato de plata (inexacto debido a la formación de complejos amina-plata)

Desviación: Cloruros > 1,000 ppmp

Causa: HCl en el hidrógeno de la reformadora o gases del crudo, fuga (entrada) de agua de enfriamiento, mala calidad del agua de repuesto.

Consecuencia: Cracking por esfuerzo, poros en los tubos del rehervidor.

Acción: Elimine las sales térmicamente estables

INSPECCIÓN VISUAL DE SOLUCIONES DE AMINA

El color, la presencia de materiales insolubles y la apariencia de la solución de DEA, pueden indicar la eficiencia en la operación de los filtros, presencia de contaminantes (hidrocarburos y sales metálicas) y la operación global del sistema de Tratamiento con DEA.

Las siguientes tablas resumen algunos de los aspectos más comunes que pueden encontrarse en sistemas en donde se manejan soluciones de DEA, tal como Sólidos en suspensión, Color y Apariencia, las causas probables y las recomendaciones para tomar acciones correctivas.

INSPECCIÓN DE SÓLIDOS EN SOLUCIONES DE AMINA

Sólidos	Posible Causa	Acciones Recomendadas
Sin sólidos visibles	Normal	Ninguna
Algunos sólidos	Metales, corrosión	Verificar filtros, verificar con el laboratorio
Gran cantidad de sólidos	Corrosión/Erosión	Verificar con el laboratorio
Glóbulos	Antiespumante	Restringir antiespumante a base de silicón, revisar la operación del filtro de carbón. Verificar con el laboratorio.
Sedimentos	Antiespumante, degradación	Verificar con el laboratorio
Cristales	Sales térmicamente estables	Verificar con el laboratorio
Sólidos que no sedimentan en 24 h.	Exceso de antiespumante	Verificar con el laboratorio

INSPECCIÓN DEL COLOR DE SOLUCIONES DE AMINA

Color	Posible Causa	Acciones Recomendadas
Acuoso	Normal	Ninguna
Tinte ámbar	Normal	Ninguna
Tinte amarillo	Normal	Ninguna
Tinte verde	Alto contenido ácido en la DEA pobre	Revisar la operación de la torre regeneradora
Ambar pálido	Degradación	Revisar la operación de la torre regeneradora, verificando con el laboratorio
Amarillo muy pálido	Cianuros	Verificar con el laboratorio
Verde muy pálido	Metales, azufre elemental	Revisar filtros y la operación de la torre regeneradora
Gris muy pálido	Sólidos	Revisar filtros
Amarillo naranja	Sales térmicamente estables, degradación	Verificar con el laboratorio
Verde o verde grisáceo	Azufre elemental	Verificar con el laboratorio
Rosado	Tiosulfato, hierro	Verificar con el laboratorio
Azul	Amoniaco	Verificar con el laboratorio
Azul índigo	Medio filtrante de algodón reciclado	Verificar el tipo de filtro y reemplazar el elemento filtrante de ser necesario
Gris	Sales térmicamente estables, degradación	Lavado con agua, verificar con el laboratorio
Marrón/Rojo	Oxígeno, degradación térmica	Verificar inertización, composición de entrada, temperaturas excesivas, flujos en intercambiadores de calor y verificar con el laboratorio
Verde oscuro o negro	Metales	Verificar con el laboratorio

INSPECCIÓN DE LA APARIENCIA DE SOLUCIONES DE AMINA

Apariencia	Posible Causa	Acciones Recomendadas
Transparente	Normal	Ninguna
Claro pero con algunos sólidos	Antiespumante	Verificar con el laboratorio
Turbio	Hidrocarburos	Revisar el filtro de carbón y verificar con el laboratorio
Opaco	Hidrocarburos en emulsión	Revisar el filtro de carbón y verificar con el laboratorio
Dos fases	Hidrocarburos	Revisar la operación del acumulador de DEA rica

Apéndice B
Condiciones de operación promedio de la sección de amina
Planta de Coquización Retardada (Flujos, Temperatura, presión)

DESCRIPCIÓN	UNIDAD	TAG	JUL-09	AGO-09	SEP-09	OCT-09	NOV-09	DIC-09
SALIDA FILTROS A FB-1001	m³/h	FI2213	44.849	48.576	46.041	46.279	69.982	62.584
SALIDA EC-1002 A COKER Y DA-1002	m³/h	FI2214	131.964	138.033	139.165	137.050	117.304	119.080
SALIDA FA-1002 GAS ÁCIDO A U-080	T/h	FI2215	2.924	2.035	0.905	0.996	2.172	5.664
SALIDA GA-1002 A FA-1002	m³/h	FI2205	8.068	7.844	8.730	9.313	8.364	7.998
VAPOR DE BAJA PRESION A REHERVIDOR EA-1003A/B	T/h	FI2204	14.298	14.481	16.585	18.222	15.759	15.706
SALIDA GA-1001/R DESPUES DE RECIRC A EA-1001	m³/h	FI2202	232.653	208.568	212.408	238.218	197.995	164.558
ENTRADA AMINA RICA A DA-1001	m³/h	FI2203	190.841	190.433	188.438	186.662	193.283	186.027
ENTRADA AMINA POBRE AL V-31505	m³/h	FI31539	175.337	175.260	175.242	174.104	180.543	174.515
SALIDA DE GAS DEL V-31505 A GAS COMBUSTIBLE	m³/h	FI31538	8218.433	10413.509	10276.029	8713.137	8161.863	10160.847
ENTRADA AMINA POBRE AL V-31504	m³/h	FI31540	18.004	17.992	17.864	17.600	16.609	17.380
SALIDA DE GAS BUTANO DEL V-3150A A ESFERAS	m³/h	FI31906A	0.000	0.013	0.009	0.024	0.017	0.891
SALIDA GASES COMB A LA REFINERIA	kg/h	FI31905	12482.622	15407.776	15467.596	13034.520	12362.085	15045.147
AMINA POBRE DEL EC-1002 AL DA-1002	m³/h	FI2201	1.843	1.830	1.816	1.709	1.446	1.325
VAPORES DE DA-1001	°C	TI2209	106.081	103.156	104.732	105.864	104.245	96.640
SALIDA EC-1001	°C	TI2210	45.357	41.827	53.417	63.247	55.164	51.460
SALIDA EC-1001	°C	TI2211	44.162	40.635	52.171	61.977	53.996	50.503
ENTRADA EC-1002 (AMINA POBRE)	°C	TI2236	83.417	80.608	80.469	78.972	80.084	78.614
SALIDA EC-1002 (AMINA POBRE)	°C	TI2214	56.020	52.244	48.441	46.567	47.748	45.882
SALIDA FA-1002 GAS ÁCIDO A U-080 DESPUES PV-2208	°C	TI2212	41.036	37.679	45.331	49.712	46.016	40.958
REFLUJO GA-1002 A DA-1001 REGENERADORA	°C	TI2203	36.392	33.753	42.185	47.426	40.515	34.659
SALIDA DE EA-1001A/B A PLATO No. 4 DA-1001	°C	TI2202	98.259	30.632	51.995	93.408	93.273	94.444
SALIDA GA-1001 A EA-1001A/B	°C	TI2201	60.707	58.680	55.766	52.641	52.707	52.757
FONDO DE DA-1001 A EA-1001A/B	°C	TI2207	120.983	121.079	121.402	121.415	120.517	119.414
SALIDA DE EA-1001A/B A GA-1003/R	°C	TI2208	84.147	82.836	81.176	80.998	80.755	79.999
SALIDA A REHERVIDOR EA-1003A/B DE LA DA-1001	°C	TI2206	119.731	119.746	120.024	120.035	119.615	118.574
ENTRADA A DA-1001 DEL REHERVIDOR EA-1003A	°C	TI2204	124.506	120.967	106.194	120.433	123.828	126.236
ENTRADA A DA-1001 DEL REHERVIDOR EA-1003A	°C	TI2205	121.882	121.994	122.309	122.288	122.860	123.242
SALIDA DEL FONDO DE V-31505	°C	TI31612	61.669	59.882	56.930	53.658	53.419	53.541
SALIDA DEL FONDO DE V-31504	°C	TI31614	54.085	50.632	47.478	45.494	46.435	44.931
ENTRADA AMINA POBRE A V-31505/V-31504	°C	TI31630	59.020	55.167	51.478	49.550	50.537	48.428
SALIDA GAS COMB A LA REFINERIA	°C	TI31613	31.036	46.258	42.549	39.969	39.914	38.839
SALIDA DE GASES BUTANO PRODUCTO DEL V-31513	°C	TI31616	S/D	S/D	S/D	S/D	S/D	22.842
SALIDA FA-1002 GAS ÁCIDO A U-080 ANTES PV-2208	kg/cm²	PI2208	0.780	0.781	0.779	0.780	0.780	0.779
SALIDA FA-1002 GAS ÁCIDO A U-080 DESPUES PV-2208	kg/cm²	PI2236	0.414	0.537	0.604	0.520	0.496	0.554
DIFERENCIAL DE PRESION EN DA-1001	kg/cm²	PDI2205	0.062	0.060	0.060	0.056	0.011	0.020
DIFERENCIAL V-31505	kg/cm²	PDI31516	0.012	0.016	0.019	0.024	0.018	0.034
DIFERENCIAL V-31504	kg/cm²	PDI31518	-0.040	-0.018	0.135	0.077	-0.002	0.019
SALIDA DE GAS DEL V-31505 ANTES DE PV-31515	kg/cm²	PI31515	9.301	9.314	9.301	9.282	9.175	9.075
SALIDA DE GAS V-31504 AL V-31513	kg/cm²	PI31517	4.607	4.179	3.726	3.906	3.695	6.949
FG-1001A	kg/cm²	PDI2211	0.011	0.035	0.137	0.489	0.048	-0.010
FG-1001B	kg/cm²	PDI2212	0.542	-0.010	-0.010	0.007	0.237	0.297
FG-1002	kg/cm²	PDI2213	0.152	0.195	0.203	0.211	0.303	0.349
FG-1003A	kg/cm²	PDI2214	0.220	0.221	0.205	0.202	0.253	0.210
FG-1003B	kg/cm²	PDI2215	0.059	0.060	0.055	0.050	0.062	0.057
C4 PROD TO V-31504	m³/h	FI31535	0.017	0.017	0.020	0.017	0.222	1.855
LEAN AMINE TO 020-V-31504	m³/h	FI31540	18.004	17.992	17.864	17.600	16.609	17.380
C4 PROD TO V-31504	°C	TI31604	29.030	28.908	28.480	27.283	24.729	34.188

S/D – Sin datos

Apéndice C
Caracterización de corrientes asociadas a la sección de amina
Planta de Coquización Retardada (datos promedio SICOLAB)

PRODUCTO	PRUEBA	UNIDAD	JUL-09	AGO-09	SEP-09	OCT-09	NOV-09	DIC-09	
GAS SECO COMBUSTIBLE V-31505	HIDROGENO	% MOL	12.2846	11.4076	9.5615	11.3384	10	11.46	
	BIOXIDO DE CARBONO (CO2)	% MOL	0	0	0	0.1307	0.0125	0	
	OXIGENO (GASES)	% MOL	0.0538	0.0769	0.0461	0.0615	0.0625	0.05	
	NITROGENO	% MOL	0.4769	0.423	0.3461	0.4307	0.5375	0.48	
	MONOXIDO DE CARBONO (CO)	% MOL	0.3	0.1461	0.0692	0.0461	0	0.03	
	ACIDO SULFHIDRICO (H2S)	% MOL	0.0286	0.0181	0.0165	0.017	0.0096	0.0471	
	COMP. METANO (C1)	% MOL	50.1384	46.9846	47.8461	48.6461	49.275	50.33	
	COMP. ETILENO (C2=)	% MOL	1.4692	1.623	1.9538	2.2	1.9625	1.66	
	COMP. ETANO (C2)	% MOL	18.4076	20.7923	21.2153	19.9153	20.3875	19.13	
	COMP. PROPANO (C3)	% MOL	9.5461	11.2692	11.7692	10.6	11.425	11.76	
	COMP. PROPILENO (C3=)	% MOL	3.3769	4.0923	4.4769	4.223	4.0375	3.91	
	COMP. ISOBUTANO (IC4)	% MOL	0.9538	0.8461	0.7769	0.6153	0.625	0.41	
	COMP. N BUTANO (NC4)	% MOL	1.5461	1.1461	0.923	0.8615	0.875	0.37	
	COMP. 1 BUTENO (1C4=)	% MOL	0.6846	0.6384	0.323	0.3923	0.1625	0.1	
	COMP. ISOBUTENO (IC4=)	% MOL	0.523	0.4538	0.4461	0.323	0.2625	0.11	
	COMP. 2TRANS BUTENO	% MOL	0.1307	0.0769	0.023	0.0307	0.025	0	
	COMP. 2CIS BUTENO	% MOL	0.0769	0.0076	0.1923	0.1846	0.2	0.02	
	COMP. ISOPENTANO (IC5)	% MOL	0	0	0	0	0.0375	0.07	
	COMP. N PENTANO (NC5)	% MOL	0	0	0	0	0.025	0.07	
	COMP. 1,3 BUTADIENO	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	COMP. HEXANO NORMAL (NC6)	% MOL	0.023	0.0083	0.0307	0	0	0.01	
	GRAVEDAD ESPECIF. 60/60°C	--		0.3346	0.3431	0.3474	0.3372	0.3385	0.332
	PESO ESPECIF. GAS (AIRE=1)	--		0.7722	0.8029	0.783	0.7828	0.7937	0.7665
	PODER CALORIFICO	BTU/FT3		1340	1388.5833	1324.923	1356.2307	1188.686	1334.4
	PODER CALORIFICO NETO	BTU/FT3		1221.6153	1267.25	1208.3076	1237.0769	1253.75	1216
	FRACCION LIQUIDA TOTAL	LT/M3		2.9747	3.0246	2.9258	2.9991	3.0282	2.9841
	PESO MOLECULAR	GR/GRMOL		22.3669	23.3416	22.6815	22.6823	22.9887	22.202
SULFHIDRICO COQUIZADORA GAS SAL DA-1001	HIDROGENO	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	BIOXIDO DE CARBONO (CO2)	% MOL	1.2083	1.7	1.0545	1.1583	1.3615	1.3	
	OXIGENO (GASES)	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	NITROGENO	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	MONOXIDO DE CARBONO (CO)	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	ACIDO SULFHIDRICO (H2S)	% MOL	97.2166	97.1615	97.6454	97.6	96.4307	97.9142	
	COMP. INERTES	% MOL	1.05	0.8769	0.9272	0.7	0.8153	0.6714	
	COMP. METANO (C1)	% MOL	0.1833	0.0461	0.2363	0.2083	0.6461	0.0571	
	COMP. ETILENO (C2=)	% MOL	0.0416	0.0307	0.0272	0.0333	0.1	0.0214	
	COMP. ETANO (C2)	% MOL	0.125	0.0692	0.0727	0.1166	0.2692	0.0071	
	COMP. PROPANO (C3)	% MOL	0.0583	0.0692	0.0363	0.0666	0.123	0.0142	
	COMP. PROPILENO (C3=)	% MOL	0.0333	0	0	0.075	0.1769	0	
	COMP. ISOBUTANO (IC4)	% MOL	0.0583	0.0153	0	0.025	0.0076	0.0071	
	COMP. N BUTANO (NC4)	% MOL	0.025	0.023	0	0.0166	0.0076	0.0071	
	COMP. 1 BUTENO (1C4=)	% MOL	0	0	0	0	0.0076	0	
	COMP. ISOBUTENO (IC4=)	% MOL	0	0	0	0	0.0076	0	
	COMP. 2TRANS BUTENO	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	COMP. 2CIS BUTENO	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	COMP. ISOPENTANO (IC5)	% MOL	0	0.0076	0	0	0	0	
	COMP. N PENTANO (NC5)	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	COMP. 1,3 BUTADIENO	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	COMP. HEXANO NORMAL (NC6)	% MOL	0	0	0	0	0	0	
	GRAVEDAD ESPECIFI. 60/60°C	--		0.8675	0.8753	0.872	0.8681	0.8637	62.7389
	PESO ESPECIF. GAS (AIRE=1)	--		1.178	1.1806	1.177	1.1785	1.1762	1.1795
	PODER CALORIFICO	BTU/FT3		638.4166	634	635.7272	641	643.923	635.5714
	PODER CALORIFICO NETO	BTU/FT3		587.9166	583.8461	585.5454	590.25	593.1538	585.5
	FRACCION LIQUIDA TOTAL	LTS/M3		1.7486	1.7436	1.7446	1.7633	46.7037	1.7476
PESO MOLECULAR	GR/GRMOL		34.1475	34.1976	34.0927	34.1375	34.0684	34.1628	
DIETANOLAMINA DEA POBRE	CONC. DIETANOLAMINA (DEA)	GR/100ML	20.4771	20.1141	19.9252	19.1813	18.1813	18.5898	
	ACIDO SULFHIDRICO (H2S)	% PESO	0.1766	0.1926	0.1842	0.1471	0.1197	0.2496	
	SOLIDOS EN SUSPENSION	PPM	10.7	11	50.125	71.8	63.2833	16.9625	
DIETANOLAMINA DEA RICA	CONC. DIETANOLAMINA (DEA)	GR/100ML	19.3538	18.9784	18.7523	18.1318	17.1252	17.4438	
	ACIDO SULFHIDRICO (H2S)	% PESO	1.1516	1.5283	1.4154	1.342	1.164	1.5746	
	SOLIDOS EN SUSPENSION	PPM	21	13.66	28.25	57.4	69.7	8.4625	

Apéndice D
Balances asociados a las columnas de la sección de amina
Planta de Coquización Retardada

Datos Promedio Mensual**JULIO-2009**

			DA-1001				
Entrada Amina Rica (entrada a DA-1001)			Balance de H₂S				
Flujo	190.84	m ³ /h	H ₂ S Ent. con Amina Rica =	2307.607	kg/h		
DEA	19.35	%p	H ₂ S Sal. con Amina Pobre =	245.866	kg/h		
H ₂ S	1.15	%p	H ₂ S Sal. Con Gas Ácido =	2843.046	kg/h		
Densidad	1050	kg/m ³	Salida Total de H ₂ S =	3088.912	kg/h		
			Diferencia =	781.305	kg/h		
Salida Gas			Relación molar H₂S/DEA:				
Flujo	2924.45	kg/h	DEA Entrada con Amina Pobre =	28508.597	kg/h		
H ₂ S	97.2166	%mol	H ₂ S en Amina Rica =	2.174	%p		
PM	34.1475		H ₂ S / DEA =	0.335	mol/mol		
Salida Amina Pobre (fondo de la torre)			Componente				
Flujo	131.964	m ³ /h	H ₂ S	97.22	34.000	3305.36	97.20
DEA	20.4771	%p	HC	2.78	34.148	95.05	2.80
H ₂ S	0.1766	%p				3400.41	100.00
Densidad	1055	kg/m ³					
			V-31504				
Gas Butano Amargo (C₄)			Gas Butano				
Flujo	0.00	m ³ /h	Butano en Gas Amargo/Gas Dulce =	0.020	kg/h		
Flujo	0.02112	kg/h	Butano en Gas Dulce =	0.020	kg/h		
Densidad	565.80	kg/m ³		0.000	m ³ /h		
H ₂ S (dato de diseño)	4.88	%mol					
PM	55.26						
HC	95.12	%mol					
PM-HC	56.3521						
Gas Butano Dulce (C₄)			Balance de H₂S				
H ₂ S	0.009	%mol	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	0.001	kg/h		
PM	56.35		H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	0.000	kg/h		
HC	99.991	%mol	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	33.544	kg/h		
PM-HC	56.3521		H ₂ S Sal. con Amina Rica =	33.545	kg/h		
			H ₂ S Eliminado =	0.001	kg/h		
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Relación molar H₂S/DEA:				
Flujo	18.004	m ³ /h	DEA Entrada con Amina Pobre =	3889.465121	kg/h		
DEA	20.4771	%p	H ₂ S en Amina Rica =	0.177	%p		
H ₂ S	0.18	%p	H ₂ S / DEA =	0.027	mol/mol		
Densidad	1055	kg/m ³					
			V-31505				
Gas Dulce			Componente				
Flujo	8218.43	Nm ³ /h	H ₂ S	0.029	34.000	0.97	0.043
Flujo	2749.89	kg/h	HC	99.971	22.366	2235.94	99.957
H ₂ S	0.0286	%mol				2236.92	100.00
PM	22.3669						
PM-HC	22.3658						
densidad	0.3346	kg/m ³					
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Balance de H₂S				
Flujo	175.337	m ³ /h	H ₂ S Eliminado =	2843.045	kg/h		
DEA	20.4771	%p	H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	1.195	kg/h		
H ₂ S	0.1766	%p	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	2844.241	kg/h		
Densidad	1055	kg/m ³	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	326.675	kg/h		
			H ₂ S Sal. con Amina Rica =	3169.721	kg/h		
			Relación molar H₂S /DEA:				
			DEA Entrada con Amina Pobre =	37878.6136	kg/h		
			H ₂ S en Amina Rica =	1.688	%p		
			H ₂ S / DEA =	0.259	mol/mol		

Apéndice D (continuación)

Datos Promedio Mensual

AGOSTO-2009

Entrada Amina Rica (entrada a DA-1001)			DA-1001				
Flujo	190.43	m ³ /h	Balance de H ₂ S				
DEA	18.98	%p	H ₂ S Ent. con Amina Rica =	3055.706	kg/h		
H ₂ S	1.53	%p	H ₂ S Sal. con Amina Pobre =	280.474	kg/h		
Densidad	1050	kg/m ³	H ₂ S Sal. Con Gas Ácido =	1977.252	kg/h		
			Salida Total de H ₂ S =	2257.726	kg/h		
			Diferencia =	-797.981	kg/h		
Salida Gas			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	2035.016	kg/h	DEA Entrada con Amina Pobre = 29291.143 kg/h				
H ₂ S	97.1615	%mol	H ₂ S en Amina Rica = 1.530 %p				
PM	34.1976		H ₂ S / DEA = 0.238 mol/mol				
Salida Amina Pobre (fondo de la torre)			Componente				
Flujo	138.0331	m ³ /h	H ₂ S	97.16	34.000	3303.49	97.15
DEA	20.1141	%p	HC	2.84	34.198	97.07	2.85
H ₂ S	0.1926	%p					
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Butano Amargo (C ₄)			V-31504				
Flujo	0.01	m ³ /h	Gas Butano				
Flujo	7.220411	kg/h	Butano en Gas Amargo/Gas Dulce = 6.868 kg/h				
Densidad	565.82	kg/m ³	Butano en Gas Dulce = 6.869 kg/h				
H ₂ S (dato de diseño)	4.88	%mol	0.012 m ³ /h				
PM	55.26						
HC	95.12	%mol					
PM-HC	56.35206						
Gas Butano Dulce (C ₄)			Balance de H ₂ S				
H ₂ S	0.009	%mol	H ₂ S Ent. con Gas Ácido = 0.335 kg/h				
PM	56.35		H ₂ S Sal. con Gas Dulce = 0.001 kg/h				
HC	99.991	%mol	H ₂ S Ent. con Amina Pobre = 36.558 kg/h				
PM-HC	56.35206		H ₂ S Sal. con Amina Rica = 36.892 kg/h				
			H ₂ S Eliminado = 0.335 kg/h				
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	17.99161	m ³ /h	DEA Entrada con Amina Pobre = 3817.887137 kg/h				
DEA	20.1141	%p	H ₂ S en Amina Rica = 0.194 %p				
H ₂ S	0.19	%p	H ₂ S / DEA = 0.030 mol/mol				
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Dulce			V-31505				
Flujo	10413.51	Nm ³ /h	Componente				
Flujo	3572.875	kg/h	H ₂ S	0.018	34.000	0.62	0.026
H ₂ S	0.0181	%mol	HC	99.982	23.341	2333.64	99.974
PM	23.3416						
PM-HC	23.3406						
Densidad	0.3431	kg/m ³					
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Balance de H ₂ S				
Flujo	175.2603	m ³ /h	H ₂ S Eliminado = 1976.917 kg/h				
DEA	20.1141	%p	H ₂ S Sal. con Gas Dulce = 0.942 kg/h				
H ₂ S	0.1926	%p	H ₂ S Ent. con Gas Ácido = 1977.859 kg/h				
Densidad	1055	kg/m ³	H ₂ S Ent. con Amina Pobre = 356.117 kg/h				
			H ₂ S Sal. con Amina Rica = 2333.034 kg/h				
			Relación molar H ₂ S /DEA:				
			DEA Entrada con Amina Pobre = 37190.89958 kg/h				
			H ₂ S en Amina Rica = 1.248 %p				
			H ₂ S / DEA = 0.194 mol/mol				

Apéndice D (continuación)

Datos Promedio Mensual

SEPTIEMBRE-2009

Entrada Amina Rica (entrada a DA-1001)			DA-1001				
Flujo	188.44	m ³ /h	Balance de H ₂ S				
DEA	18.75	%p	H ₂ S Ent. con Amina Rica =	2800.505	kg/h		
H ₂ S	1.42	%p	H ₂ S Sal. con Amina Pobre =	270.441	kg/h		
Densidad	1050	kg/m ³	H ₂ S Sal. Con Gas Ácido =	883.850	kg/h		
			Salida Total de H ₂ S =	1154.291	kg/h		
			Diferencia =	-1646.214	kg/h		
Salida Gas			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	905.163	kg/h	DEA Entrada con Amina Pobre = 29254.006 kg/h				
H ₂ S	97.6454	%mol	H ₂ S en Amina Rica = 0.781 %p				
PM	34.0927		H ₂ S / DEA = 0.122 mol/mol				
Salida Amina Pobre (fondo de la torre)			Componente				
Flujo	139.1651	m ³ /h	H ₂ S	97.65	34.000	3319.94	97.64
DEA	19.9252	%p	HC	2.35	34.093	80.27	2.36
H ₂ S	0.1842	%p				3400.22	100.00
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Butano Amargo (C ₄)			V-31504				
Flujo	0.01	m ³ /h	Gas Butano				
Flujo	4.996693	kg/h	Butano en Gas Amargo/Gas Dulce = 4.753 kg/h				
Densidad	565.93	kg/m ³	Butano en Gas Dulce = 4.753 kg/h				
H ₂ S (dato de diseño)	4.88	%mol	0.008 m ³ /h				
PM	55.26						
HC	95.12	%mol					
PM-HC	56.35206						
Gas Butano Dulce (C ₄)			Balance de H ₂ S				
H ₂ S	0.009	%mol	H ₂ S Ent. con Gas Ácido = 0.232 kg/h				
PM	56.35		H ₂ S Sal. con Gas Dulce = 0.000 kg/h				
HC	99.991	%mol	H ₂ S Ent. con Amina Pobre = 34.716 kg/h				
PM-HC	56.35206		H ₂ S Sal. con Amina Rica = 34.947 kg/h				
			H ₂ S Eliminado = 0.232 kg/h				
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Relación molar H ₂ S/DEA:				
Flujo	17.86431	m ³ /h	DEA Entrada con Amina Pobre = 3755.27182 kg/h				
DEA	19.9252	%p	H ₂ S en Amina Rica = 0.185 %p				
H ₂ S	0.18	%p	H ₂ S / DEA = 0.029 mol/mol				
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Dulce			V-31505				
Flujo	10276.03	Nm ³ /h	Componente				
Flujo	3569.893	kg/h	H ₂ S	0.017	34.000	0.56	0.030
H ₂ S	0.0165	%mol	HC	99.984	18.751	1874.78	99.970
PM	18.75					1875.34	100.00
PM-HC	18.7509						
Densidad	0.3474	kg/m ³					
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Balance de H ₂ S				
Flujo	175.2424	m ³ /h	H ₂ S Eliminado = 883.619 kg/h				
DEA	19.9252	%p	H ₂ S Sal. con Gas Dulce = 1.068 kg/h				
H ₂ S	0.1842	%p	H ₂ S Ent. con Gas Ácido = 884.686 kg/h				
Densidad	1055	kg/m ³	H ₂ S Ent. con Amina Pobre = 340.550 kg/h				
			H ₂ S Sal. con Amina Rica = 1224.169 kg/h				
			Relación molar H ₂ S /DEA:				
			DEA Entrada con Amina Pobre = 36837.85336 kg/h				
			H ₂ S en Amina Rica = 0.659 %p				
			H ₂ S / DEA = 0.103 mol/mol				

Apéndice D (continuación)

Datos Promedio Mensual

OCTUBRE-2009

Entrada Amina Rica (entrada a DA-1001)			DA-1001				
Flujo	186.66	m ³ /h	Balance de H ₂ S				
DEA	18.13	%p	H ₂ S Ent. con Amina Rica =	2630.255	kg/h		
H ₂ S	1.34	%p	H ₂ S Sal. con Amina Pobre =	212.689	kg/h		
Densidad	1050	kg/m ³	H ₂ S Sal. Con Gas Ácido =	972.223	kg/h		
			Salida Total de H ₂ S =	1184.912	kg/h		
			Diferencia =	-1445.343	kg/h		
Salida Gas			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	996.13	kg/h	DEA Entrada con Amina Pobre =	27733.857	kg/h		
H ₂ S	97.6	%mol	H ₂ S en Amina Rica =	0.814	%p		
PM	34.1375		H ₂ S / DEA =	0.132	mol/mol		
Salida Amina Pobre (fondo de la torre)			Componente				
Flujo	137.0502	m ³ /h	H ₂ S	97.60	34.000	3318.40	97.59
DEA	19.1813	%p	HC	2.40	34.138	81.93	2.41
H ₂ S	0.1471	%p				3400.33	100.00
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Butano Amargo (C ₄)			V-31504				
Flujo	0.02	m ³ /h	Gas Butano				
Flujo	13.50711	kg/h	Butano en Gas Amargo/Gas Dulce =	12.848	kg/h		
Densidad	567.48	kg/m ³	Butano en Gas Dulce =	12.849	kg/h		
H ₂ S (dato de diseño)	4.88	%mol		0.023	m ³ /h		
PM	55.26						
HC	95.12	%mol					
PM-HC	56.35206						
Gas Butano Dulce (C ₄)			Balance de H ₂ S				
H ₂ S	0.009	%mol	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	0.627	kg/h		
PM	56.35		H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	0.001	kg/h		
HC	99.991	%mol	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	27.314	kg/h		
PM-HC	56.35206		H ₂ S Sal. con Amina Rica =	27.940	kg/h		
			H ₂ S Eliminado =	0.626	kg/h		
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	17.60049	m ³ /h	DEA Entrada con Amina Pobre =	3561.682322	kg/h		
DEA	19.1813	%p	H ₂ S en Amina Rica =	0.150	%p		
H ₂ S	0.15	%p	H ₂ S / DEA =	0.024	mol/mol		
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Dulce			V-31505				
Flujo	8713.137	Nm ³ /h	Componente				
Flujo	2938.07	kg/h	H ₂ S	0.017	34.000	0.58	0.032
H ₂ S	0.017	%mol	HC	99.983	18.130	1812.73	99.968
PM	18.13					1813.30	100.00
PM-HC	18.1303						
densidad	0.3372	kg/m ³					
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Balance de H ₂ S				
Flujo	174.1041	m ³ /h	H ₂ S Eliminado =				
DEA	19.1813	%p	H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	0.937	kg/h		
H ₂ S	0.1471	%p	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	972.534	kg/h		
Densidad	1055	kg/m ³	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	270.193	kg/h		
			H ₂ S Sal. con Amina Rica =	1241.790	kg/h		
			Relación molar H ₂ S /DEA:				
			DEA Entrada con Amina Pobre =	35232.17262	kg/h		
			H ₂ S en Amina Rica =	0.673	%p		
			H ₂ S / DEA =	0.109	mol/mol		

Apéndice D (continuación)

Datos Promedio Mensual

NOVIEMBRE-2009

DA-1001			Balance de H ₂ S				
Entrada Amina Rica (entrada a DA-1001)							
Flujo	193.28	m ³ /h	H ₂ S Ent. con Amina Rica =	2362.303	kg/h		
DEA	17.13	%p	H ₂ S Sal. con Amina Pobre =	148.136	kg/h		
H ₂ S	1.16	%p	H ₂ S Sal. Con Gas Ácido =	2094.621	kg/h		
Densidad	1050	kg/m ³	Salida Total de H ₂ S =	2242.757	kg/h		
			Diferencia =	-119.546	kg/h		
Salida Gas			Relación molar H₂S /DEA:				
Flujo	2172.152	kg/h	DEA Entrada con Amina Pobre =	22500.447	kg/h		
H ₂ S	96.4307	%mol	H ₂ S en Amina Rica =	1.782	%p		
PM	34.0684		H ₂ S / DEA =	0.308	mol/mol		
Salida Amina Pobre (fondo de la torre)							
Flujo	117.3043	m ³ /h	Componente	%mol	PM	Peso	%p
DEA	18.1813	%p	H ₂ S	96.43	34.000	3278.64	96.42
H ₂ S	0.1197	%p	HC	3.57	34.068	121.60	3.58
Densidad	1055	kg/m ³				3400.24	100.00
			V-31504				
Gas Butano Amargo (C₄)			Gas Butano				
Flujo	0.02	m ³ /h	Butano en Gas Amargo/Gas Dulce =	9.220	kg/h		
Flujo	9.692901	kg/h	Butano en Gas Dulce =	9.221	kg/h		
Densidad	572.36	kg/m ³		0.016	m ³ /h		
H ₂ S (dato de diseño)	4.88	%mol					
PM	55.26						
HC	95.12	%mol					
PM-HC	56.35206						
Gas Butano Dulce (C₄)			Balance de H₂S				
H ₂ S	0.009	%mol	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	0.450	kg/h		
PM	56.35		H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	0.001	kg/h		
HC	99.991	%mol	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	20.974	kg/h		
PM-HC	56.35206		H ₂ S Sal. con Amina Rica =	21.423	kg/h		
			H ₂ S Eliminado =	0.449	kg/h		
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Relación molar H₂S /DEA:				
Flujo	16.60858	m ³ /h	DEA Entrada con Amina Pobre =	3185.73699	kg/h		
DEA	18.1813	%p	H ₂ S en Amina Rica =	0.122	%p		
H ₂ S	0.12	%p	H ₂ S / DEA =	0.021	mol/mol		
Densidad	1055	kg/m ³					
			V-31505				
Gas Dulce			Componente				
Flujo	8161.863	Nm ³ /h	H ₂ S	0.010	34.000	0.33	0.019
Flujo	2762.791	kg/h	HC	99.990	17.124	1712.20	99.981
H ₂ S	0.0096	%mol				1712.53	100.00
PM	17.13						
PM-HC	17.1236						
densidad	0.3385	kg/m ³					
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Balance de H₂S				
Flujo	180.5425	m ³ /h	H ₂ S Eliminado =	2094.172	kg/h		
DEA	18.1813	%p	H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	0.527	kg/h		
H ₂ S	0.1197	%p	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	2094.699	kg/h		
Densidad	1055	kg/m ³	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	227.995	kg/h		
			H ₂ S Sal. con Amina Rica =	2322.167	kg/h		
			Relación molar H₂S /DEA:				
			DEA Entrada con Amina Pobre =	34630.35116	kg/h		
			H ₂ S en Amina Rica =	1.206	%p		
			H ₂ S / DEA =	0.207	mol/mol		

Apéndice D (continuación)

Datos Promedio Mensual

DICIEMBRE-2009

Entrada Amina Rica (entrada a DA-1001)			DA-1001				
Flujo	186.03	m ³ /h	Balance de H ₂ S				
DEA	17.44	%p	H ₂ S Ent. con Amina Rica =	3075.637	kg/h		
H ₂ S	1.57	%p	H ₂ S Sal. con Amina Pobre =	313.571	kg/h		
Densidad	1050	kg/m ³	H ₂ S Sal. Con Gas Ácido =	5545.461	kg/h		
			Salida Total de H ₂ S =	5859.032	kg/h		
			Diferencia =	2783.395	kg/h		
Salida Gas			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	5663.593	kg/h	DEA Entrada con Amina Pobre =	23354.235	kg/h		
H ₂ S	97.9142	%mol	H ₂ S en Amina Rica =	4.467	%p		
PM	34.1628		H ₂ S / DEA =	0.775	mol/mol		
Salida Amina Pobre (fondo de la torre)			Componente				
Flujo	119.0799	m ³ /h	H ₂ S	97.91	34.000	3329.08	97.90
DEA	18.5898	%p	HC	2.09	34.163	71.26	2.10
H ₂ S	0.2496	%p				3400.34	100.00
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Butano Amargo (C ₄)			V-31504				
Flujo	0.89	m ³ /h	Gas Butano				
Flujo	521.9826	kg/h	Butano en Gas Amargo/Gas Dulce =	496.510	kg/h		
Densidad	585.55	kg/m ³	Butano en Gas Dulce =	496.555	kg/h		
H ₂ S (dato de diseño)	4.88	%mol		0.848	m ³ /h		
PM	55.26						
HC	95.12	%mol					
PM-HC	56.35206						
Gas Butano Dulce (C ₄)			Balance de H ₂ S				
H ₂ S	0.009	%mol	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	24.230	kg/h		
PM	56.35		H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	0.045	kg/h		
HC	99.991	%mol	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	45.767	kg/h		
PM-HC	56.35206		H ₂ S Sal. con Amina Rica =	69.952	kg/h		
			H ₂ S Eliminado =	24.185	kg/h		
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Relación molar H ₂ S /DEA:				
Flujo	17.3803	m ³ /h	DEA Entrada con Amina Pobre =	3408.66619	kg/h		
DEA	18.5898	%p	H ₂ S en Amina Rica =	0.381	%p		
H ₂ S	0.25	%p	H ₂ S / DEA =	0.063	mol/mol		
Densidad	1055	kg/m ³					
Gas Dulce			V-31505				
Flujo	10160.85	Nm ³ /h	Componente				
Flujo	3373.401	kg/h	H ₂ S	0.047	34.000	1.60	0.092
H ₂ S	0.0471	%mol	HC	99.953	17.442	1743.41	99.908
PM	17.44					1745.01	100.00
PM-HC	17.4423						
densidad	0.332	kg/m ³					
Entrada Amina Pobre a Absorbedora			Balance de H ₂ S				
Flujo	174.5151	m ³ /h	H ₂ S Eliminado =				
DEA	18.5898	%p	H ₂ S Sal. con Gas Dulce =	3.096	kg/h		
H ₂ S	0.2496	%p	H ₂ S Ent. con Gas Ácido =	5524.372	kg/h		
Densidad	1055	kg/m ³	H ₂ S Ent. con Amina Pobre =	459.547	kg/h		
			H ₂ S Sal. con Amina Rica =	5980.824	kg/h		
			Relación molar H ₂ S /DEA:				
			DEA Entrada con Amina Pobre =	34226.31375	kg/h		
			H ₂ S en Amina Rica =	3.154	%p		
			H ₂ S / DEA =	0.540	mol/mol		

Apéndice E.
Balance de materia en las columnas endulzadoras y regeneradora de la
Sección de tratamiento con DEA, U-022

En este Apéndice se describe, en forma sencilla, los balances de ácido sulfhídrico y de DEA que se deben efectuar en las diferentes columnas que componen la sección de amina de la planta de Coquización Retardada, con el propósito de monitorear su desempeño.

Columna Regeneradora, DA-1001

$$\text{H}_2\text{S entrada con AR} = \{\text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/m}^3) * \%p \text{H}_2\text{S} / 100\}_{\text{AR}}, \text{ kg/h} \quad \text{E1}$$

$$\text{H}_2\text{S salida con AP} = \{\text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/ m}^3) * \%p \text{H}_2\text{S} / 100\}_{\text{AP}}, \text{ kg/h} \quad \text{E2}$$

$$\text{H}_2\text{S salida con GA} = \{\text{Flujo (kg/h)} * \%p \text{H}_2\text{S} / 100\}_{\text{Gas Ácido}}, \text{ kg/h} \quad \text{E3}$$

La diferencia $D1 = E1 - (E2 + E3)$ da una indicación de la bondad de los resultados obtenidos por el laboratorio.

$$\text{H}_2\text{S en AR} = (E2 + E3) * 100 / \{[\text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/m}^3)]_{\text{AP}} + E3\}, \%p \quad \text{E4}$$

Columna Contactora de butanos, V-31504

Flujo de butano amargo a la columna endulzadora:

Para calcular el flujo de butano amargo de entrada a la columna, se utiliza la suposición de que el flujo de hidrocarburos es el mismo en ambas corrientes de butanos, es decir:

$$\text{HC en BA y BD} = \{\text{Flujo (kg/h)} * (\%p \text{HC}) / 100\}_{\text{Butano dulce}}, \text{ kg/h}$$

Con este último valor se puede calcular el flujo de butano amargo de entrada a la columna Absorbedora como:

$$\text{Flujo butano amargo} = \{(\text{HC en GA y GD}) / (\%p \text{HC}) * 100\}_{\text{Butano amargo}}, \text{ kg/h} \quad \text{E5}$$

Balance de ácido sulfhídrico:

$$\text{H}_2\text{S entrada con BA} = \{\text{Flujo (kg/h)} * \%p \text{H}_2\text{S} / 100\}_{\text{Butano amargo}}, \text{ kg/h} \quad \text{E6}$$

$$\text{H}_2\text{S salida con BD} = \{\text{Flujo (kg/h)} * \%p \text{H}_2\text{S} / 100\}_{\text{Butano dulce}}, \text{ kg/h} \quad \text{E7}$$

$$\text{H}_2\text{S entrada con AP} = \{\text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/ m}^3) * \%p \text{H}_2\text{S} / 100\}_{\text{AP}}, \text{ kg/h} \quad \text{E8}$$

$$\text{H}_2\text{S en AR} = (E8 + E6 - E7) * 100 / \{ \text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/m}^3) \}_{\text{AP}} + E6 - E7, \%p \quad E9$$

Relación molar H₂S/DEA:

$$\text{DEA entrada con AP} = \{ \text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/ m}^3) * \%p \text{ DEA}/100 \}_{\text{AP}}, \text{ kg/h} \quad E10$$

$$\text{H}_2\text{S/DEA} = \{ (E6 + E8) / 34 \} / (E10 / 105), \text{ mol/mol} \quad E11$$

Columna Absorbedora de gas, V-31505

Balance de ácido sulfhídrico:

$$\text{H}_2\text{S salida con GD} = \{ \text{Flujo (kg/h)} * \%p \text{ H}_2\text{S} / 100 \}_{\text{GD}}, \text{ kg/h} \quad E12$$

$$\text{H}_2\text{S entrada con GA} = E3 - (E6 - E7) + E12, \text{ kg/} \quad E13$$

$$\text{H}_2\text{S entrada con AP} = \{ \text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/m}^3) * \%p \text{ H}_2\text{S} / 100 \}_{\text{AP}}, \text{ kg/h} \quad E14$$

$$\text{H}_2\text{S en AR} = (E14 + E13 - E12) / \{ \text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/m}^3) \}_{\text{AP}} + E13 - E12 * 100, \%p \quad E15$$

Relación molar H₂S/DEA:

$$\text{DEA entrada con AP} = \{ \text{Flujo (m}^3/\text{h)} * \text{Densidad (kg/m}^3) * \%p \text{ DEA}/100 \}_{\text{AP}}, \text{ kg/h} \quad E16$$

$$\text{H}_2\text{S/DEA} = \{ (E13 + E14) / 34 \} / (E16 / 105), \text{ mol/mol} \quad E17$$

Nota 1. En el análisis que sigue se ha supuesto que existen datos del contenido de ácido sulfhídrico en las corrientes de butano de entrada y salida de la columna endulzadora, debido a que no se cuenta con esta indicación en el proceso.

Nota 2. Los hidrocarburos que entran con el Gas Amargo son los mismos que salen con el Gas Dulce, al igual que su peso molecular.

Nota 3. Para casos practico haremos uso se algunas abreviaturas, las cuales serán de uso exclusivo para este apéndice, estas no están contenidas en el índice de abreviaturas, por lo que se enlistaran solo en este apéndice.

BA – Butano Amargo
 BD – Butano Dulce
 HC – Hidrocarburos
 GA – Gas Amargo
 GD = Gas Dulce
 AR – Amina Rica
 AP – Amina Pobre

Apéndice F.

Valores reales de las columnas de endulzamiento V-31504 y V-31505

Corriente	76		77		80	82
UNIDAD	m³/h	°C	°C	°C	m³/h	°C
V-31504	C4 PROD TO V-31504	C4 PROD TO V-31504	C4 PROD FR 020-V-31508	C4 PRODUCT TO B/L	LEAN AMINE TO 020-V-31504	RICH AMINE FR 020-V-31504
FECHA	FI31535	TI31604	TI31615	TI31616	FI31540	TI31614
07/04/2010	0.0155	24.7876	25.5599	23.4599	15.9980	47.0315
14/04/2010	0.0259	22.8185	25.5953	22.7869	15.9712	47.7790
21/04/2010	0.0155	24.0944	25.5527	23.3094	15.9779	44.2112
28/04/2010	12.7581	25.1684	25.5581	24.2046	15.9980	51.7593

Corriente	72		79		81	71	
UNIDAD	m³/h	kg/cm²	°C	m³/h	°C	°C	
V-31505	COKER PRODUCT GAS TO B/L	COKER PROD G FR V-31515	COKER PRODUCT TO GAS B/L	LEAN AMINE TO 020-V-31505	LEAN AMINE FROM B/L	RICH AMINE FR V-31505	SOUR GAS FR V-31511
FECHA	FI31538	PI31515	TI31613	FI31539	TI31630	TI31612	TI31609
07/04/2010	10383.8870	9.1823	41.7751	179.06515	51.6818	57.9954	51.9677
14/04/2010	7637.6573	9.1915	41.9363	175.5936	52.9744	56.5404	50.5043
21/04/2010	8915.0722	9.2095	39.4494	175.1641	50.1627	54.0748	57.3711
28/04/2010	10371.9863	9.2415	45.9599	175.6439	56.9567	61.7226	55.7764

Bibliografía

1. I.Q.P. Alfredo Humberto Barreda Aguayo, "Optimización de las condiciones o variables operacionales de las plantas de endulzamiento de gases y líquidos amargos derivados del petróleo crudo con soluciones de alkanolaminas", Proceso Girbotol, RISPIN S.A. de C.V., 2007.
2. David E. Street Jr., "Amine Fundamentals: Alkanolamine Gas Treating Basics", Amine Treating and Sour Water Stripping, Amine Experts Inc., Second Printing, 2006.
3. PEMOPRO S.A. de C.V., SK Engineering & Construction Co. Ltd., Siemens AG y TRIBASA, Proyecto Madero No. 05099, Manual de Operación, "Sistema de Tratamiento con DEA (44,570 BPSD)", Rev. 3., Doc. No. 05099-022-15-0001, 2001.
4. HUNTSMAN Corporation, Performance Products, "DIGLYCOLAMINE® Agent", Product Information, www.huntsman.com/performance_products, 2005.
5. PEMOPRO S.A. de C.V., SK Engineering & Construction Co. Ltd., Siemens AG y TRIBASA, Proyecto Madero No. 05099, Manual de Operación, "Planta de Coquización Retardada (Unidad 020)", Doc. No. 05099-020-15-0001, 2001.
6. Dr. Antonio Montalvo R. e Ing. Salvador González A., "Seminario de actualización y entrenamiento de los procesos de endulzamiento con amina para las plantas hidrodesulfuradora de gasóleos y de Coquización retardada., Refinería "Francisco I. Madero", Cd. Madero, Tamps., 2008.
7. ©2002 Aspen Technology, Inc., Hysys 3.2, Tutorials & Applications. G1 Acid Gas Sweetening with DEA, 2002.
8. ABPG-5, Amine Best Practice Group, http://refiningonline.com/ABPG_KB/, "Amine Basic Practices Guidelines", 2007