

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



**EVALUACIÓN DE LAS COLUMNAS ABSORBEDORAS Y  
REGENERADORAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE  
HIDROCARBUROS CON AMINA (MDEA) EN UN MEJORADOR DE  
CRUDO EXTRA PESADO**

REALIZADO POR:

**DANILO JOSÉ RIVERA GUAREMA**

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

**INGENIERO QUÍMICO**

Puerto La Cruz, abril de 2011

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



**EVALUACIÓN DE LAS COLUMNAS ABSORBEDORAS Y  
REGENERADORAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE  
HIDROCARBUROS CON AMINA (MDEA) EN UN MEJORADOR DE  
CRUDO EXTRA PESADO**

ASESORES

---

**Ing. Quím. Yuvi Moreno, Esp.**  
Asesora académica

---

**Ing. Quím. Anne Araya**  
Asesora industrial

Puerto La Cruz, marzo de 2011

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



**EVALUACIÓN DE LAS COLUMNAS ABSORBEDORAS Y  
REGENERADORAS DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE  
HIDROCARBUROS CON AMINA (MDEA) EN UN MEJORADOR DE  
CRUDO EXTRA PESADO**

JURADO CALIFICADOR

---

**Ing. Quím. Yuvi Moreno,**  
**Esp.**  
Asesora académica

---

**Ing. Quím. Héctor Silva,**  
**M.Sc.**  
Jurado principal

---

**Ing. Quím. Fidelina Moncada,**  
**M.Sc.**  
Jurado principal

Puerto La Cruz, marzo de 2011

## RESOLUCIÓN

DE ACUERDO AL ARTICULO 41 DEL REGLAMENTO DE TRABAJOS DE GRADO

**“LOS TRABAJOS DE GRADO SON DE EXCLUSIVA PROPIEDAD DE LA UNIVERSIDAD DE ORIENTE Y SÓLO PODRÁN SER UTILIZADOS A OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NÚCLEO RESPECTIVO, QUIEN LO PARTICIPARÁ AL CONSEJO UNIVERSITAR**



## DEDICATORIA

A **Dios** por estar siempre presente en mi vida y permitirme lograr todas las metas a pesar de los obstáculos, solo eso es suficiente.

A mi **mamá**, por ser la persona más bella que tengo y ser un ejemplo de fortaleza, de superación, de lucha por alcanzar metas y seguir adelante. Eres la mejor madre del mundo, si volviera a nacer y me dieran la oportunidad de elegir, te elegiría nuevamente, estoy muy orgulloso de ti, y me siento feliz de saber que cuento con una persona maravillosa para emprender ese gran camino que me espera. TE AMO mamá.

A mi **papá**, por ser parte de mi vida y por su apoyo a pesar de todas las cosas.

A mis **abuelos**, por haber sido las personitas más importantes en mi vida, por haber estado ahí conmigo en los malos momentos de mi vida, por educarme y formar la persona que soy ahora. Los extraño un mundo y que no daría por qué me vieran con mi título. Abuela, aquí tienes a tu ingeniero, como querías te amo y por siempre estarás en mi corazón y en mis pensamientos. Abuelo, tu consentido se graduó! como querías. Este triunfo es especialmente para ustedes y que dios los tenga en su gloria.

A mis **hermanos** por su apoyo incondicional y estar ahí siempre, les dedico este triunfo, porque este también es de ustedes, espero que vean en mi un ejemplo a seguir.

A mi **tío Asdrubal**, por ser como un padre y un ejemplo a seguir, estoy muy orgulloso del hombre que eres y no cambies. Cuentas con mi apoyo para lo que sea. Lo quiero mucho.

A mi **familia** por ser un gran apoyo, en especial a mi **tía Marleni**.

A mis **amigos** por su gran compañía.

## AGRADECIMIENTOS

A Dios, principalmente por acompañarme en este largo camino y estar ahí en los momentos más necesitados e iluminarme siempre en las decisiones importantes tomadas en mi formación como persona y como profesional, por poner en mi camino personas maravillosas y hacerme una persona plenamente feliz .

A mis abuelitos, Santa y Daniel, por haberme inculcado buenas costumbres, por estar ahí en mis traspasos y siempre darme palabras de aliento, sin ustedes no se que habría hecho. Fueron el pilar fundamental en mi formación como persona y más aun como profesional, no saben cuánto los extraño. Gracias, gracias, gracias por todo lo que hicieron por mí, los AMO y siempre vivirán en mis recuerdos más bonitos.

A mis padres, Lolimar y Placido, por darme todo para lograr mis metas y por el apoyo incondicional brindado. Gracias por contribuir por este logro.

A mis hermanos, Mario y Yenifer por estar siempre conmigo, comprenderme y darme el apoyo suficiente para seguir adelante.

A mis tíos, Marleni, Asdrubal, Luis y José Gregorio por ser pilares fundamentales en mi formación como persona y ahora como profesional, por su gran apoyo incondicional, enseñanzas y comprensión. Ustedes, sin duda alguna, forman parte de este logro que lleva por nombre "Ingeniero Químico".

A la Universidad de Oriente y a todos los profesores que formaron parte de mi preparación como Ingeniero Químico.

A los compañeros que empezaron conmigo desde administración, Mildred, Yorbelys, Darnellys, Marian, Franmari, Francis, Freddy, Luis, Mariela, Jesús, Jose Manuel por acompañarme en el camino y a pesar del cambio de carrera siguen estando ahí y se convirtieron en unos hermanos para mí.

A mis compañeros de clase de básico de ingeniería, Carlina, Rusberis, Marieglis, Oswaldo y Cesar que a pesar de que cada quien agarro el rumbo de su carrera seguimos apoyándonos. Gracias por los días arduos de estudio y por su grata compañía, y principalmente por los momentos de risas y bromas. Los quiero amigos.

A mis compañeros de estudio incondicional, María Eugenia, Arlenis, Vilmarys, Antonio Javier, gracias por los momentos compartidos en el transcurso de la carrera, por las largas horas de ejercicios y problemas de ingeniería. Estoy seguro que vendrán muchos éxitos más para nosotros. Pasaron de ser compañeros de clase a grandes amigos a los cuales admiro y

respeto, éxitos para todos. Igualmente este agradecimiento se extiende al final de la carrera a la señorita Ana Karina, por las palabras de aliento y por comprenderme. Te quiero mucho, te deseo lo mejor.

A mis compañeros de clases: Jahir, Daniela, Aniliana, Juan, Marisabel, Karen, Pedro, Nahir, Mafe, Gabi, MaGabi, Edgar, Oswaldo, Mariana, Manuela, Jessevely, Jonhsfer y Leidy, por todas los momentos compartidos los cuales estuvieron llenos de carcajadas en los días más apretados.

A mi asesora académica Yuvi Moreno por el gran apoyo y la ayuda recibida durante todo este período, por confiar en mí y darme ánimos para la culminación de este trabajo de grado, gracias por haber sido además de una gran asesora, una bella persona a quien aprecio muchísimo.

A la empresa PDVSA-Petropiar por permitirme realizar las pasantías de grado y ofrecerme esta primera experiencia profesional.

A la Ingeniero Anne Araya, por abrirme el camino para realizar esta pasantía y poder adquirir la gran experiencia que hoy me llevo conmigo. Mil gracias por confiar en mí para el desarrollo de este trabajo y por toda la ayuda recibida.

Al Ingeniero Oscar Calles, por orientarme en el camino y por ser el creador de este proyecto de tesis. A la ingeniero Elba Ayala, por ser como una mamá, por ser tan especial, por tus consejos, por tus grandes enseñanzas, por tus regaños, por estar pendiente de mi, por los momentos compartidos que jamás olvidaré. Muchas gracias.

A los ingenieros, Karina Moreno, Nadia Jaime, Maryeri Mariño, Marianila Acosta, Christian de las Casas, Jose Arango y Rafael Camejo, que siempre estuvieron guiándome en el desarrollo del proyecto. Gracias por su inigualable apoyo, compañerismo y excelente ambiente laboral brindado durante mi estadía. Sin ustedes estas páginas estuvieran en blanco.

A los Ingenieros amigos, María Campos, tu amistad fue lo mejor que me pudo pasar en la empresa, gracias por ser como eres, no cambies, Shner Arvelaez y Yazmin Arismendi gracias por su ayuda incondicional en todo lo que necesité, por darme ánimo en los momentos difíciles, por preocuparse por mí, por sus consejos, son grandes amigos y Anthony González, que siempre estuvo conmigo desde el comienzo de este proceso, gracias por tu gran apoyo y por tu amistad.

A los ingenieros de CVP, Yelitza, Roselia, Luis, Lidamel, Merzoily, Jenasis y Edrey por compartir conmigo mis últimos momentos de angustias. Gracias por su amistad y por los buenos momentos compartidos, los quiero mucho.

## RESUMEN

En el presente trabajo se realizó la evaluación de las columnas absorbedoras y regeneradoras del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (MDEA) en el mejorador de crudo extra-pesado Petropiar, ubicado en el complejo industrial Jose a través de la simulación de los sistemas estudiados, a las condiciones de diseño y de operación actual empleando el simulador ProTreat®, como herramienta de estudio, con el fin de evaluar las condiciones a las cuales está trabajando el sistema para evitar las pérdidas de amina y conocer el rango de concentración de MDEA a la cual las columnas presentan un comportamiento estable. Para llevar a cabo esta evaluación, primeramente se recopiló información mecánica, operacional y fisicoquímica de los equipos y sustancias involucradas en el proceso a partir de las hojas de datos de los equipos, diagramas de flujo de procesos, balances de masa, etc. Luego se realizó la simulación a las condiciones de diseño, se validó el modelo calculando el porcentaje de desviación con respecto a los balances de masa del sistema suministrados por los licenciantes de cada unidad, y se procedió a la corrida de la simulación a las condiciones de operación actual de la planta. Posteriormente se realizó un análisis de sensibilidad a las columnas absorbedoras, a diferentes concentraciones de MDEA, flujos de amina y gas, para saber que tan sensible es la respuesta con respecto a las especificaciones de carga ácida a la salida de las columnas. Como resultado de este trabajo se obtuvo que el rango de concentración adecuado al que debe trabajar el sistema es de 40% (+/- 5%) y las pérdidas de aminas actuales por equilibrio termodinámico son 139 toneladas al año y no deben exceder de 306 toneladas que son las estipuladas por diseño. Igualmente se encontró que las columnas que están fuera de especificación son las 15-C-005, 15-C-006 y 14-C-001 y que las mayores pérdidas de MDEA ocurren por problemas operacionales (altos flujos de gas a la columna, etc). Para un mejor control se creó una hoja de seguimiento del proceso enlazada con el software de seguimiento de la planta y adicionalmente hojas de cálculos de flujos de amina, con el fin de ajustarlos a medida que va disminuyendo la concentración de la misma.

## CONTENIDO

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vi
RESUMEN .....	viii
CONTENIDO .....	ix
INDICE DE FIGURAS.....	xii
INDICE DE TABLAS .....	xv
<b>CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
1.1 Reseña histórica de la empresa .....	1
1.2 Descripción del proceso.....	5
1.3 Planteamiento del problema .....	8
1.4 Objetivos.....	10
1.4.1 Objetivo general.....	10
1.4.2 Objetivos específicos .....	10
<b>CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO.....</b>	<b>10</b>
2.1 Antecedentes.....	10
2.2 Sistema de contacto líquido - gas .....	12
2.2.1 Absorción de gases .....	12
2.2.2 Desorción de gases .....	12
2.2.3 Absorción con reacción química.....	13
2.3 Equipos utilizados para el contacto líquido – gas .....	13
2.3.1 Columna de platos .....	13
2.3.2 Columna de relleno.....	16
2.3.3 Eficiencia de Platos .....	17
2.4 Endulzamiento del gas natural.....	17
2.5 Gas ácido .....	17
2.5.1 Contenido de gases ácidos en el gas natural .....	18
2.6 Tipos de procesos de endulzamiento.....	19
2.6.1 Solventes Físicos.....	20
2.6.2 Solventes Químicos.....	20
2.7 Aminas .....	20
2.7.1 MEA (Monoetanolamina) .....	21
2.7.2 DGA (Diglicolamina) .....	22
2.7.3 DEA (Dietanolamina) .....	22
2.7.4 DIPA (Diisopropanolamina).....	23
2.7.5 ADIP (Diisopropanolamina activada). .....	23
2.7.6 Metildietanolamina (MDEA).....	24
2.8 Reacción de equilibrio de las aminas.....	25

2.9	Tipos de pérdidas de amina .....	25
2.10	Factores que se consideran para la selección de un proceso .....	26
2.11	Partes de una planta de endulzamiento de amina.....	27
2.11.1	Separador de entrada .....	27
2.11.2	Absorbedor o contactor .....	27
2.11.3	Tanque de venteo o tanque flash .....	29
2.11.4	Intercambiador de calor amina – amina.....	31
2.11.5	Regenerador.....	31
2.11.6	Tanque de abastecimiento de amina .....	32
2.11.7	Bomba de la solución pobre .....	33
2.11.8	Filtros .....	33
2.11.9	Enfriador de la solución .....	34
2.12	Simulador ProTreat® .....	34
2.13	Protuberancia de Temperatura .....	34
2.14	Sulfuro de hidrógeno .....	36
<b>CAPÍTULO 3: DESARROLLO DEL TRABAJO .....</b>		<b>37</b>
3.1	Identificación de las variables de operación y las propiedades físicas y químicas de los fluidos del proceso de absorción de H <sub>2</sub> S y regeneración de amina .....	37
3.2	Realización de balances de materia para la determinación de las condiciones de operación actual del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina .....	38
3.3	Formulación de un modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina mediante el simulador ProTreat® a las condiciones de diseño, y luego de validada, a las condiciones de operación actual de la planta .....	48
3.3.1	Elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño .....	48
3.3.2	Validación del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño .....	52
3.3.3	Elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de operación actual .....	53
3.4	Realización de un análisis de sensibilidad de las especificaciones de carga ácida de la amina rica y de los gases del proceso a diferentes concentraciones de MDEA .....	54
3.5	Creación de hojas de cálculos computarizadas de flujos en Microsoft Excel que faciliten el control y seguimiento operacional del proceso .....	55

<b>CAPÍTULO 4: DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....</b>	<b>58</b>
<b>4.1 Identificación de las variables de operación y las propiedades físicas y químicas de los fluidos del proceso de absorción de H<sub>2</sub>S y regeneración de amina .....</b>	<b>58</b>
<b>4.2 Realización de balances de materia para la determinación de las condiciones de operación actual del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina .....</b>	<b>60</b>
<b>4.3 Formular un modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina mediante el simulador ProTreat® a las condiciones de diseño, y luego de validada, a las condiciones de operación actual de la planta .....</b>	<b>62</b>
<b>4.3.1 Validación del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño .....</b>	<b>62</b>
<b>4.3.2 Elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de operación actual .....</b>	<b>74</b>
<b>4.4 Realización de análisis de sensibilidad de las especificaciones de carga ácida de la amina y de los gases del proceso a diferentes concentraciones de MDEA. ....</b>	<b>90</b>
<b>4.5 Creación de hojas de cálculos computarizadas de flujos en Microsoft Excel que faciliten el control y seguimiento operacional del proceso .....</b>	<b>107</b>
<b>4.6 Conclusiones.....</b>	<b>112</b>
<b>4.7 Recomendaciones .....</b>	<b>113</b>
<b>BIBLIOGRAFÍA .....</b>	<b>114</b>

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1.1 Localización geográfica de la faja, las instalaciones del Centro Operativo Bare (COB) y del Mejorador de crudo extrapesado Petropiar. ....	2
Figura 1.2 Circuito de facilidades entre las instalaciones de PDVSA Petropiar .....	3
Figura 1.3 Organización de la planta por áreas.....	4
Figura 1.4 Diagrama de bloques del proceso de la planta Petropiar. ....	6
Figura 2.1 Vista lateral de un plato con flujo cruzado (Perry, Green, 2001).....	14
Figura 2.2 Platos de válvula y de burbujeo (DIQUIMA, 2008).....	15
Figura 2.3 Plato perforado o de malla (DIQUIMA, 2008) .....	15
Figura 2.4 Vista lateral de un plato en contracorriente (Perry, Green, 2001).....	16
Figura 2.5 Tipos de rellenos de las columnas (DIQUIMA, 2008) .....	16
Figura 2.6 Reacción de equilibrio de las aminas (Huntsman, 2003).....	25
Figura 2.8 Esquema de un absorbedor de una planta de amina. (Martínez, 2001) .....	29
Figura 2.10 Perfil de temperatura en absorbidora de gases. (Huntsman, 2003).....	35
Figura 3.1 Diagrama de flujo de proceso de la columna 14-C-001 .....	40
Figura 3.2 Procedimiento para la formulación del modelo de simulación.....	48
Figura 3.3 Modelo de simulación desarrollado para el sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina. ....	49
Figura 4.1 Comportamiento del H <sub>2</sub> S despojado y la MDEA regenerada las columnas 24-C-101/201 por plato a las condiciones de diseño.....	85
Figura 4.2 Comportamiento del H <sub>2</sub> S despojado y la MDEA regenerada para las columnas 24-C-101/201 por plato a las condiciones de operación actual. ....	85
Figura 4.3 Comportamiento del H <sub>2</sub> S Absorbido en la MDEA por plato de la columna 30-C-002 a las condiciones de diseño.....	86
Figura 4.4 Comportamiento del H <sub>2</sub> S Absorbido en la MDEA por plato de la columna 30-C-002 a las condiciones de operación actual.....	86
Figura 4.5 Protuberancia de temperatura de la columna 30-C-002 a las condiciones de diseño. ....	87
Figura 4.6 Protuberancia de temperatura de la columna 30-C-002 a las condiciones de operación actual. ....	88
Figura 4.7 Cambios en la relación mol H <sub>2</sub> S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 15-C-005. ....	92



<b>Figura 4.8 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 15-C-005. ....</b>	<b>92</b>
<b>Figura 4.9 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 14-C001. ....</b>	<b>94</b>
<b>Figura 4.10 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 14-C-001. ....</b>	<b>94</b>
<b>Figura 4.11 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 16-C-001. ....</b>	<b>97</b>
<b>Figura 4.12 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 16-C-001. ....</b>	<b>97</b>
<b>Figura 4.13 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 15-C-007. ....</b>	<b>99</b>
<b>Figura 4.14 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 15-C-007. ....</b>	<b>99</b>
<b>Figura 4.15 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 18-C-005. ....</b>	<b>101</b>
<b>Figura 4.16 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 18-C-005. ....</b>	<b>101</b>
<b>Figura 4.17 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de cola para la columna 30-C-002. ....</b>	<b>104</b>
<b>Figura 4.18 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de cola para la columna 30-C-002. ....</b>	<b>104</b>
<b>Figura 4.19 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de GLP para la columna 15-C-006. ....</b>	<b>106</b>
<b>Figura 4.20 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de GLP para la columna 15-C-006. ....</b>	<b>106</b>
<b>Figura 4.21 Hoja de seguimiento del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (MDEA) ....</b>	<b>108</b>
<b>Figura 4.22 Hoja de cálculo computarizada en Microsoft Excel para el ajuste de flujos de amina para la columna 14-C-001. ....</b>	<b>109</b>

**Figura 4.23** Tabla necesaria para la construcción de las gráficas para la construcción de la primera tabla de la hoja de cálculos de flujos. .... 110

**Figura 4.24** Graficas necesarias necesaria para la construcción de la primera tabla de la hoja de cálculos de flujos..... 111

## INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Composición típica del gas natural en diferentes áreas de Venezuela. (Martínez, 2001).....	19
Tabla 2.2 Límites recomendados de carga ácida. (Huntsman, 2003) .....	35
Tabla 2.3 Efectos del H <sub>2</sub> S sobre los humanos. (Petrolera AMERIVEN, 2002).....	36
Tabla 3.1 Valores típicos para la eficiencia de platos, en diferentes servicios. ....	37
Tabla 3.2 Densidades y peso moleculares de los flujos de las absorbedoras a las condiciones de operación actual.....	41
Tabla 4.1 Datos mecánicos de la columna 14-C-001. ....	58
Tabla 4.2 Parámetros operacionales y propiedades fisicoquímicas de los fluidos involucrados en el proceso de la columna 14-C-001. ¡Error! Marcador no definido.....	60
Tabla 4.3 Válvulas de entrada y salida de la columna 14-C-001. ....	60
Tabla 4.4 Flujos de entrada y salida de la columna 14-C-001 calculados mediante balance de masa. ....	61
Tabla 4.6 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 14-C-001. ....	64
Tabla 4.7 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 16-C-001. ....	66
Tabla 4.8 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 15-C-005. .... ¡Error! Marcador no definido.	68
Tabla 4.9 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 18-C-005. ....	68
Columna 30-C-002.....	69
Ésta fue otra de las columnas que presentó menor porcentaje de desviación, a excepción de la composición del H <sub>2</sub> S en el gas de tope, la cual es alta pero se debe a los valores tan pequeños usados en el cálculo. La composición del CO <sub>2</sub> está alrededor del 10%, pero como la cantidad de éste en el sistema es poca, su estudio se puede considerar despreciable. ....	69
No hubo restricciones a la hora de introducir los datos en esta columna debido a que el arreglo es sencillo y las corrientes de entrada y salida se conectaron en el fondo y en el tope, como en el diseño.....	69
Tabla 4.10 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 30-C-002. ....	69

<b>Columna 15-C-007.....</b>	<b>70</b>
<b>Tabla 4.11 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 15-C-007. ....</b>	<b>70</b>
<b>Tabla 4.12 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 15-C-006. ....</b>	<b>71</b>
<b>Tabla 4.13 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 24-C-101/201. ....</b>	<b>73</b>
<b>Tabla 4.14 Concentraciones máximas en el gas tratado.....</b>	<b>74</b>
<b>Tabla 4.15 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 14-C-001.....</b>	<b>75</b>
<b>Tabla 4.16 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 16-C-001.....</b>	<b>75</b>
<b>Tabla 4.17 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 18-C-005.....</b>	<b>76</b>
<b>Tabla 4.18 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 30-C-002.....</b>	<b>76</b>
<b>Tabla 4.19 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 15-C-007.....</b>	<b>77</b>
<b>Tabla 4.20 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 15-C-005.....</b>	<b>78</b>
<b>Tabla 4.21 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 15-C-006.....</b>	<b>79</b>
<b>Tabla 4.22 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 24-C-101/201.....</b>	<b>80</b>
<b>Tabla 4.23 Resultados por etapa de las columnas 24-C-101/201 a las condiciones de diseño. ....</b>	<b>82</b>
<b>Tabla 4.24 Resultados por etapa de las columnas 24-C-101/201 a las condiciones de operación actual. ....</b>	<b>84</b>
<b>Tabla 4.27 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 15-C-005. ....</b>	<b>91</b>
<b>Tabla 4.28 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 14-C-001. ....</b>	<b>93</b>
<b>Tabla 4.29 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 16-C-001. ....</b>	<b>96</b>
<b>Tabla 4.30 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 15-C-007. ....</b>	<b>98</b>

<b>Tabla 4.31 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 18-C-005. ....</b>	<b>100</b>
<b>Tabla 4.32 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 30-C-002. ....</b>	<b>103</b>
<b>Tabla 4.33 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del GLP tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 15-C-006. ....</b>	<b>105</b>

# CAPITULO 1

## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Reseña histórica de la empresa

Petrolera Ameriven se formó en 1997 con la firma de un convenio entre PDVSA (30%), Conoco Phillips (40%) y Chevron-Texaco (30%), siendo esta asociación también conocida como proyecto Hamaca. La producción temprana se inició en el año 2002, y el mejoramiento se inició en el último trimestre del 2004. Según gaceta oficial el 26 de febrero de 2007 Petrolera Ameriven pasó a ser una empresa mixta, siendo ahora una asociación entre PDVSA (70%) y Chevron-Texaco (30%). El 1 de mayo de 2007, la empresa se nacionalizó y a partir del 1 de enero de 2008, pasó a ser PDVSA Petropiar.

PDVSA Petropiar procesa crudo extra pesado desde la faja petrolífera del Orinoco la cual es la fuente de reserva más grande del mundo y comprende una extensión de 55.314 km<sup>2</sup> y una área de explotación actual de 11.593 km<sup>2</sup>; está ubicada al sur de los estados Guárico, Anzoátegui y Monagas.

El gran reservorio fue dividido en cuatro grandes áreas, siendo estas de oeste a este: Machete, Zuata, Hamaca y Carabobo; después del 1 de mayo del 2007 según el decreto 5.200 de la gaceta oficial estos campos pasaron a ser Boyacá, Junín, Ayacucho y Carabobo, respectivamente, y a su vez segmentado en 29 bloques de 500 m<sup>2</sup> cada uno aproximadamente los cuales 21 han sido otorgados. PDVSA Petropiar explota el campo Ayacucho y es producido en la formación Oficina Terciaria del bloque H y en la porción norte del bloque M, el crudo se sigue llamando Hamaca.

El mejorador Petropiar se encuentra ubicado al norte del estado Anzoátegui, entre las ciudades de Barcelona y Puerto Píritu. Esta planta fue diseñada para procesar la mezcla de 190 MBD de crudo extrapesado de 8,5 °API con 58 MBD de nafta de 47 °API, para una carga total de crudo diluido de 248 MBD de 16 °API. Al final se obtienen 190 MBD de crudo sintético de 26 °API, removiéndole el residuo de carbón como coque y los contaminantes de azufre y nitrógeno.

En la figura 1.1 se muestra la ubicación geográfica de las instalaciones del proceso de mejoramiento.



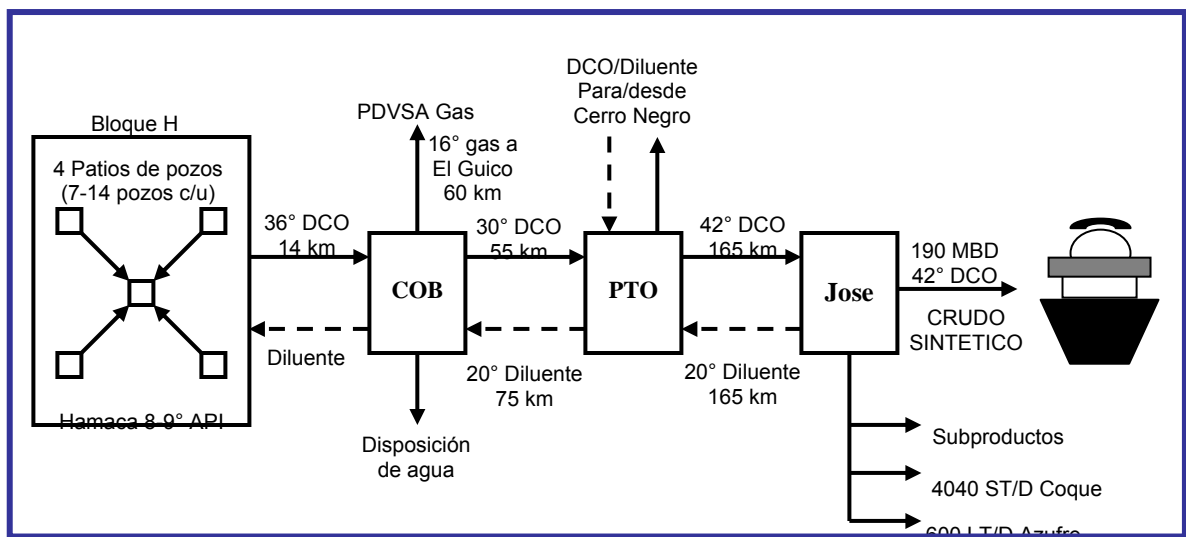
**Figura 1.1 Localización geográfica de la faja, las instalaciones del Centro Operativo Bare (COB) y del Mejorador de crudo extrapesado Petropiar.**

El proyecto Ayacucho consiste en 4 instalaciones mayores:

- Facilidades de producción en el campo Ayacucho.
- Tubería para transferir el crudo pesado al mejorador.
- Tubería para transferir el diluyente al campo Ayacucho.
- Facilidades del mejorador en Jose, Estado Anzoátegui.

Primeramente es producido el crudo Hamaca en el campo Ayacucho; luego éste se diluye con nafta para reducir su densidad y viscosidad, y así poder realizar su bombeo a través de sus tuberías hacia el mejorador. Se utilizan bombas multifásicas para bombear la producción del pozo a la estación central COB (Centro de Operaciones Bare), donde se separa el gas y el agua del crudo. El gas asociado es separado, comprimido y enviado a una estación de flujo central para su desulfuración y secado. Luego el gas natural se entrega a PDVSA Gas.

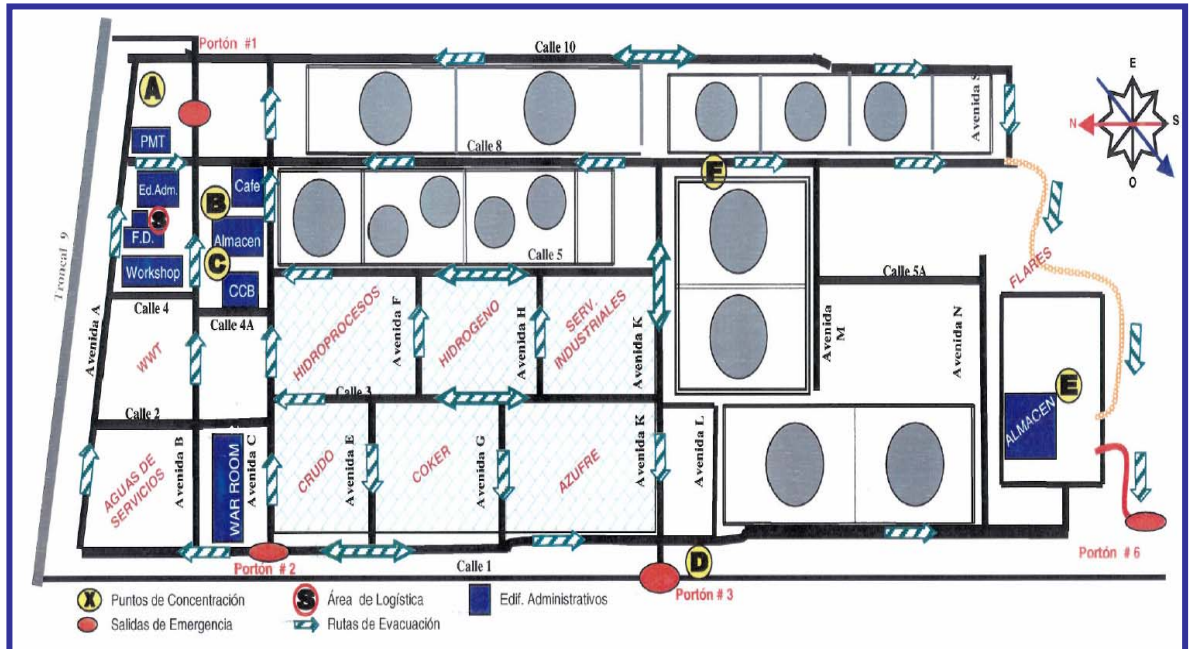
En la estación central de producción (COB), también, se realiza la remoción de agua, y, posteriormente, se envía el crudo diluido a almacenaje intermedio PTO (Patio de Tanque Oficina). Desde aquí el crudo es bombeado al mejorador por lotes, a través del sistema de tuberías, este último es compartido con PDVSA Petromonagas; del mismo modo la nafta diluyente es bombeada por lotes a través de una tubería separada paralela, también compartida con Petromonagas, de regreso hacia el campo de producción. En la figura 1.2 se muestran el circuito de las facilidades de PDVSA Petropiar.



**Figura 1.2 Circuito de facilidades entre las instalaciones de PDVSA Petropiar**

En la figura 1.3 se puede observar la organización de la planta, la cual está estructurada por áreas y unidades, tales como:





**Figura 1.3 Organización de la planta por áreas.**

- Área 10: Crudo.
  - Unidad 10: destilación Atmosférica y al vacío.
- Área 20: Coque.
  - Unidad 12: coquificación retardada.
  - Unidad 18: planta de gas.
  - Unidad 45: gas combustible.
  - Unidad 68: manejo de cóque.
- Área 30: Azufre.
  - Unidad 24: regeneración de amina.
  - Unidad 26: despojamiento de aguas agrias.
  - Unidad 28: recuperación de azufre.
  - Unidad 30: tratamiento de gas de cola (SCOT).
  - Unidad 32: formación de azufre.
  - Unidad 64: manejo de azufre.
- Área 40: tratamiento de agua residual y agua de servicios.
  - Unidad 44: agua potable y de servicio.
  - Unidad 63: sistema de aceites recuperados (AOS).
  - Unidad 65: planta de tratamiento de agua de desecho (OWS).
  - Unidad 66: tratamiento de aguas servidas.
  - Unidad 67: sistema contra incendio.

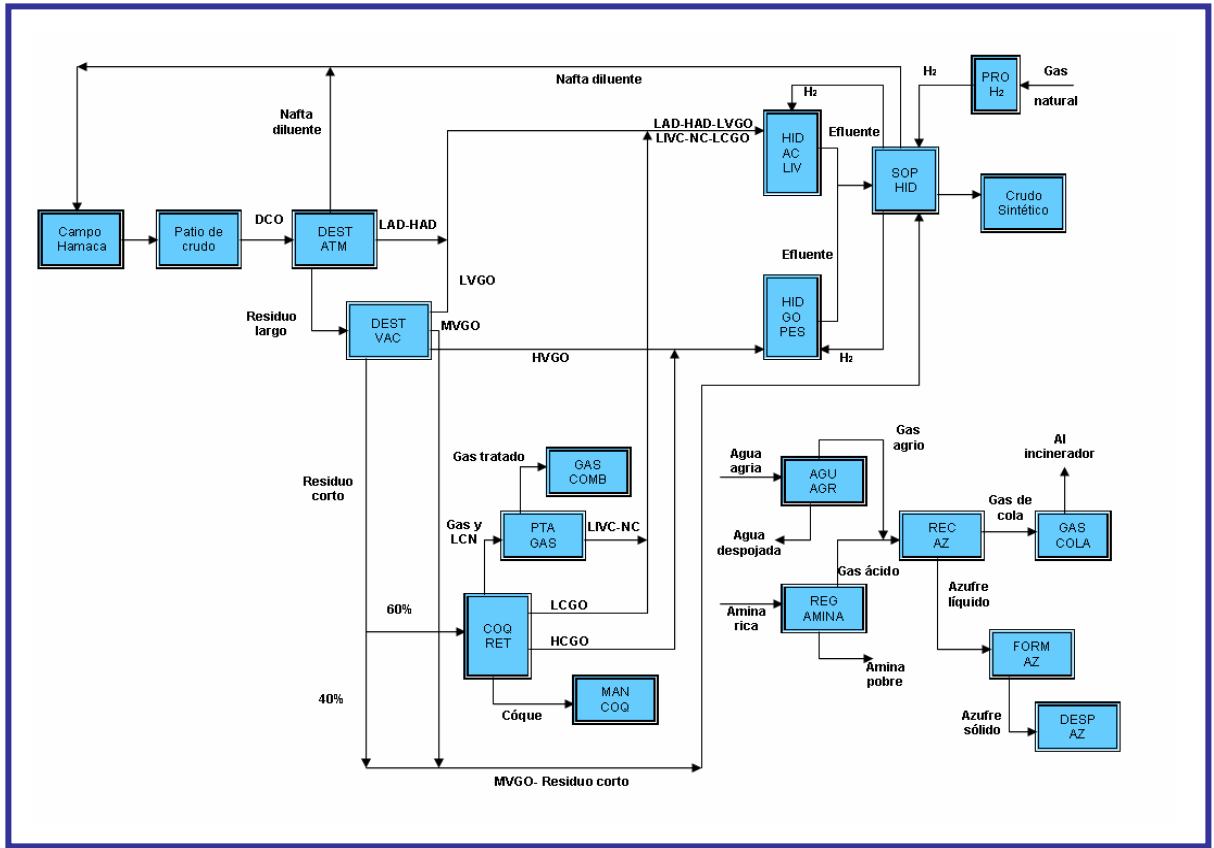
- Área 50: Hidroprocesos.
  - Unidad 14: hidrotratamiento de aceites livianos.
  - Unidad 15: soporte al hidroprocesamiento.
  - Unidad 16: hidrocraqueo de gasóleos pesados.
- Área 60: Hidrogeno.
  - Unidad 22: producción de hidrogeno.
- Área 70: Utilitis.
  - Unidad 41: generación de vapor.
  - Unidad 42: osmosis inversa.
  - Unidad 43: BFW y recuperación de condensado.
  - Unidad 46: aire de planta e instrumento.
  - Unidad 47: agua de enfriamiento.
  - Unidad 48: sistema de gas inerte (N<sub>2</sub>)
- Área 80: Edificios
- Área 90: Off- Sites
  - Unidad 61: patio de tanques.

## **1.2 Descripción del proceso de la planta Petropiar**

El crudo diluido entra en el área de destilación de crudo, específicamente al proceso de destilación atmosférica donde ocurre la separación física de los diferentes cortes: la nafta de tope, destilado liviano (LAD), destilado pesado (HAD) y, por el fondo, el residual atmosférico. La nafta pesada es llevada a almacenaje para su retorno a los campos de producción como nafta diluyente. En la figura 1.4 se muestra el diagrama de bloques del proceso de mejoramiento de crudo extra pesado.

Los cortes de los destilados atmosféricos son enviados a la unidad de hidrotratamiento de aceites livianos y el residual atmosférico es enviado al proceso de destilación al vacío, donde ocurre la separación física de los siguientes cortes: el gasóleo liviano de vacío (LVGO), el gasóleo mediano de vacío (MVGO), y por el fondo, el residual de vacío.

El LVGO es enviado al proceso de hidrotratamiento de aceites livianos, el HVGO es enviado al proceso de hidrocraqueo de gasóleos pesados. El MVGO, junto con un 40% del residual de vacío es enviado al tanque y, luego, a la mezcla del crudo sintético comercial, la cual se realiza en la unidad de soporte al hidroprocesamiento.



**Figura 1.4 Diagrama de bloques del proceso de la planta Petropiar.**

El 60% que resta del residual de vacío es enviado al área de coquificación, especialmente a la unidad de coquificación retardada, donde ocurre la conversión térmica hacia una mezcla de vapores de reacción y coque. El coque se envía a la fosa de coque para su posterior trituración, manejo y despacho. Los vapores de reacción son separados en la unidad de recuperación de gas, obteniéndose: gas del mejorador, livianos del coquer (corriente de  $C_3$ 's /  $C_4$ 's, denominada LIVC), nafta del coquer (NC), gasóleo liviano del coquer (LCGO), y gasóleo pesado del coquer (HCGO).

Tanto los livianos como la nafta de coquer y el gasóleo liviano del coquer son enviados a la unidad de hidrotreamiento de aceites livianos; mientras que el gasóleo pesado del coquer a la unidad de hidrocrqueo de gasóleos pesados.

En el proceso de hidrotreamiento de aceites livianos, los cortes vírgenes (destilados atmosféricos y gasóleo liviano de vacío) y craqueados (livianos, nafta y gasóleo liviano de coquer) son tratados con hidrógeno para reducir el

contenido de contaminantes de azufre y nitrógeno. Por su parte, en el proceso de hidrocraqueo de gasóleos pesados, los cortes vírgenes (gasóleo pesado de vacío) y el corte craqueado (gasóleo pesado del coquer) son tratados igualmente con hidrógeno para reducir el contenido de contaminantes de azufre, nitrógeno y metales, así como también, obtener un rendimiento volumétrico mediante el rompimiento de moléculas de largas cadenas y peso molecular. Los efluentes de la reacción de ambas unidades son enviados a la unidad soporte al hidrogenación para su separación.

En la unidad soporte al hidrogenación ocurre la separación física de los siguientes cortes: gas combustible, gas licuado del petróleo (GLP), naftas liviana y pesada y un corte de gasóleos hidrogenados.

Una parte de la nafta pesada hidrogenada sirve para completar la nafta pesada que se usa como diluyente del crudo Hamaca y el resto se usa para la mezcla de crudo comercial. El GPL, la nafta liviana y el corte de gasóleos hidrogenados son enviados para la mezcla de crudo comercial.

El hidrógeno utilizado en los dos procesos anteriores se produce en el proceso de reformación con vapor del gas natural, se comprime en la unidad de soporte al hidrogenación y se envía a los usuarios.

Tanto en la unidad de recuperación de gases del coquer (planta de gas) como en las unidades de hidrogenación de aceites livianos, hidrocraqueo de gasóleos pesados y de soporte al hidrogenación hay torres absorbedoras de amina para la remoción de del sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ). La amina rica en sulfuro de hidrógeno es enviada al proceso de regeneración de amina donde, mediante despojamiento por alta temperatura, se produce amina pobre en sulfuro de hidrógeno y gas ácido rico en sulfuro de hidrógeno. La nomenclatura de cada una de las columnas absorbedoras y regeneradoras son las siguientes:

- 14-C-001: absorbidora de gas de reciclo.
- 16-C-001: absorbidora de gas de reciclo.
- 15-C-005: absorbidora de gas de reciclo.
- 15-C-006: contactora líquido-líquido de GLP
- 15-C-007: absorbidora de gas combustible.
- 18-C-005: absorbidora de gas combustible.
- 30-C-002: absorbidora de gas de cola.
- 24-C-101/201: regeneradoras de amina.

Por otra parte, en los procesos de destilación, coquificación, recuperación de gas, hidrotratamiento, hidrocraqueo y absorción con amina, se usa agua de lavado para disolver sales sulfurosas y amoniacaes, y esta agua es enviada a un proceso de despojamiento donde se produce agua despojada (parte se reutiliza y parte se desecha hacia el sistema de tratamiento de efluentes líquidos) y gas agrio rico en sulfuro de hidrógeno y amoníaco.

Los gases ácido y agrio son enviados al proceso de recuperación de azufre Claus, donde el amoníaco es descompuesto en nitrógeno e hidrógeno, y gran parte del sulfuro de hidrógeno es recuperado como azufre. El efluente de Claus, es enviado al proceso de gas de cola Scot donde el gas es llevado a concentraciones de azufre que están dentro del marco legal ambiental de Venezuela.

### **1.3 Planteamiento del problema**

En el proceso de mejoramiento del crudo extrapesado Hamaca a un crudo más liviano, de grado comercial, se produce sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) en las áreas de coquificación e hidroprocesamiento del complejo. El  $H_2S$  se recupera y se convierte en azufre elemental para cumplir con las regulaciones ambientales para emisiones gaseosas y los requerimientos del proceso; para la remoción de este ácido se utiliza el tratamiento con amina. Las áreas de absorción y de regeneración de amina están ubicadas físicamente en sitios distintos; las absorbedoras de amina son seis (6) más una (1) columna de contacto líquido-líquido que maneja gas licuado del petróleo (GLP) y se localizan en la hidrotratadora de aceite liviano, en la unidad de soporte de hidroprocesamiento, en el hidrocraqueador de gasóleos pesados, en la de planta de gas y por último, en la tratadora de gas de cola.

La unidad de regeneración de amina suministra una solución de n-metildietanolamina (MDEA) al 45% en peso por diseño a todas las absorbedoras de amina. En esta unidad, la amina rica proveniente de las absorbedoras del mejorador es regenerada, eliminándose el  $H_2S$ , para ser nuevamente utilizada. En las torres absorbedoras, la amina es circulada en contracorriente con los gases de alimentación; estos gases, entre otros compuestos contienen  $H_2S$ , el cual es muy corrosivo y por tal razón tiene que ser eliminado, al estar en contacto la amina pobre (con bajo contenido de  $H_2S$ ) con el gas, ésta reacciona con el  $H_2S$ , dejando el gas libre del mismo, y la amina tiene ahora una cantidad mayor de  $H_2S$  de la que tenía inicialmente (amina rica).

Posteriormente, el gas ácido (rico en  $H_2S$ ) que sale de cada una de las torres regeneradoras pasa a un tambor desgasificador donde se eliminan los livianos que pudiesen causar una sobrepresión en el sistema y contaminar el proceso de recuperación de azufre. En el proceso de regeneración de amina se revierte la reacción por la acción de un aumento en la temperatura produciendo nuevamente  $H_2S$ , el cual se despoja o elimina mediante vaporización.

En el mejorador se han venido produciendo una serie de eventos a partir del año 2004, entre estos sucesos se encuentran pérdidas de amina, las cuales se deben a problemas generales del proceso tales como: fugas desde sellos de las bombas, bridas, tuberías, procedimientos de cambio de los filtros, arrastre de amina en el gas de tope, purgas constantes en el tope de las absorbedoras las cuales se van en la corriente de aguas agrias contaminándola con la presencia de un alto contenido de nitrógeno, sobrecargándola y limitando la operación de la unidad de efluentes para alcanzar la especificación de nitrógeno total que exigen las leyes ambientales. Existe otra serie de problemas específicos del proceso de endulzamiento, como condensación de hidrocarburos pesados en la amina, formación de sales estables al calor, formación de espuma en las columnas, entre otros.

A causa de estos eventos se genera un aumento en el costo operativo del proceso ya que es difícil que la concentración de amina utilizada en el mismo sea la apropiada, debido a las diferentes pérdidas, esta situación impacta en la operación de las columnas y en la calidad del producto; por esta razón la empresa PDVSA Petropiar decidió realizar la evaluación de las torres del sistema amina pobre/amina rica. Para tal propósito se examinaron las condiciones actuales de operación que determinaron las causas por las que ocurren pérdidas frecuentes de amina.

Inicialmente se identificaron las principales variables de operación, y las propiedades físicas y químicas de los fluidos del proceso, se realizaron balances de materia para la determinación de las condiciones de operación actual del sistema, se formuló un modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (endulzamiento) mediante el simulador Pro-Treat® para la reproducción de las condiciones de diseño, el cual se verificó y posteriormente se reprodujo a las condiciones actuales de operación de la planta, así como también se realizó un análisis de sensibilidad de las especificaciones de carga ácida de la amina y de los gases de proceso a diferentes escenarios de operación y concentraciones de MDEA.

Adicional se propuso un plan que minimice las pérdidas de MDEA y se crearon hojas de cálculos computarizadas de flujos en Microsoft Excel que

faciliten el control y seguimiento operacional de rutina y evaluación frecuente de las columnas absorbedoras y regeneradoras del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina, con el fin de obtener mejoras en el sistema y en los costos operativos del mismo, así como también en las especificaciones de los productos obtenidos en el mejorador, creando de este modo un entorno más seguro y confiable de trabajo.

## **1.4 Objetivos**

### **1.4.1 Objetivo general**

Evaluar las columnas absorbedoras y regeneradoras del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (MDEA) en el mejorador de crudo extrapesado Petropiar del Complejo Industrial Jose.

### **1.4.2 Objetivos específicos**

1. Identificar las variables de operación y las propiedades físicas y químicas de los fluidos del proceso de absorción de  $H_2S$  y regeneración de amina.
2. Realizar balances de materia para la determinación de las condiciones de operación actual del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina.
3. Formular un modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina mediante el simulador Pro-Treat® a las condiciones de diseño y luego validada, a las condiciones de operación actual de la planta.
4. Realizar un análisis de sensibilidad de las especificaciones de carga ácida de la amina y de los gases del proceso a diferentes concentraciones de MDEA.
5. Crear hojas de cálculos computarizadas de flujos en Microsoft Excel que faciliten el control y seguimiento operacional del proceso.

## CAPITULO 2

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes

Pérez (2008), evaluó las condiciones internas y de operación de la columna de absorción con amina de la planta de gas (18-C-005) del mejorador Petropiar con la finalidad de determinar las causas que originan el arrastre de amina en el gas de tope de la columna. Empleó como herramienta de ingeniería el programa de simulación PRO II con Provisión, simulando la torre a condiciones de diseño y luego esta fue validada a condiciones normales de operación con un flujo de gas ácido de 26,03 MMSCFD, con la finalidad de determinar las posibles desviaciones que presentaba la columna con respecto al diseño original. Finalmente se realizaron dos exploraciones gammagráficas a la columna, la primera a condiciones normales de operación y la segunda aumentando la carga de gas ácido para producir arrastre de amina en la columna lo cual se demostró que existía lagrimeo entre plato y plato en la misma.

Morey, Oliveros (2005), optimizaron una planta de endulzamiento de gas con aminas; usando simuladores de procesos a partir de la última data de la planta. Comprobaron que el proceso de endulzamiento y el solvente usado en la planta eran los más adecuados, a partir de esto se comenzó a simular el proceso con el mayor número de condiciones originales de la planta; observándose que los datos obtenidos en el simulador eran muy similares a los suministrados, por lo que se concluyó que las simulaciones efectuadas eran representativas del proceso. Luego, cambiaron las condiciones de operación en el simulador para monitorear el comportamiento del gas endulzado con la variación de calor en el regenerador y de la tasa de circulación de solvente. Finalmente, analizaron el comportamiento de liberación de gas en las tuberías como indicativo de la corrosión.

Camarán, Peña y Poleo (2005) realizaron un análisis de las pérdidas de amina en el mejorador PETROPIAR, con la finalidad de identificar y analizar las principales causas de las mismas y proponer acciones para evitar que se siguieran presentando. Los eventos identificados como causante de pérdidas de amina en el sistema son arrastres, solubilidad, evaporación y formación de espuma, las cuales ocurrieron en las columnas 15-C-006 (depurador de GLP), 18-C-005 (tratador de gas combustible), 16-C-001 (depurador de gas



rico en hidrógeno) y en las torres regeneradoras, ocasionando un alto impacto económico. La pérdida de apenas 1% de la solución en caso de eventos representaría 10 mil dólares. Por esto, se hizo un análisis de la tendencia de formación de espuma en la amina circulante, que aunque actualmente no ha sido causa de pérdida de amina, es un potencial problema que se debe atacar antes de que se presente, así como también se propuso realizar un seguimiento continuo de las condiciones de operación de las columnas que trabajan con amina para detectar cualquier evento de arrastre de amina y de esta forma tomar las acciones preventivas y correctivas necesarias.

Bermúdez (2005) determinó un modelo de simulación que presenta el comportamiento operacional de la unidad hidrotratadora de destilados medios de la refinería Puerto La Cruz mediante el simulador de procesos PRO/II versión 5.61. Para la realización del modelo se tomaron los datos de diseños con los cuales se espera operar la unidad, estos datos fueron obtenidos por medio de los manuales de operación y catálogos mecánicos. Este modelo permitió realizar el balance de masa de la unidad el cual se comparó con el balance de diseño, además sirvió para realizar análisis de sensibilidad variando la carga de alimentación. El modelo permitirá al ingeniero de procesos variar los datos de operación de la unidad, así como también alimentaciones, equipos y obtener respuestas inmediatas. De acuerdo a los resultados obtenidos se toma el modelo como confiable.

Las semejanzas de estos antecedentes con el presente trabajo están en la elaboración de un modelo de simulación a las condiciones de diseño y de operación normal para observar las posibles desviaciones que presentan las plantas. La similitud con Bermúdez está en la realización de un balance de masa del sistema y adicionalmente con Morey y Oliveros en la elaboración de un análisis de sensibilidad variando las cargas de alimentación a las columnas a diferentes escenarios de operación. La diferencia con los autores anteriores y la semejanza con Camarán, Peña y Poleo esta en proponer acciones a seguir en caso de presentarse un suceso de pérdidas de amina y en la creación de un plan que las minimice mejorando la operación de las columnas absorbedoras y regeneradoras. La diferencia con respecto a todos está en la creación de un sistema computarizado que facilite el control y seguimiento operacional de rutina y la evaluación frecuente de las columnas absorbedoras y regeneradoras.

## **2.2 Sistema de contacto líquido - gas**

Los sistemas de contacto líquido - gas se utilizan para transferencia de masa, energía y cantidad de movimiento entre las fases, bajo las restricciones del equilibrio físico y químico. El equipo de procesamiento para tales sistemas se diseña para realizar operaciones de transferencia apropiadas con un mínimo gasto de energía e inversión de capital. Los tipos de sistemas de materia gas – líquido son: destilación, destilación súbita, rectificación, absorción, desorción o agotamiento, evaporación, humidificación, deshumidificación y secado por aspersion. Debido al punto de interés se explicará sólo el proceso de absorción y desorción de gases. (Perry, Green, 2001)

### **2.2.1 Absorción de gases**

En la absorción de gases un vapor soluble se absorbe desde una mezcla con un gas inerte por medio de un líquido en el que el gas soluto es más o menos soluble. Una aplicación primordial de la tecnología de absorción es la eliminación de  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$  a partir del gas natural o del gas de síntesis por absorción en disoluciones de sales aminas o alcalinas. El lavado de amoníaco a partir de una mezcla de amoníaco y aire por medio de agua líquida es otro ejemplo típico. El soluto se recupera después del líquido por destilación (torre despojadora), y el líquido absorbente se reutiliza o se desecha. (McCabe, Harriott, Smith, 2007)

### **2.2.2 Desorción de gases**

En muchos casos, un soluto que se absorbe a partir de una mezcla gaseosa, se desorbe a partir del líquido para recuperar el soluto en una forma más concentrada y regenerar la solución absorbente. Con el fin de favorecer las condiciones de desorción se incrementa la temperatura o se reduce la presión total, o bien, se realizan ambas modificaciones de manera simultánea. Si la absorción se realiza a alta presión, a veces es posible recuperar una fracción grande de soluto simplemente realizando una evaporación espontánea (flashing) a la presión atmosférica. Sin embargo, para una separación casi completa de soluto, generalmente se requieren varias etapas y la desorción o eliminación se lleva a cabo en una columna con flujos de gas y líquido en contra corriente. Como medio de eliminación se puede utilizar un gas inerte o vapor de agua, pero la recuperación del soluto resulta más fácil cuando se utiliza vapor de agua, ya que es posible condensar este componente. (McCabe, Harriott, Smith, 2007)

### **2.2.3 Absorción con reacción química**

Muchos procesos industriales de absorción van acompañados de una reacción química. Es especialmente común la reacción en el líquido del componente absorbido y de un reactivo en el líquido absorbente. Algunas veces, tanto el reactivo como el producto de la reacción son solubles, como en la absorción del dióxido de carbono en una solución acuosa de etanolamina u otras soluciones alcalinas. Por el contrario, los gases de las calderas que contienen dióxido de azufre pueden ponerse en contacto con lechadas de piedra caliza en agua, para formar sulfito de calcio insoluble. La reacción entre el soluto absorbido y un reactivo produce dos hechos favorables a la rapidez de absorción (Treybal, 2002):

1. La destrucción del soluto absorbido al formar un compuesto reduce la presión parcial en el equilibrio del soluto y, en consecuencia, aumenta la diferencia de concentración entre el gas y la interfase; aumenta también la rapidez de absorción.
2. El coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida aumenta en magnitud, lo cual también contribuye a aumentar la rapidez de absorción.

### **2.3 Equipos utilizados para el contacto líquido – gas**

El equipo de proceso utilizado para el contacto líquido – gas se basa en la combinación de los principios operativos de las tres categorías siguientes (Perry, Green, 2001):

- ✓ Tipo de flujo de las corrientes: contracorriente, corriente paralela y flujo cruzado.
- ✓ Mecanismo global de transferencia: diferencial e integral.
- ✓ Fase continua: gas y líquido.

A continuación se indican las combinaciones de estas características utilizadas en los distintos tipos de equipos de proceso.

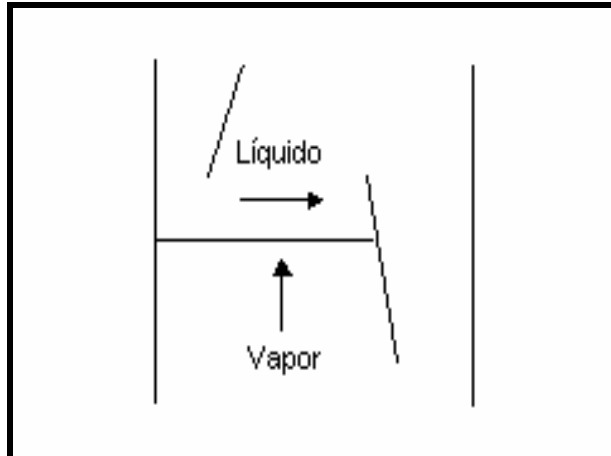
#### **2.3.1 Columna de platos**

Las columnas de platos utilizadas para producir contacto líquido – gas se pueden clasificar de acuerdo con el tipo de flujo en sus dispositivos internos de contacto (Perry, Green, 2001):

##### **2.3.1.1 Platos con flujo cruzado**

Utiliza un conducto descendiente o bajando de descarga del líquido y se suele emplear más que el de flujo en contracorriente porque presenta

como ventajas mayor eficacia en la transferencia y un intervalo de condiciones de operación más amplio tal como se muestra en la figura 2.1.

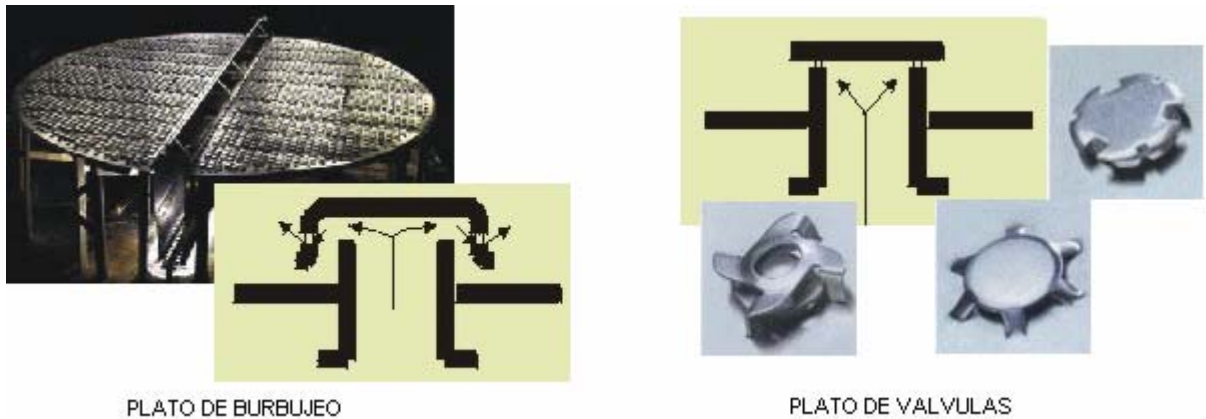


**Figura 2.1 Vista lateral de un plato con flujo cruzado (Perry, Green, 2001)**

La mayoría de los nuevos diseños de platos de flujo cruzado utilizan perforaciones para la dispersión del gas en el líquido. Estas perforaciones pueden ser simples orificios circulares, o pueden disponer de válvulas móviles que configuran orificios variables de forma no circular. Entre estas se tienen:

#### **A.- Platos de válvulas**

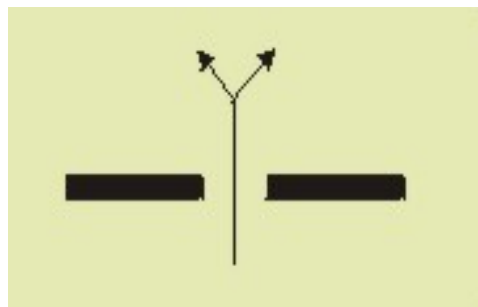
Está diseñado para minimizar el drenaje, o “goteo”, ya que la válvula tiende a cerrarse a medida que el flujo de gas se hace más lento, por lo que el área total del orificio varía para mantener el balance de presión dinámica a través del plato. El más utilizado es el de **campana de burbujeo**, ya que incorpora un sello hidráulico que evita el drenaje de líquido para baja velocidad de flujo de gas (figura 2.2).



**Figura 2.2 Platos de válvula y de burbujeo (DIQUIMA, 2008)**

### **B.- Platos perforados o de malla**

En estos platos debe evitarse que el líquido fluya a través de las perforaciones, aprovechando para ello la acción del gas; cuando el flujo de gas es lento, es posible que parte o todo el líquido drene a través de todas las perforaciones por ello el plato tiene unos deflectores que tienen forma de media luna y una ligera inclinación en el sentido de flujo del líquido. El gas se pone en contacto con el líquido que se derrama del plato y cae al inferior (figura 2.3).

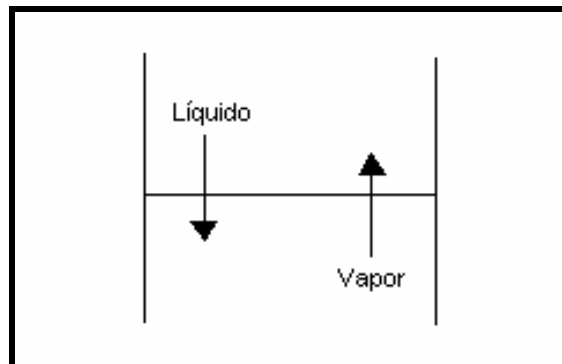


**Figura 2.3 Plato perforado o de malla (DIQUIMA, 2008)**

#### **2.3.1.2 Platos con flujo en contracorriente**

En los platos en contracorriente (figura 2.4), el líquido y el gas fluyen a través de las mismas aberturas. Por ello, no disponen de bajantes. Las aberturas suelen ser simples perforaciones circulares de diámetro comprendido entre 3 y 13 mm ( $\frac{1}{4}$  a  $\frac{1}{2}$  pulgadas) para platos de flujo doble o

hendiduras largas de entre 6 y 13 mm de ancho ( $\frac{1}{4}$  a  $\frac{1}{2}$  pulgada) (bandeja Turbogrid). El material del plato puede plegarse o “corrugarse” (bandeja Ripple) para separar parcialmente los flujos de gas y líquido. En general, el gas y el líquido fluyen de forma pulsante, alternándose en el paso a través de cada abertura.



**Figura 2.4 Vista lateral de un plato en contracorriente (Perry, Green, 2001)**

### 2.3.2 Columna de relleno

Normalmente, las columnas se rellenan con material sólido en forma de partículas orientadas al azar (figura 2.5), pero en un número creciente de aplicaciones el relleno se dispone ordenadamente. Una columna típica consta de una virola cilíndrica que contiene una placa soporte del relleno y un dispositivo para distribución del líquido, diseñado para proporcionar una irrigación efectiva del relleno. (Perry, Green, 2001)



**Figura 2.5 Tipos de rellenos de las columnas (DIQUIMA, 2008)**

### 2.3.3 Eficiencia de Platos

Para pasar de platos ideales a platos reales es preciso conocer la eficiencia de los platos. Existen tres tipos de eficiencia de platos: 1) eficiencia global, que se refiere a toda la columna: 2) eficiencia de Murphee, que se aplica a un solo plato, y 3) eficiencia local, que se refiere a una localización específica en un solo plato. En este caso se va a tratar solamente con la eficiencia global ( $E_o$ ) la cual es sencilla de utilizar. Se define como una relación entre el número de platos ideales que se necesitan en toda columna y el número de platos reales. (McCabe, Harriott, Smith, 2007)

$$\varepsilon_o = \frac{PT}{PR} \cdot 100 \quad (\text{Ec. 2.1})$$

### 2.4 Endulzamiento del gas natural

El proceso de endulzamiento de gas consiste en el contacto del gas amargo con solventes que atrapan selectivamente los compuestos ácidos y tiene como propósito endulzar el gas natural ácido que contiene cantidades significativas de compuestos de azufre o mezclas de compuestos de azufre y dióxido de carbono para convertirlos en gas dulce. Dentro de los solventes empleados existen dos tipos, los físicos y los químicos. (Biblioteca Online, 2006)

Existen diversos procesos de endulzamiento de gas natural basados en principios de absorción y desorción de compuestos amargos los cuales difieren en el tipo de solvente utilizado. Los más usados en el país son: el Girbotol, el Alkacid y el Fluor Solvent.

Las consideraciones que se deben tomar en cuenta al elegir el tipo de solvente en un proceso de endulzamiento son las siguientes:

- La presión y la temperatura de operación.
- La cantidad de gases ácidos contenidos y los que se desea remover, la selectividad y las especificaciones del gas a tratar.
- Eliminación de los gases ácidos (recuperación de azufre, incineración)
- Contaminantes en el gas de entrada (oxígeno, compuestos de azufre)
- Preferencias del cliente (capital y costos de operación, eficiencia del combustible, costos de los solventes, etc.).

### 2.5 Gas ácido

Las normas CSA (Asociación Canadiense Estándar), específicamente la No. 2.184 para tuberías, define un gas ácido como aquel que contiene más

de 1 grano de  $\text{H}_2\text{S}$ /100 pies cúbicos de gas, lo cual es igual a 16 ppm (1 gramo = 15,43 granos). La definición de gas ácido aplica también al contenido de  $\text{CO}_2$ , el cual no es tan indeseable como el  $\text{H}_2\text{S}$ . Generalmente, es práctico reducir el contenido de  $\text{CO}_2$  por debajo del 2 % molar. (Martínez, 2001)

### **2.5.1 Contenido de gases ácidos en el gas natural**

En la tabla 2.1, se presentan algunas composiciones típicas de gases en diferentes áreas de Venezuela. Se puede mencionar la existencia de gases ácidos asociados a crudos, los cuales son muy difíciles de manejar; obsérvese también la presencia de gas libre, con gran contenido de dióxido de carbono en el Oriente del país y en Guárico y gases dulces como los de Costa Afuera (Venezuela).

Otros componentes indeseables de naturaleza ácida son el sulfuro de carbonilo ( $\text{COS}$ ), el cual es un compuesto inestable, corrosivo y tóxico que generalmente se descompone en  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2\text{S}$ ; los mercaptanos de de fórmula general  $\text{RHS}$ , donde los más comunes son el metilmercaptano y el etilmercaptano, reconocibles por su olor y el poder corrosivo. Además, son compuestos inestables que reaccionan con algunos solventes que los descomponen. Los disulfuros, de fórmula general ( $\text{RS}_2$ ), entre los cuales el más sencillo es el disulfuro de carbono ( $\text{CS}_2$ ), también son inestables, aunque más estables que los mercaptanos; adicionalmente, son corrosivos y tóxicos. El oxígeno ( $\text{O}_2$ ), el monóxido de carbono ( $\text{CO}$ ) y el mercurio ( $\text{Hg}$ ) son otras impurezas comunes en el gas natural. Este último, particularmente dañino en los intercambiadores de calor construidos con aluminio (cajas frías) que se utilizan en la tecnología criogénica. No obstante, se debe tener presente que, por lo general, la presencia de oxígeno en el gas natural es una consecuencia de no hacerle vacío al cilindro de muestreo. De la misma manera el  $\text{CO}$  en el gas suele ser un subproducto de la combustión. (Martínez, 2001)



**Tabla 2.1 Composición típica del gas natural en diferentes áreas de Venezuela. (Martínez, 2001)**

<b>Componentes %molar</b>	<b>Occidente (asociado)</b>	<b>Guárico (libre)</b>	<b>Oriente (libre)</b>	<b>Oriente (asociado)</b>	<b>Costa afuera (libre)</b>
<b>Metano</b>	73,10	90,60	76,90	75,10	90,50
<b>Etano</b>	11	2,60	5,80	8	5
<b>Propano</b>	6	1,10	2,50	4,60	2,20
<b>i-Butano</b>	1,10	0,40	0,50	0,90	0,40
<b>n-Butano</b>	1,90	0,20	0,60	1,10	0,70
<b>i-Pentano</b>	0,60	0,30	0,30	0,30	0,30
<b>n-Pentano</b>	0,50	0,20	0,20	0,30	0,20
<b>Hexano</b>	0,50	0,30	0,20	0,20	0,20
<b>Heptano</b>	0,40	0,30	0,40	0,20	0,20
<b>Dióxido de carbono</b>	4,40	4,00	12,50	9,20	0,20
<b>Nitrógeno</b>	0,50		0,10	0,10	0,10
	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>	<b>100</b>
<b>H<sub>2</sub>S (ppm)</b>	(6 a 20.000)	50	0	0 – 30	0
<b>Gravedad específica</b>	0,79848	0,65016	0,76947	0,77780	0,63809
<b>Poder calorífico (BTU/pe<sup>3</sup>)</b>	1271,53	1059,07	1029,60	1125,52	1134,27
<b>Poder calorífico (Kcal/m<sup>3</sup>)</b>	11314,92	9425,42	9161,75	10015,73	10093,61

## **2.6 Tipos de procesos de endulzamiento.**

En esencia, hay siete categorías de procesos de desacidificación o endulzamiento:

- Procesos con solventes físicos
- Procesos con solventes químicos
- Procesos con solventes híbridos o mixtos
- Procesos de conversión directa (solamente para remoción de H<sub>2</sub>S)

- Procesos de lecho sólido o seco, membrana y otros.
- Membrana y otros procesos de endulzamiento.
- Procesos criogénicos (aplica en circunstancias excepcionales)

En este trabajo solamente se van a discutir los solventes físicos y químicos. (Martínez, 2001)

### **2.6.1 Solventes físicos**

A diferencia de los solventes químicos, los solventes físicos no reaccionan con el soluto sino que los gases ácidos presentan solubilidad con ellos a presiones elevadas, para recuperar el solvente se disminuye la presión para reducir la desorción de los gases.

Los solventes físicos no están limitados en su capacidad de absorción, como lo es el caso de los solventes químicos, y es aproximadamente proporcional a la presión parcial del gas ácido en la corriente a ser tratada. Son capaces de absorber mercaptanos y otros compuestos de azufre y se requiere menor energía para regenerar el solvente. (Biblioteca Online, 2006)

### **2.6.2 Solventes químicos**

Los solventes químicos por lo general, son alcanolaminas en solución acuosa que reaccionan química y reversiblemente con los gases ácidos, por consiguiente al elevar la temperatura se puede recuperar el solvente.

En un inicio la monoetanolamina (MEA) era la más utilizada en cualquier aplicación de endulzamiento, después fue sustituida por dietanolamina (DEA) ya que daba mejores resultados. En los últimos años el uso de metildietanolamina (MDEA) así como las mezclas de aminas han ganado popularidad. El uso de estas aminas depende de su grado de selectividad para la remoción de los contaminantes ácidos. (Biblioteca Online, 2006)

## **2.7 Aminas**

Las aminas son compuestos químicos ampliamente utilizados en la industria del petróleo para el tratamiento de corrientes de hidrocarburos con la finalidad de remover productos nocivos, tóxicos y contaminantes como el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ), sulfuro de carbonilo (COS), bisulfuro de carbono ( $CS_2$ ) y otros gases ácidos como el dióxido de carbono ( $CO_2$ ) que normalmente se encuentran presentes en el crudo. Hay varias clases de aminas, dependiendo del grado de sustitución que presente en el átomo central de nitrógeno. (Huntsman, 2003)

- Aminas primarias; donde sólo ocurre una sustitución del enlace N-H.
- Aminas secundarias; donde ocurre una doble sustitución, y
- Aminas terciarias; donde ocurre una triple sustitución.

Los gases ácidos reaccionan al entrar en contacto con la amina y forman enlaces químicos complejos, dando como resultado lo que se conoce como amina rica (con alta concentración de contaminantes). La amina puede ser reutilizada enviándola a una columna regeneradora donde se reduce la presión y se eleva la temperatura por medio de un rehervidor de vapor; los gases son liberados de la solución y dejan la amina en su condición inicial (con baja concentración de contaminantes), lo que se conoce como amina pobre.

### **2.7.1 MEA (Monoetanolamina)**

Es la más reactiva de las etanolaminas. Es una tecnología abierta, es decir, no está sujeta al pago de las patentes. Se usa preferiblemente en procesos no selectivos de remoción del CO<sub>2</sub> y del H<sub>2</sub>S, aunque algunas impurezas tales como, el COS, CS<sub>2</sub> y el oxígeno, tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomienda en esos casos.

Con MEA se logran concentraciones muy bajas de CO<sub>2</sub>/H<sub>2</sub>S. Es útil en aplicaciones donde la presión parcial del gas ácido en la corriente de entrada sea baja. La corrosión y la formación de espuma es el principal problema operacional al trabajar con MEA. El porcentaje por peso de MEA en la solución se limita al 15 %. Por esta razón, se requiere de cantidades considerables de calor de solución en el sistema, lo cual, a su vez, necesita de una demanda calórica igualmente alta.

La MEA es la base más fuerte de las diferentes aminas y ha tenido un uso difundido, especialmente cuando la concentración del gas ácido es pequeña. Por su bajo peso molecular, tiene la mayor capacidad de transporte para gases ácidos con base en peso o volumen, lo que significa menor tasa de circulación de amina para remover una determinada cantidad de gases ácidos.

La presión de vapor de la MEA es mayor que para las otras aminas a la misma temperatura, lo cual podría producir mayores pérdidas por vaporización. Este problema se disminuye con un simple lavado del gas dulce con agua. Los problemas de corrosión pueden ser severos (más aun, que con otras alcanolaminas), a menos que el sistema sea diseñado y operado debidamente. Como consecuencia de esto y de los requerimientos

de energía para la regeneración, ha habido una tendencia hacia el uso de otros procesos. (Martínez, 2001)

### **2.7.2 DGA (Diglicolamina)**

Se usa en el Proceso Fluor Econamina. El primero en utilizar diglicolamina fue el Proceso Econamina, desarrollado conjuntamente por Fluor, El Paso Natural as y Jefferson Chemicals. El proceso fue patentado por la Fluor, pero ya la patente expiró.

La DGA es una amina primaria, como la MEA, en cuanto a la reactividad; pero de mejor estabilidad y baja presión de vapor, lo cual permite concentraciones relativamente altas, normalmente 50-70% por peso, con sus correspondientes cargas de gas ácido (hasta 0,55 moles de CO<sub>2</sub> por mol de DGA). Tanto la inversión como el requerimiento de energía son menores que con MEA, debido a que las tasa de circulación requeridas son mucho más bajas. La DGA es higroscópica.

Sus desventajas se explican porque es más costosa y, cuando están presentes el CO<sub>2</sub> con COS Y CS<sub>2</sub>, da productos de degradación que no son regenerables. La solución típicamente utilizada es 65% por peso de DGA o más alta. El uso de una concentración más alta permite la reducción en las tasas de circulación en 25 – 40 %, comparado con el tratamiento con MEA. Otra desventaja de la DGA es la gran solubilidad de fracciones del C<sub>3</sub><sup>+</sup>, comparado con el uso de MEA, DEA, etc. La DGA también se ajusta a al tratamiento de líquidos. El gas y el condensado se pueden poner en contacto con el solvente, agregando un sistema común de regeneración. (Martínez, 2001)

### **2.7.3 DEA (Dietanolamina)**

La DEA es mucho menos corrosiva que la MEA, pero la solución se vuelve muy viscosa en concentraciones altas.

La reacción de la DEA con COS y CS<sub>2</sub> es más lenta que la MEA y los productos de la reacción son distintos, lo cual causa menores pérdidas de amina al reaccionar con estos gases. Tiene una presión de vapor más baja, por lo cual las pérdidas de solución de amina por evaporación son menores y funciona bien en absorbedoras de baja presión. La DEA se degrada en igual forma que la MEA, pero los productos de degradación tienden a hervir a la misma temperatura, lo cual hace muy difícil separarlos por destilación y no se usan sistemas de recuperación (reclaimer).

En cuanto a la concentración que se puede utilizar de cada producto, es conveniente saber que, al comienzo las plantas de DEA fueron construidas

para operar con concentraciones de solución de 30 a 35% en peso. Durante años, se aplicaba como regla general un máximo de 18% para MEA y 25 % para DEA debido a la corrosión, sin embargo se ha determinado ahora que la DEA no es corrosiva en niveles que exceden el 35% en peso. La DEA se usa para endulzar corrientes de gas natural que contengan un total de un 10% o más de gases ácidos ( $H_2S$  más  $CO_2$ ) a presiones de operación de unas 500 libras por pulgadas cuadradas manométricas ( $35,15 \text{ kgf/cm}^2$ ). (Martínez 2001)

#### **2.7.4 DIPA (Diisopropanolamina)**

La Diisopropanolamina es una amina secundaria como la DEA, ampliamente usada en Europa y Japón. Es una tecnología abierta, pero también se emplea como solvente en el proceso SHELL ADIP.

Las soluciones DIPA, tienen una gran capacidad para transportar gas ácido, con base molar, sin embargo, debido al alto peso molecular del solvente, requiere de tasas másicas muy altas. Difícilmente el proceso DIPA puede competir en la remoción de  $CO_2$  con otros procesos, pero si en la remoción de  $H_2S$ , donde es más eficiente. Igualmente, se utiliza en el tratamiento de líquidos. (Martínez, 2001)

#### **2.7.5 ADIP (Diisopropanolamina activada).**

El proceso SHELL ADIP emplea soluciones acuosas relativamente concentradas (30-40% p/p). Es ampliamente usando para la remoción selectiva del sulfuro de hidrógeno de gases de refinería con altas concentraciones de  $H_2S/CO_2$ . El COS se remueve parcialmente (20-50%), pero es posible lograr concentraciones bajas de  $H_2S$ .

El proceso ADIP utiliza la diisopropanol amina acuosa como medio absorbente; es similar al proceso MEA convencional, pero tiene las siguientes ventajas:

- El COS no representa problema
- Bajo consumo de vapor
- No corrosivo
- Remueve preferiblemente el  $H_2S$  cuando el  $CO_2$  esta presente, aun cuando esta selectividad disminuye a medida que aumenta la presión.

Debido al consumo relativamente bajo de vapor, es posible ahorrar tanto en el capital como en los costos de operación. La inversión inicial también

esta minimizada, ya que se usan equipos de acero al carbono con la solución no corrosiva ADIP. (Martínez, 2001)

### **2.7.6 Metildietanolamina (MDEA)**

PDVSA Petropiar utiliza metildietanolamina (MDEA) en sus procesos de tratamiento, es un líquido incoloro e inodoro. Es una amina terciaria (esto significa que los 3 enlaces nitrógeno – hidrógeno han sido sustituidos por enlaces nitrógeno – alcohol) cuyo comportamiento en solución acuosa es el de una base débil, que reacciona con los ácidos débiles  $H_2S$  y  $CO_2$  para formar sales solubles. Esta amina es un líquido, moderadamente alcalino y viscoso, soluble en benceno, combustible, tóxico, corrosivo e higroscópico. (Huntsman, 2003)

#### **A.- Ventajas de la MDEA**

- ✓ La alta selectividad de  $H_2S$  sobre  $CO_2$  en una mezcla de gas ácido, esencialmente removiendo completamente el  $H_2S$  y sólo una parte del  $CO_2$  enriqueciendo la alimentación de gas ácido que va a la unidad de recuperación de azufre (SRU).
- ✓ Baja presión de vapor, lo cual resulta en pérdidas de solvente potencialmente menores.
- ✓ Es menos corrosiva.
- ✓ Tiene alta resistencia a la degradación.
- ✓ Utilización de energía suficiente, lo que se traduce en menores costos de capital y de operación.

#### **B.- Desventajas de la MDEA**

- ✓ Es más costosa en comparación con la metil-etanol-amina (MEA), dietanolamina (DEA) y diglicolamina (DGA).
- ✓ Es menos reactiva.
- ✓ No se puede regenerar por medio de las técnicas convencionales de regeneración.
- ✓ Absorbe compuestos aromáticos presentes en el gas, lo cual puede potencialmente complicar el diseño de la unidad de recuperación de azufre.
- ✓ Remoción mínima de  $COS$  y  $CS_2$ .

## 2.8 Reacción de equilibrio de las aminas

En las absorbedoras de amina, el gas ácido, básicamente el H<sub>2</sub>S, se disuelve en la fase líquida, se ioniza y reacciona con la MDEA (una base) para formar una sal. Durante la regeneración de la amina, el calor se suministra a bajas temperaturas, reversando la reacción ácido-base para liberar el H<sub>2</sub>S. La regeneración de la MDEA puede representarse por medio de la siguiente ecuación: (Huntsman, 2003)

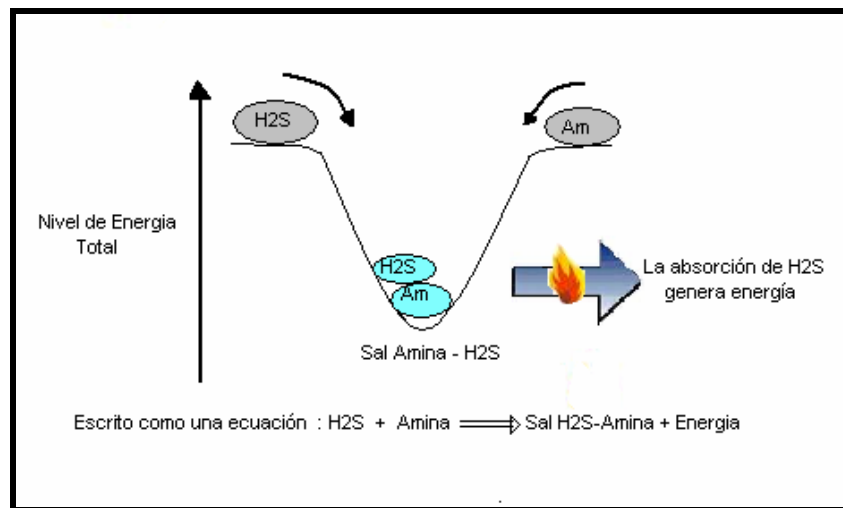


Figura 2.6 Reacción de equilibrio de las aminas (Huntsman, 2003)

## 2.9 Tipos de pérdidas de amina

Las pérdidas de amina pueden dividirse en cuatro categorías: mecánicas, vaporización, solubilidad y arrastre. (Huntsman, 2003)

- **Pérdidas mecánicas:** estas incluyen fugas desde sellos de las bombas, bridas, tuberías, procedimientos inapropiados de cambio de los filtros, desnatado de amina en lugar de hidrocarburo desde el tambor de alimentación, entre otras.
- **Pérdidas por vaporización:** son asociadas a los tratadores de gases. La cantidad de amina en la fase vapor es determinada por el equilibrio entre la presión de vapor de la amina en solución y la presión parcial de la amina en la fase gaseosa; las mismas aumentan cuando se produce incremento de la temperatura o

disminución de la presión. Ocurren pérdidas cuando la presión parcial de la amina es mayor que la presión de vapor del gas.

- **Pérdidas por solubilidad:** son asociadas a tratadores de hidrocarburos líquidos, tales como tratadores de GLP. Se presentan debido al equilibrio entre la amina en fase acuosa y la fase hidrocarburo, el cual, es gobernado por la temperatura, presión y la concentración de amina en la interfase existente de los dos líquidos. Cuando la temperatura se incrementa o la presión disminuye, se produce mayor solubilidad de amina en el hidrocarburo. Adicionalmente a las pérdidas por solubilidad, en los tratadores de LPG se presentan altas pérdidas por arrastre, las cuales pueden ser controladas por sistemas de agua de lavado.
- **Pérdidas por arrastre:** producido en tratadores de gases, pueden presentarse como dispersión del líquido en el gas o como espuma (dispersión del gas en el líquido). El primer tipo se produce cuando se tiene alta velocidad del gas con respecto al flujo de amina, atribuida a flujos de gas por encima del diseño o a bajas presiones de operación. Por otra parte, la espuma se produce por la formación de burbujas estables que se forman cuando existe exceso de sólidos, hidrocarburo u otros contaminantes que disminuyen la tensión superficial de la solución.

## 2.10 Factores que se consideran para la selección de un proceso

Los factores más importantes que se toman en cuenta en la selección de un proceso son, (Martínez, 2001):

- Regulaciones de contaminantes en el ambiente, referidas a H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, COS, RSH, etc.
- Tipo y concentración de las impurezas en el ácido.
- Especificaciones del gas residual (gas dulce).
- Temperatura y presión del gas ácido y del endulzado.
- Volumen del gas que va a ser procesado.
- Corrosión.
- Fracción molar de los hidrocarburos en el gas.
- Requerimientos de selectividad.
- Costos de capital y de operación.
- Regalías.
- Especificaciones de los productos líquidos.



## **2.11 Partes de una planta de endulzamiento de amina**

El diagrama de flujo presentado en la figura 2.7 es un esquema de una planta de endulzamiento que utiliza aminas para retirar del gas los componentes ácidos. A continuación se explicarán los principales componentes de una planta de endulzamiento que trabaja con amina como lo son: el separador de entrada, absorbedor o contactor, tanque de venteo o tanque flash, intercambiador de calor amina-amina, regenerador, tanque de abastecimiento, bomba de la solución pobre, filtros, enfriador de la solución pobre y concentrador o recuperador de amina. (Martínez, 2001)

### **2.11.1 Separador de entrada**

Este recipiente colocado a la entrada de la planta, es el encargado de separar los contaminantes que llegan a la corriente de gas, tales como: hidrocarburos líquidos, agua, películas sólidas y los compuestos químicos que han sido agregados previamente al gas natural, los cuales suelen causar efectos nocivos. A manera de ejemplo se pueden citar la alteración y degradación del solvente, la formación de espuma y la corrosión.

### **2.11.2 Absorbedor o contactor**

El gas ácido que sale del separador entra al absorbedor por el fondo de la torre y fluye hacia arriba para estar en contacto con la solución de amina que baja desde el tope de la torre. En este contacto, el gas ácido es removido de la corriente gaseosa y transferido a la solución. El gas tratado, que deja el tope, debe salir con muy poca cantidad de componentes ácidos. El contenido de impurezas en el gas residual dependerá de las condiciones de diseño y de la operación del sistema. Es importante que el operador entienda a cabalidad el funcionamiento de estas plantas, con el fin de obtener la mayor eficiencia del proceso. La solución que sale por el fondo del absorbedor puede contener:

- Agua
- Amina
- Componentes ácidos ( $\text{CO}_2$ ,  $\text{H}_2\text{S}$ ,  $\text{COS}$ ,  $\text{CS}_2$ , mercaptanos, etc.)
- Gas natural que ha quedado en la solución
- Hidrocarburos líquidos retirados de la corriente de gas
- Sólidos y otras impurezas, asfáltenos, por ejemplo.

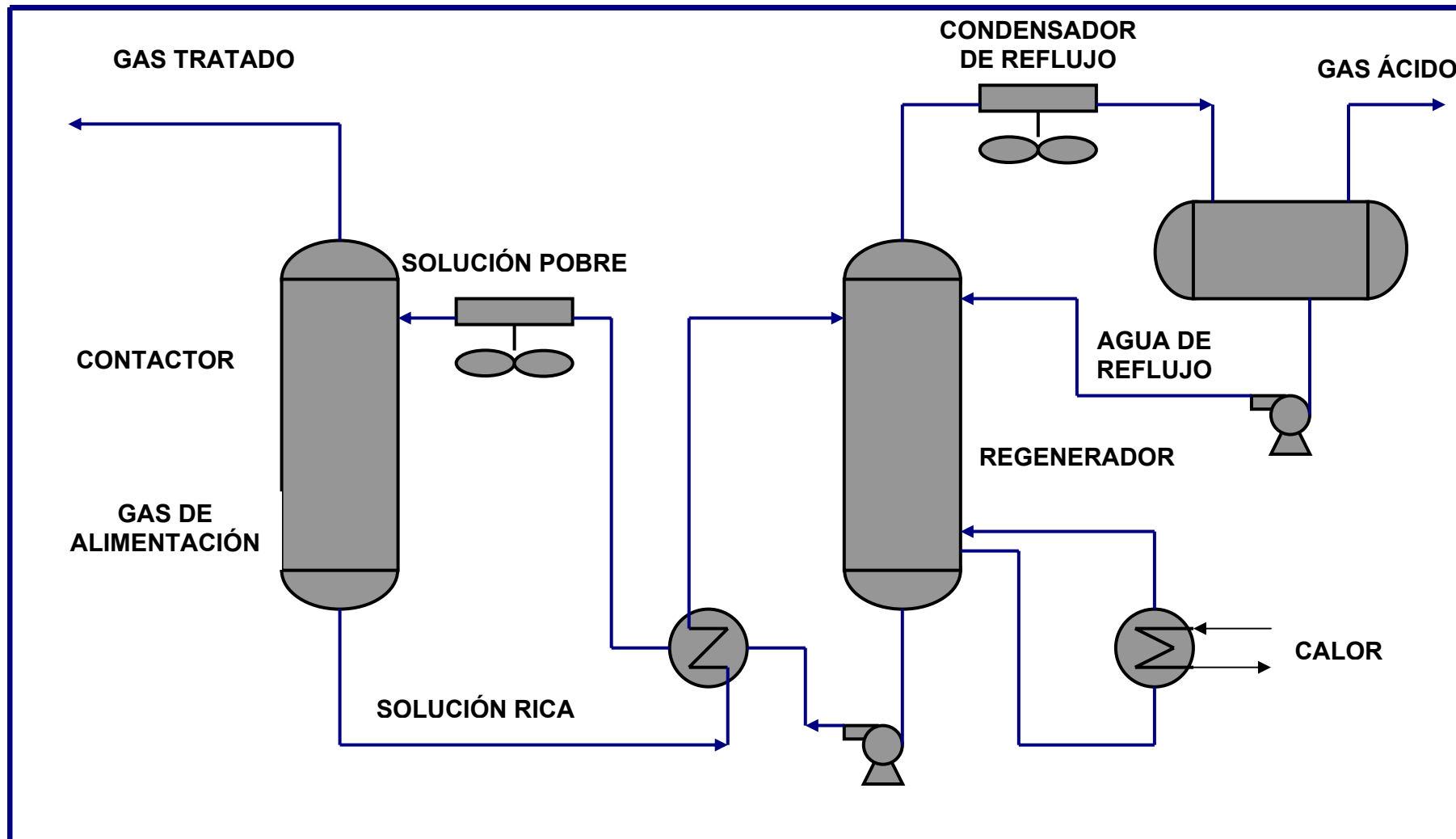
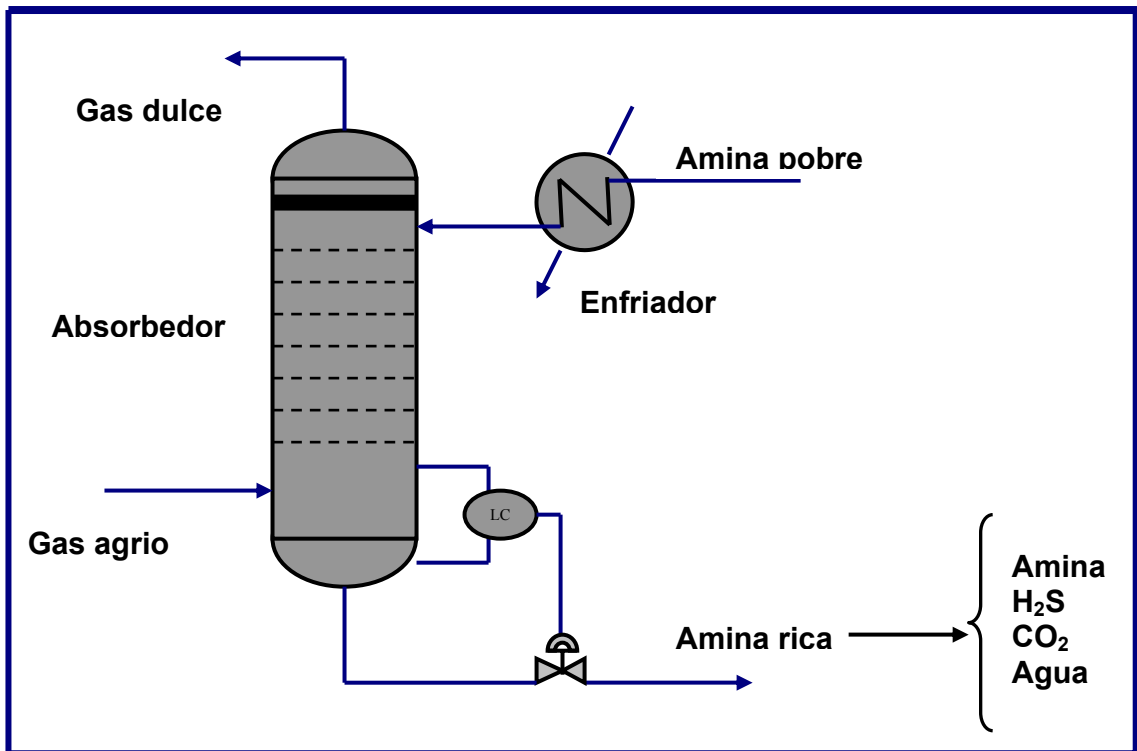


Figura 2.7 Esquema de una planta de endulzamiento con amina. (Martínez, 2001)



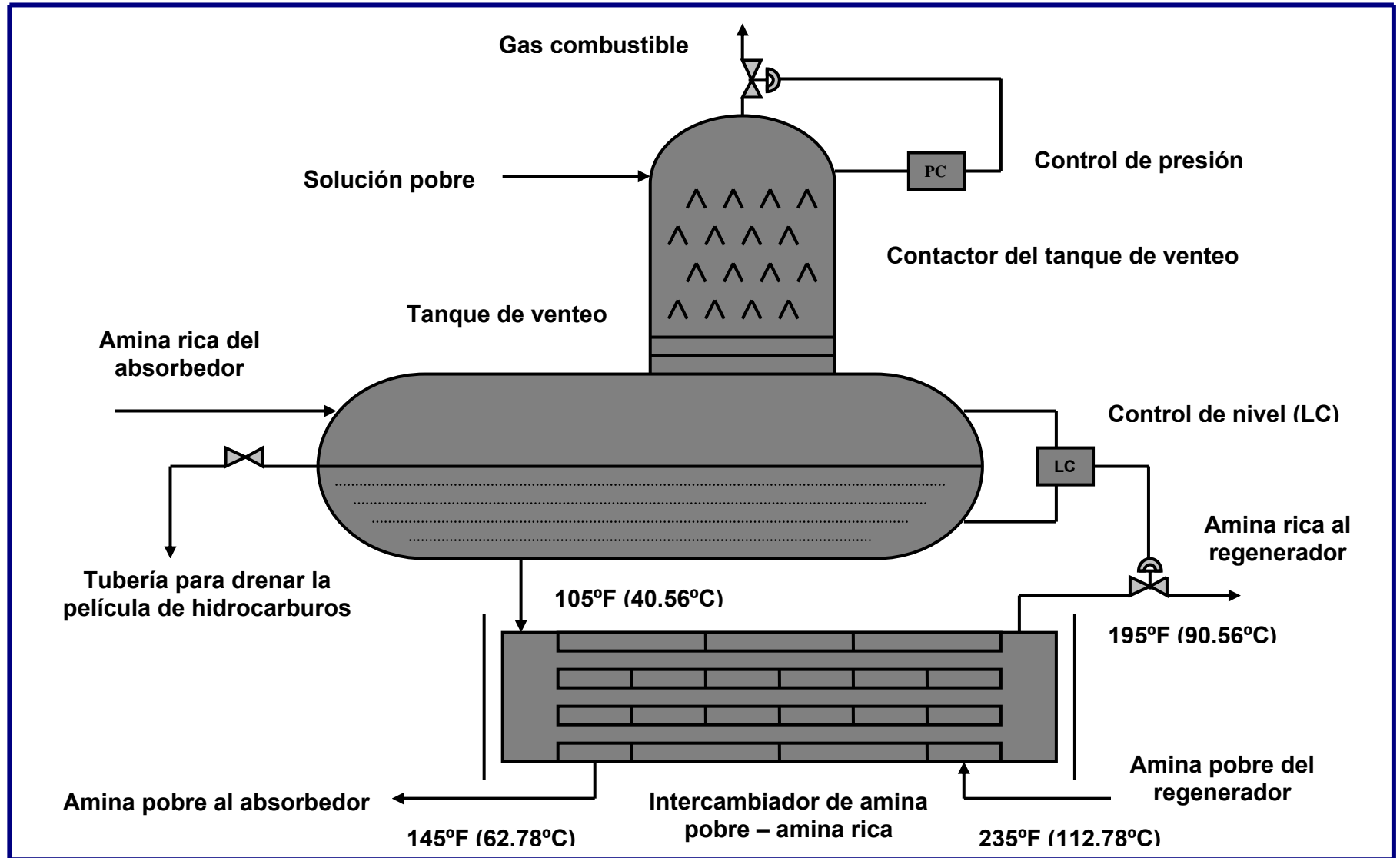
**Figura 2.8 Esquema de un absorbedor de una planta de amina.  
(Martínez, 2001)**

### 2.11.3 Tanque de venteo o tanque flash

Este recipiente se emplea para separar el gas que se disuelve en la solución en el contactor. Normalmente el tanque de venteo se instala cuando la presión del absorbedor es mayor a 500 libras por pulgadas cuadradas manométricas ( $35,1535 \text{ kgf/cm}^2$ , 35 bar) y se opera a una presión de, aproximadamente,  $75 \text{ lbf/pulg}^2$  manométricas ( $5,27 \text{ kgf/cm}^2$ , 6 bar), no obstante, esta factibilidad debe analizarse con cuidado.

Cuando la presión de la solución rica que sale del absorbedor se reduce desde la presión de contacto hasta la de trabajo del tanque de venteo, la mayor parte de los hidrocarburos disueltos en la solución se desprenden llevándose consigo una pequeña cantidad de gas ácido. El propósito de este tanque es recuperar los hidrocarburos disueltos en la solución, los cuales se envían al merchurrio o se utilizan como gas combustible. De esta manera se evita la formación de espuma y se logra una mejor operación de la planta.

No obstante, es recomendable mantener presente el poder contaminante de estos gases. Eso podría impedir su uso como combustible. Lo normal es que contenga una cantidad considerable de  $\text{H}_2\text{S}$  y  $\text{CO}_2$ , lo cual es peligroso.



#### **2.11.4 Intercambiador de calor amina – amina**

El propósito del intercambiador de calor es aprovechar una parte de la energía de la amina pobre o limpia que sale del regenerador. Esto representa aproximadamente el 50% del calor requerido en el rehervidor de la columna de regeneración.

La solución pobre que sale del rehervidor se enfría al pasar por el intercambiador, mientras que la amina rica que viene del absorbedor se calienta hasta más o menos 190°F (87,78°C), para hacer más fácil la separación de los gases ácidos que transporta. Es conveniente evitar que no se separe el gas en la tubería, antes de entrar a la columna de regeneración, porque el sistema se vuelve muy corrosivo. Ese problema se podría evitar usando acero inoxidable en la tubería de ese tramo.

El intercambiador de calor más común es el de carcasa y tubos en U. La solución rica normalmente fluye a través de los tubos y la solución pobre, por la carcasa del intercambiador, bañando los tubos por su parte exterior. Después del intercambiador, se coloca una válvula sobre la línea de la solución rica, para controlar el flujo hacia el regenerador.

El regenerador, por lo general, se opera a una presión que varía entre 4 y 8 lbf/pulg<sup>2</sup> manométricas (0,28 – 0,056 kgf/cm<sup>2</sup>; 0,3 a 0,6 bars); el de la planta modelo trabaja a 8 lbf/pulg<sup>2</sup> manométricas (0,056 kgf/cm<sup>2</sup>). A esta presión, los gases que contienen la solución rica se evapora a medida que se calienta la solución.

El gas ácido puede tener un efecto corrosivo y erosivo muy alto, por lo tanto se debe mantener el caudal en el mínimo posible. En ocasiones se coloca una válvula para controlar el nivel del líquido en el tanque de venteo. Así se puede minimizar la corrosión en este sector.

#### **2.11.5. Regenerador**

El propósito del regenerador es remover el gas ácido contenido en la solución rica. En una planta de amina, la torre de regeneración, por lo general, contiene entre 18 y 24 bandejas; el de la planta típica tiene 22. La solución pobre entra del 2do al 4to plato de tope. A medida que la solución desciende, entra en contacto con los vapores del rehervidor que suben dentro de la torre. El vapor burbujea en la solución, en cada plato: retira los gases ácidos de la solución y los transporta hacia la parte superior de la torre.

El equipo responsable de la compensación energética de la planta es el rehervidor. Allí se produce el calor necesario para vaporizar la solución que regresa al regenerador. El vapor fluye en contracorriente con el líquido que

cae y, en cada plato, entra en contacto con la solución para lograr el equilibrio que permite el despojamiento del gas ácido. La figura 2.10 presenta un diagrama de un rehervidor que utiliza fuego directo como fuente de calor. A su vez, la figura 2.11, muestra un esquema de un rehervidor que usa vapor como fuente de calor. El consumo de vapor en la planta es un parámetro extraordinario para medir el comportamiento del sistema.

Cuando la cantidad de vapor aumenta, se incrementa también el gas ácido despojado. Esta es la razón por la cual el tratamiento de la solución mejora con el uso de gas de despojamiento. Los vapores que salen por el tope de la torre de regeneración son una mezcla de vapor de agua y gas ácido. Al pasar por el condensador, el vapor de agua se condensa y los gases ácidos, también conocidos como gases de cola, salen de la planta.

El condensador puede ser del tipo tubo y coraza, con el uso de agua a través de los tubos o, también, un enfriador de aire, con ventilador eléctrico ("fin-fan cooler"), en el cual los vapores fluyen a través de los tubos.

En cualquiera de los dos casos, el vapor que sale del condensador (una mezcla de vapor de agua y gases ácidos) entra al acumulador de reflujo, un separador gas líquido. Los gases, que han sido removidos del absorbedor, salen por el tope del recipiente por medio de una válvula de control de presión. Por lo general, entran a un incinerador, a una línea de venteo o a una planta recuperadora de azufre.

La presión en la torre de regeneración se mantiene constante utilizando un controlador de presión que regula una válvula instalada en la línea de gas del acumulador de reflujo.

El agua que cae al acumulador es bombeada como reflujo, hacia el tope de la torre de regeneración y se regula con un controlador de nivel colocado en el acumulador, el cual activa una válvula de control ubicada después de la bomba de reflujo. La solución que se acumula en el fondo del rehervidor se calienta y se evapora parcialmente. Los vapores se desplazan hacia la torre.

#### **2.11.6 Tanque de abastecimiento de amina**

Se emplea para almacenar la amina pobre o limpia. Por efectos del trabajo diario, parte de la solución, se pierde en el contactor y en el regenerador; también habrá pequeñas pérdidas en el empaque de la bomba y en otros sitios. A medida que descende el nivel en el tanque de abastecimiento, es necesario agregar solución fresca. Es preciso vigilar que, al agregarla, se mantenga la proporción agua/amina recomendada en el diseño original. Cuando la mezcla trabaja demasiado diluida o concentrada, la planta funciona ineficientemente.

Si la amina entra al contactor con el aire, reaccionará con el oxígeno y perderá la habilidad para remover componentes ácidos del gas natural. Como consecuencia, es esencial que el aire no entre en contacto con la solución. Para prevenir este efecto, se puede utilizar un colchón de gas inerte en el tanque de abastecimiento, con lo cual, además de evitar oxidación, la amina se satura con gas antes de entrar al absorbedor. Por ello es preferible usar gas natural en sustitución de gas inerte. Para prevenir la entrada de aire al sistema se aplica una presión de 1 a 2 pulgadas de agua.

#### **2.11.7 Bomba de la solución pobre**

El líquido del tanque de abastecimiento pasa a la bomba, la cual aumenta la presión de la solución pobre de tal manera que pueda entrar en el absorbedor. Por lo general esta bomba es del tipo de desplazamiento positivo. El caudal se regula desviando una porción del líquido de la descarga de la bomba hacia una válvula de control manual, ubicado en la succión de la bomba.

La máxima tasa de flujo se obtiene cuando la válvula ubicada en la desviación “by-pass” está cerrada. Se debe medir la tasa de flujo de la solución regenerada que va al absorbedor. Dependiendo del caudal se utilizan medidores de orificios o rotámetros.

#### **2.11.8 Filtros**

A medida que la solución circula a través del sistema, recoge partículas que se forman como producto de la corrosión. Estos sólidos pueden causar formación de espuma en el absorbedor y en el regenerador. Por lo tanto, se debe incluir un filtro en la solución pobre, con el cual se remueven los sólidos y otros contaminantes.

La cantidad de partículas contenidas en la solución variará con el tipo de gas ácido que entre al absorbedor. En algunos casos, la cantidad de material sólido puede ser mayor que en otros, por consiguiente, algunas soluciones requieren de mayor capacidad de filtrado. En aquellos casos donde la formación de partículas sólidas sea relativamente alta, será necesario instalar un filtro para purificar el 100% de la solución. Si este no es el caso, la solución se puede filtrar parcialmente colocando una desviación “by-pass”, para filtrar solamente parte de la corriente.

Si la formación de partículas es severa, se pueden emplear diferentes tipos de filtros para limpiar la solución. No obstante, en cualquiera de los casos, el filtro debe ser vigilado cuidadosamente para limpiar o reemplazar los elementos cuando se sature con partículas.

La contaminación de un filtro se puede detectar con el diferencial de presión a través del mismo. Un elemento nuevo, por lo general tiene una caída de presión de 2 a 4 psig. Cuando se tapa la caída de presión aumenta. Si la caída de presión excede a 15-25 psig, el elemento del filtro colapsará y quedará totalmente inactivo. Como consecuencia, los elementos del filtro deberán ser limpiados y/o reemplazados cuando la caída de presión se acerque a la cifra máxima recomendada por el fabricante.

### **2.11.9 Enfriador de la solución**

La solución pobre que sale del regenerador, pudiera llegar a una temperatura muy alta. Es recomendable no introducirla así a la absorbidora, porque pierde la capacidad de retención de componentes ácidos. Por ello se utiliza un intercambiador de calor adicional que trabaja con aire, o un intercambiador de concha y tubos. El agua de enfriamiento pasa a través de los tubos y la solución por la carcasa. Indistintamente del tipo que se use, la solución se enfría hasta más o menos 10°F por encima de la temperatura de entrada del gas a la absorbidora.

### **2.12 Simulador ProTreat®**

ProTreat® es lo más reciente en simulación de procesos de tratamiento de gas que usa la transferencia de masa y calor para el retiro de H<sub>2</sub>S, CO<sub>2</sub>, y mercaptanos de gases industriales e hidrocarburos líquidos por la absorción en solventes de amina. El paquete de ProTreat® es un instrumento de simulación de proceso de flexible diseño para controlar bajo los sistemas operativos Windows (95, 98, 2000, NT, MÍ, XP, Vista y Siete).

ProTreat® está diseñado para ayudar a los ingenieros de procesos a realizar las evaluaciones detalladas de plantas de procesos existentes para eliminar las restricciones (cuello de botella), solución de problemas, mejorar la eficiencia del proceso, evaluar la capacidad de proceso para el manejo de nuevas corrientes de gas, y la evaluación de opciones tales como empleo de nuevas aminas y cambios internos en las columnas como cambios de platos por empaques arbitrarios o estructurados. La necesidad de un instrumento capaz de un análisis detallado se ha hecho más evidente con la alta complejidad de las plantas de tratamiento y procesos, y el acceso reducido a especialistas de tratamiento de gas. (Optimized Gas Treating, 1992-2008)

### **2.13 Perfil de Temperatura**

El perfil de temperatura en absorción es necesario para reconocer que cantidad de amina está circulando por la columna y saber si se está tratando

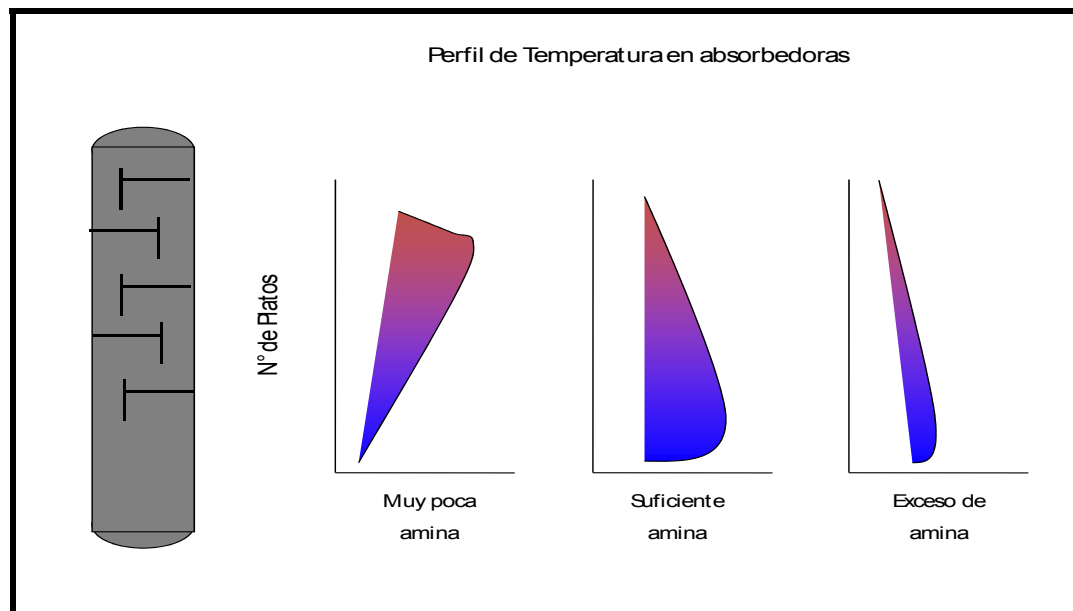


bien los gases sin exceder los límites recomendados de carga ácida los cuales son mostrados en la tabla 2.2. La concavidad de la curva se refleja debido al calor de reacción que se presente en cada etapa de la columna (figura 2.10), (Huntsman, 2003):

**Tabla 2.2 Límites recomendados de carga ácida. (Huntsman, 2003)**

SOLVENTE Y SERVICIO		POBRE mol GA/mol Sol	RICA mol GA/mol Sol
MEA	CO2	0,09 - 0,0125	0,3
	H2S	0,006 - 0,01	0,25 - 0,40
DEA	H2S	0,001 - 0,01	0,75 H2S
	CO2	0,003 - 0,03 (0,05 total g.a)	
MDEA		0,001 - 0,05	0,5 CON H2S & CO2

Si se circula muy poca amina, en algún punto el tratamiento de H<sub>2</sub>S, tendrá deficiencias para alcanzar las especificaciones de carga ácida y si se circula demasiada amina, puede incluso funcionar peor (pérdidas), a continuación se muestra la figura de las protuberancias:



**Figura 2.10 Perfil de temperatura en absorbedora de gases. (Huntsman, 2003)**

## 2.14 Sulfuro de hidrógeno

El ácido sulfhídrico se forma naturalmente en el petróleo crudo, gas natural, gases volcánicos y manantiales de aguas termales. También puede formarse como resultado de la degradación bacteriana de materia orgánica en condiciones anaeróbicas. Se genera a partir de algunos aminoácidos o por la reducción de sulfato presente por los microorganismos sulfatoreductores. Es, además producto de los desperdicios de animales y humanos. Las bacterias que se encuentran en la boca y en el tracto gastrointestinal producen ácido sulfhídrico al degradar materiales que contienen proteínas de origen animal o vegetal. El ácido sulfhídrico también puede ser producido por actividades industriales tales como procesamiento de alimentos, hornos de coque, fábricas de papel y refinerías de petróleo. El sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) es un gas inflamable, incoloro, con un olor característico a huevos podridos. La gente puede detectar su olor a niveles muy bajos. Sin embargo a partir de los 50 ppm tiene un efecto narcotizante sobre las células receptoras del olfato y las personas afectadas ya no perciben el olor. Como la densidad del H<sub>2</sub>S es mayor que la del aire, se suele acumular en lugares bajos como pozos, etc., donde puede causar víctimas. En la tabla 2.3 se muestran los efectos del H<sub>2</sub>S sobre los humanos (Petrolera. AMERIVEN, 2002)

**Tabla 2.3 Efectos del H<sub>2</sub>S sobre los humanos. (Petrolera AMERIVEN, 2002)**

<b>Concentración</b>	<b>Efectos</b>
<b>0,02 ppm</b>	Olor a huevo descompuesto
<b>10 ppm</b>	Límite ocupacional de exposición (no más de 8h/día, menos de 40 h/semana)
<b>20 ppm</b>	Irritación de ojos y de garganta
<b>Aprox. 100 ppm</b>	Parálisis olfativa. Usted deja de oler, pero el olor todavía está allí
<b>100 a 600 ppm</b>	Irritación severa, vómito, dolor de cabeza, depresión, vértigo, diarrea, problemas respiratorios, etc. La víctima puede desarrollar edema pulmonar o bronconeumonía. La exposición puede ser fatal
<b>600 a 1000 ppm</b>	Puede ser fatal dentro de 30 minutos
<b>Más de 1000 ppm</b>	Puede ser inmediatamente fatal

## CAPITULO 3

### DESARROLLO DEL TRABAJO

#### 3.1 Identificación de las variables de operación y las propiedades físicas y químicas de los fluidos del proceso de absorción de H<sub>2</sub>S y regeneración de amina

En esta etapa Inicialmente se recopiló la información mecánica de cada una de las columnas a partir de la hoja de datos de los equipos (anexo A), tales como: diámetro, número de platos, tipo de platos, secciones, espaciamiento entre plato y plato, factor de espuma, área activa del plato, entre otros.

Las absorbedoras y regeneradoras, requieren los mismos datos mecánicos. En el caso de la columna de contacto líquido-líquido, en vez de requerir platos reales, requiere platos teóricos que se calculan despejando la siguiente ecuación:

$$\varepsilon = \frac{PT}{PR} \cdot 100 \quad (\text{Ec. 3.1})$$

Donde:

$\varepsilon$ : Eficiencia (%)

**PT**: Platos teóricos (adim.)

**PR**: Platos reales (adim.)

$$PT = \frac{PR}{100} \cdot \varepsilon \quad (\text{Ec. 3.2})$$

Para aplicar esta ecuación se tomaron los valores de eficiencia de la norma PDVSA MDP-04-CF-14 y de pruebas de plantas elaboradas por Huntsman (2003), los cuales se muestran en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1 Valores típicos para la eficiencia de platos, en diferentes servicios.**

Proceso	Tipo de columna	Eficiencia global de diseño $\varepsilon_o$
Tratadora de Hidrocarburos	Absorbedor H <sub>2</sub> S/MEA	15 – 25
	Absorbedor H <sub>2</sub> S/DEA	10 – 15*
	Equilibrio Líq-Líq H <sub>2</sub> S/MDEA	33*
	Absorbedor CO <sub>2</sub> /Catacarb	15 – 25*

(\*) Basado en pruebas de planta (HUNTSMAN).

Como ejemplo de cálculo se muestra como se calcula el número de platos teóricos de la columna 15-C-006 utilizando el número de platos reales extraído de la hoja de datos (anexo A.4) y la eficiencia de la tabla 3.1, obteniéndose:

$$PT = \frac{10}{100} \cdot 33$$

$$PT = 3,3 \approx 3$$

Por otra parte se recopilaron los datos operacionales como presión, flujo, temperatura, nivel, así como también las propiedades físicas y químicas de los fluidos involucrados en el proceso (densidad, composición y peso molecular) a partir de los diagramas de flujo de proceso de cada unidad (anexo B), de los balances de materia del sistema de amina presentado por los licenciantes de cada unidad (anexo C) y de los diagramas de tubería e instrumentación.

Así mismo se obtuvieron los datos de los equipos involucrados en el sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina tales como: válvulas, bombas, intercambiadores de calor, enfriadores y recipientes a partir de sus hojas de datos (anexo A).

Toda la información recopilada sirvió como insumo para el montaje del modelo de simulación en ProTreat® y para la validación del mismo.

Las tablas construidas con los datos mecánicos, los parámetros operacionales y propiedades fisicoquímicas de los flujos de cada columna, están reflejados y discutidos en el capítulo 4.

### **3.2 Realización de balances de materia para la determinación de las condiciones de operación actual del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina**

Para la realización de ésta etapa, se tomaron los valores promedio de las variables de proceso (presión, flujo, temperatura, resultados de laboratorio) de 3 días en los cuales el mejorador estaba procesando una carga alta de 247,5 MBD de crudo diluido. Escenario escogido por ser la condición máxima de operación para los diferentes sistemas.

El promedio de los parámetros operacionales como temperatura, presión y flujo arrojados por el software de seguimiento de la planta Process Explores Aspen Tech se muestran en el anexo D.

De igual forma se recolectaron muestras de gases y GLP de cada columna para su análisis en el laboratorio, el cual se hizo una sola vez en la semana por la complicación y por el riesgo al que están expuestas las personas en la toma de muestras, ya que estos fluidos contienen  $H_2S$  que a concentraciones altas (mayor a 10 ppm) puede causar afecciones o inclusive la muerte. Dichos resultados están reflejados en el anexo D.

De igual forma se tomaron los valores de amina rica y amina pobre de los resultados de los análisis de laboratorio que le realizan cotidianamente a las columnas absorbedoras y regeneradoras los cuales son concentración de la amina y la relación mol de  $H_2S$ / mol de MDEA (anexo D).

Posteriormente, al comparar los parámetros operacionales y los análisis de las muestras de aminas arrojados por el laboratorio en los días estudiados, el día que mostró mejores resultados fue el 15-11-2010, por ende el balance de materia del sistema y la corrida de la simulación a las condiciones actuales de operación se realizaron para ese día.

A continuación se mostrará, el cálculo de las corrientes de alimentación necesarias para el suministro de datos al simulador de proceso a través de balances de masa. En vista de que son muchas columnas de contacto para la remoción de  $H_2S$ , se colocará la muestra de cálculos para la 14-C-001 que fue la que tuvo mayor ausencia de indicadores de flujo en el software de seguimiento de la planta. En este caso no se tiene indicador de flujo de gas de entrada a la columna, el cual es unos de los datos que se le debe suministrar al simulador.

En el siguiente diagrama (figura 3.1) se muestran los resultados arrojados por los medidores de la unidad a través del software de seguimiento de la planta Process Explorer Aspen que están reflejados en el anexo D.

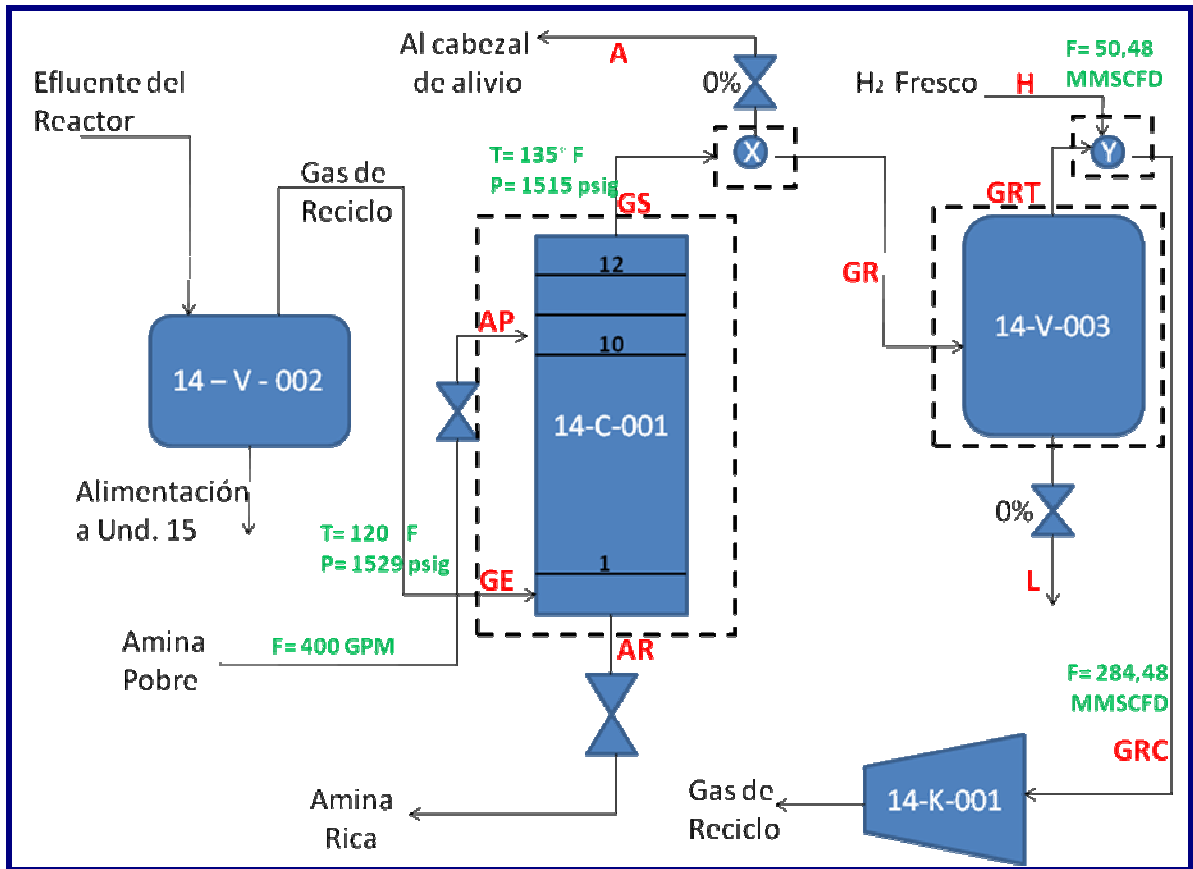


Figura 3.1 Diagrama de flujo de proceso de la columna 14-C-001

Donde:

**AP:** Amina pobre.

**AR:** Amina rica.

**GE:** Gas de reciclo de entrada a la torre.

**GS:** Gas de reciclo de salida de la torre.

**A:** Alivio.

**GR:** Gas de reciclo hacia tambor 14-V-003.

**GRT:** Gas de reciclo desde el tambor 14-V-003.

**H:** Hidrógeno fresco.

**GRC:** Gas de reciclo hacia el compresor 14-K-001.

**L:** Líquido que haya sido arrastrado por la corriente de gas.

Antes de realizar el cálculo del balance de masa es necesario convertir los flujos volumétricos de AP y GS a flujo másico. Las densidades y los pesos moleculares a las condiciones actuales son:

**Tabla 3.2 Densidades y peso moleculares de los flujos de amina e hidrocarburos presentes en las absorbedoras a las condiciones de operación actual.**

	<b>DENSIDADES (lb/ft3)</b>			
	<b>HC DE ENTRADA</b>	<b>HC DE SALIDA</b>	<b>AMINA POBRE</b>	<b>AMINA RICA</b>
<b>14-C-001</b>	0,71	0,6	62,78	66,27
<b>16-C-001</b>	1,00	0,81	62,78	65,31
<b>15-C-005</b>	0,51	0,34	63,13	66,18
<b>15-C-006</b>	26,45	22,66	63,13	63,32
<b>15-C-007</b>	0,60	0,46	63,14	65,6
<b>18-C-005</b>	0,74	0,62	63,14	64,23
<b>30-C-002</b>	0,08	0,07	63,84	64,73
	<b>PESO MOLECULAR</b>			
<b>14-C-001</b>	2,96	2,67	24,61	24,95
<b>16-C-001</b>	3,33	2,86	24,61	24,87
<b>15-C-005</b>	9,05	6,43	24,61	25,04
<b>15-C-006</b>	39,98	42,46	24,61	24,93
<b>15-C-007</b>	24,86	21,79	24,61	24,92
<b>18-C-005</b>	24,43	22,42	24,61	24,76
<b>30-C-002</b>	28,35	27,46	24,61	24,79

Los factores de conversión a utilizar son los siguientes:

- 1 GAL = 0,13 pie<sup>3</sup>
- 1 MMpie<sup>3</sup> = 1000.000 pie<sup>3</sup>
- 1 barril = 5.61 pie<sup>3</sup>
- 1 día = 24 hr
- 1 hr = 60 min
- 1°F = 460.67R

### **Amina Pobre (AP)**

#### **✓ Transformación de unidades**

Tomando el valor de AP de la figura 3.1 y los factores de conversión respectivos, se tiene:

$$AP = 400 \frac{GAL}{min} \times \frac{0,13 \text{ pie}^3}{1GAL} \times \frac{60 \text{ min}}{1hr}$$

$$AP = 3120 \text{ pie}^3 / \text{hr}$$

✓ **Cálculo del flujo másico a partir del volumétrico**

Multiplicando por la densidad tomada de la tabla 3.2, se calculó el flujo másico:

$$AP = 3120 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \times 62,78 \frac{\text{lb}}{\text{pie}^3}$$

$$AP = 195.874 \text{ lb/hr}$$

✓ **Cálculo del flujo molar a partir del másico**

Como se tiene es el porcentaje molar de los componentes de cada corriente, es necesario llevar el flujo másico de la amina pobre a molar dividiéndolo por el peso molecular tomado de la tabla 3.2:

$$AP = 195.877 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lbmol}}{24,61 \text{ lb}}$$

$$AP = 7.959 \text{ lbmol/hr}$$

**Amina Rica (AR)**

✓ **Balance por componente (MDEA)**

Para el cálculo de AR, se realizó un balance de MDEA en la columna:

$$AP \times Y_{MDEA} )_{AP} = AR \times Y_{MDEA} )_{AR} \quad (\text{Ec. 3.3})$$

Donde:

$Y_{MDEA}$ : Fracción molar de MDEA.

La  $Y_{MDEA}$  en la amina rica y en la amina pobre se obtuvo mediante los resultados de los análisis de laboratorio mostrados en el anexo D, teniendo para la amina pobre una concentración en peso de MDEA de 31,5% y para la amina rica de 29,8%. Introduciendo los valores de  $Y_{MDEA}$  y el flujo másico de AP, en la ecuación 3.3, se obtiene:



$$195.874 \text{ lb/hr} \times 0,315 \text{ lbMDEA/lbAP} = AR \times 0,298 \text{ lbMDEA/lbAP}$$

Despejando AR de la ecuación:

$$AR = 207.048 \text{ lb/hr}$$

✓ **Cálculo del flujo molar a partir del másico**

Dividiendo entre el peso molecular tomado de la tabla 3.2:

$$AR = 207.048 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{lbmol}}{24,95 \text{ lb}}$$

$$AR = 8.299 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

✓ **Cálculo del flujo volumétrico a partir del másico**

Se debe transformar el flujo másico de la amina rica a flujo volumétrico ya que esta es la unidad a la que trabaja la planta. Dividiendo entre la densidad, se tiene:

$$AR = 207.048 \frac{\text{lb}}{\text{hr}} \times \frac{\text{pie}^3}{66,27 \text{ lb}}$$

$$AR = 3.124 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}}$$

✓ **Transformación de unidades**

Convirtiendo el flujo volumétrico calculado anteriormente a GPM:

$$AR = 3.124 \frac{\text{pie}^3}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ GAL}}{0,13 \text{ pie}^3} \times \frac{1 \text{ hr}}{60 \text{ min}}$$

$$AR = 401 \text{ GPM}$$

**Gas de reciclo de salida de la torre (GS)**

✓ **Calculo del flujo molar de las corrientes de hidrogeno fresco (H) y del gas de reciclo que va hacia el compresor (GRC) mediante la ecuación de gases ideales.**

Como en la planta los medidores reflejan los volúmenes de los gases en condiciones estándar, se calcularon los moles ya que estos permanecen constantes sin importar las condiciones de presión y temperatura. Se aplicó la siguiente ecuación ya que a estas condiciones el gas se comporta como ideal.

$$P \times V \times = n \times R \times T \quad (\text{Ec. 3.4})$$

Donde:

P = Presión a condiciones estándar (14,7 psig)

V = Flujo volumétrico a condiciones estándar.

T = Temperatura a condiciones estándar (60°F).

R = Constante universal de los gases: 10,73155 psi. pie<sup>3</sup> / Lbmol. R

n = Moles del gas

Para la corriente de hidrógeno fresco (H), tomada de la figura 3.1, se tiene:

$$14,7 \text{ psi} \times 50.480.000 \frac{\text{pie}^3}{\text{día}} = n \times 10,73155 \frac{\text{psi} \cdot \text{pie}^3}{\text{Lbmol} \cdot \text{R}} \times 520 \text{ R}$$

Despejando n de la ecuación, se tiene:

$$n = 132.975 \frac{\text{lbmol}}{\text{día}}$$

Para la corriente de gas de reciclo que va hacia el compresor 14-K-001 (GRC), tomada de la figura 3.1, se tiene:

$$14,7 \text{ psi} \times 284.480.000 \frac{\text{pie}^3}{\text{día}} = n \times 10,73155 \frac{\text{psi} \cdot \text{pie}^3}{\text{Lbmol} \cdot \text{R}} \times 520 \text{ R}$$

Despejando n de la ecuación, se tiene:

$$n = 749.383 \frac{\text{lbmol}}{\text{día}}$$

✓ **Balances totales de masa**

Haciendo balance en el punto "Y" (figura3.1), se tiene:

$$GRT + H = GRC \quad (\text{Ec. 3.5})$$

Sustituyendo los valores de H y GRC del diagrama en la ecuación 3.5 y despejando, se tiene que:

$$GRT = 749.383 \text{ lbmol/día} - 132.975 \text{ lbmol/día}$$

$$GRT = 616.407 \text{ lbmol/día}$$

Haciendo balance en el tambor 14-V-003 (figura 3.1):

$$GR = GRT + L \quad (\text{Ec. 3.6})$$

El flujo líquido que sale del tambor 14-V-003 es intermitente, debido a que este opera mediante una válvula de control que abre cuando la corriente de gas lleva consigo partículas líquidas (amina + agua). Este tambor tiene como función retirar el líquido que contenga el gas ya que este posteriormente va al compresor 14-K-001. Al observar la figura 3.1 se puede notar que la válvula de salida del tambor indica 0% por lo que se puede decir que  $GR = GRT$ .

Haciendo balance en el punto "X" (figura 3.1):

$$GS = GR + A \quad (\text{Ec 3.7})$$

Al observar la figura 3.1, ubicándose encima del punto "X", se encuentra una válvula de control que funciona de forma intermitente para alivio de presión de la columna. Esta indica 0% por lo que  $GS=GR$ .

$$GS = 616.407 \text{ lbmol/día}$$

#### ✓ Transformación de unidades

Convirtiendo GS a lbmol/hr:

$$GS = 616.407 \frac{\text{lbmol}}{\text{día}} \times \frac{1 \text{ día}}{24 \text{ hr}}$$

$$GS = 25.684 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}}$$

✓ **Cálculo del flujo másico a partir del molar**

Para el balance de masa en la columna se necesita el valor de GS en flujo másico, por lo tanto, se convirtió a través de su peso molecular:

$$GS = 25.684 \frac{\text{lbmol}}{\text{hr}} \times \frac{2,67 \text{ lb}}{\text{lbmol}}$$

$$GS = 68.576 \text{ lb/hr}$$

✓ **Cálculo del flujo volumétrico del GS a partir del molar mediante la ecuación de gas ideal**

Se debe transformar el flujo molar del gas de reciclo de salida a volumétrico y a condiciones estándar ya que la planta trabaja los gases en estas unidades. Utilizando la ecuación 3.4 y el valor de GS calculado anteriormente, se tiene:

$$14,7 \text{ psi} \times V = 616.407 \frac{\text{lbmol}}{\text{día}} \times 10,73155 \frac{\text{psi} \cdot \text{pie}^3}{\text{lbmol} \cdot R} \times 520 R$$

Despejando **V** de la ecuación, se tiene:

$$V = 234.000.088 \frac{\text{pie}^3}{\text{día}}$$

Dividiendo por 1.000.000, y sabiendo que V=GS, se tiene:

$$GS = 234 \text{ MMSCFD}$$

**Gas de reciclo de entrada a la torre (GE)**

✓ **Balance total de masa**

Haciendo balance de masa en la columna 14-C-001 (figura 3.1):

$$\mathbf{AP + GE = AR + GS} \quad (\text{Ec. 3.8})$$

Sustituyendo los valores de flujos másicos de las corrientes GS, AP y AR en la ecuación 3.6:

$$195.874 \text{ Lb/hr} + GE = 207.048 \text{ Lb/hr} + 68.576 \text{ Lb/hr}$$

Despejando GE de la ecuación, se tiene:

$$GE = 86.939 \frac{Lb}{hr}$$

✓ **Cálculo del flujo molar a partir del másico**

Dividiendo entre el peso molecular:

$$GE = 86.939 \frac{Lb}{hr} \times \frac{Lbmol}{2,96 Lb}$$

$$GE = 26.943 \frac{Lbmol}{hr}$$

✓ **Cálculo del flujo volumétrico del GE a partir del molar mediante la ecuación de gas ideal**

Para el flujo volumétrico del gas de entrada (GE), se tuvo que transformar a condiciones estándar mediante la ecuación 3.4:

$$14,7 \text{ psi} \times V = 26.943 \frac{Lbmol}{hr} \times 10,73155 \frac{\text{psi} \cdot \text{pie}^3}{Lbmol \cdot R} \times 520 R$$

✓ **Transformación de unidades de  $V = 10.228.087 \frac{\text{pie}^3}{hr}$**

Sabiendo que  $V=GE$  y transformando a MMSCFD, se tiene:

$$GE = 10.228.087 \frac{\text{pie}^3}{hr} \times \frac{1MM\text{pie}^3}{1.000.000 \text{ pie}^3} \times \frac{24 \text{ hr}}{1\text{día}}$$

$$GE = 245 \text{ MMSCFD}$$

Este mismo procedimiento se realizó para el resto de las columnas de contacto hidrocarburo – amina y las figuras de balance de masa están reflejados en el anexo F. Los resultados obtenidos se muestran en el capítulo 4.

### 3.3 Formulación de un modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina mediante el simulador ProTreat® a las condiciones de diseño, y luego de validada, a las condiciones de operación actual de la planta

#### 3.3.1 Elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño

Para la elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina bajo las condiciones de diseño se utilizó el simulador ProTreat® versión 4.1 y se empleó como base para la estructura la disposición de los equipos en la planta, y para la introducción de los datos, los diagramas de flujo de proceso (DFP's), los diagramas de tubería e instrumentación (DTI's), los balances de masa de cada unidad y la hoja de datos de los equipos, los cuales ya se identificaron en el primer objetivo.

En la figura 3.2 se realiza una breve descripción del procedimiento que se siguió para formular el modelo de simulación

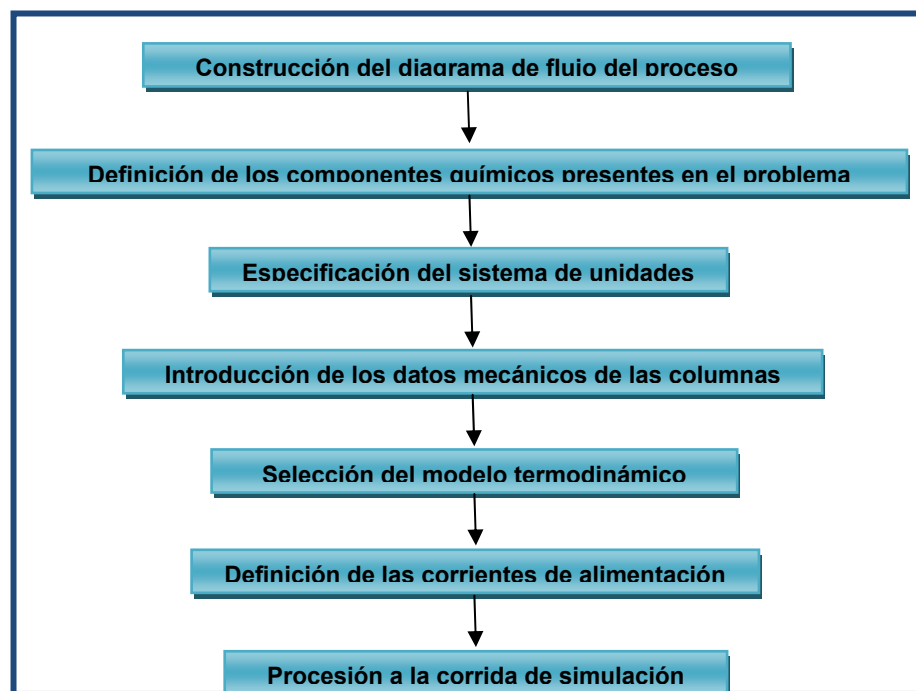


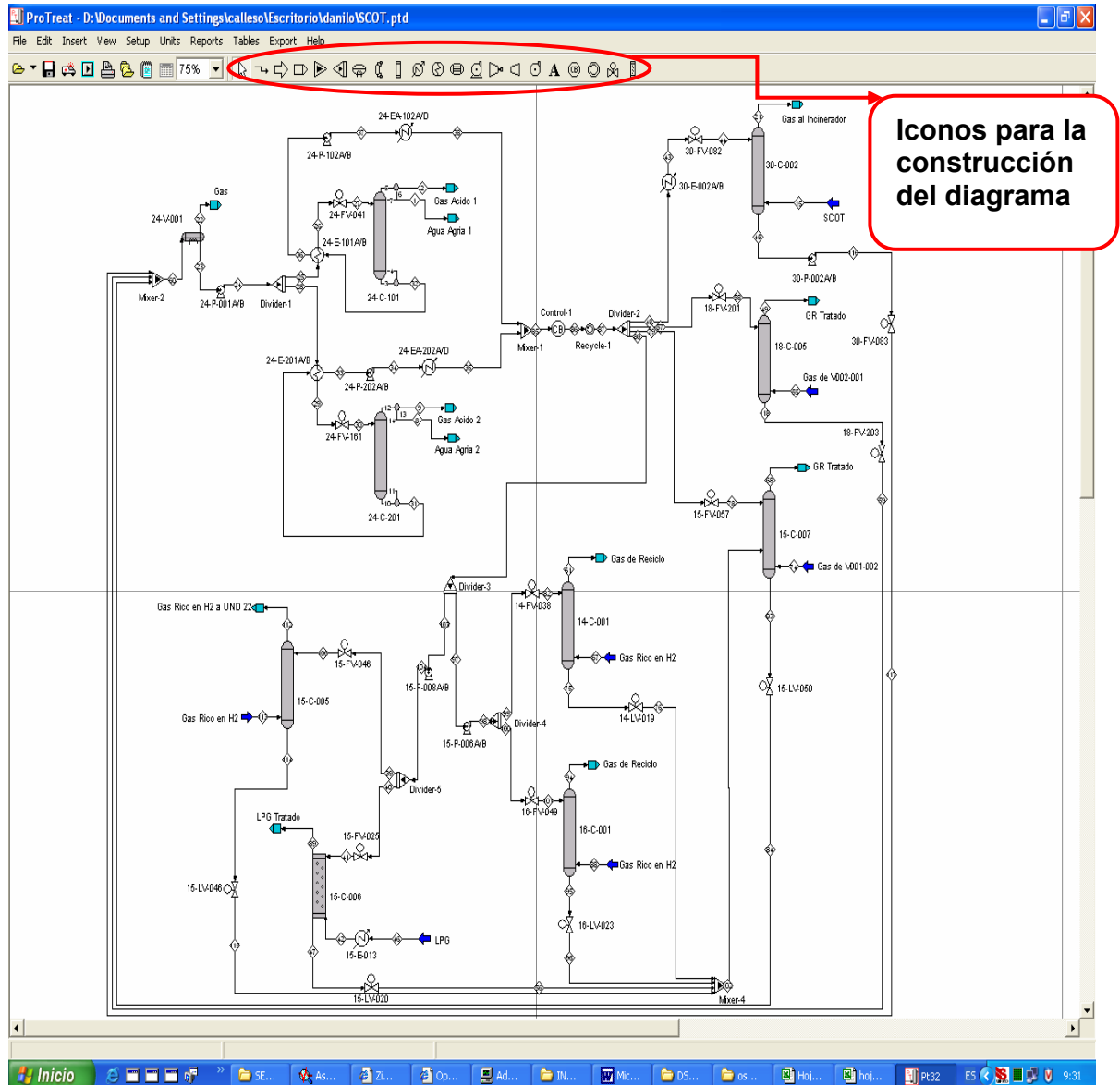
Figura 3.2 Procedimiento para la formulación del modelo de simulación.

- **Construcción del diagrama de flujo de proceso**

Esta etapa consistió primeramente en efectuar ordenadamente un seguimiento de todas las líneas del proceso y conexiones entre los equipos

reflejados en campo a modo de familiarizarse con éste a la hora de construir el diagrama de flujo.

Luego se procedió a la construcción del diagrama del flujo del proceso en el simulador, mediante los íconos que aparecen reflejados en la figura 3.3 dando como resultado el siguiente esquema del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño.



**Figura 3.3 Modelo de simulación desarrollado para el sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina.**

- **Definición de los componentes químicos presentes en el problema**

Esta sección es utilizada para definir los componentes de los fluidos involucrados en el proceso, los cuales son: hidrocarburos ( $C_1$  hasta  $C_6$ ), agua, hidrógeno, nitrógeno, MDEA,  $CO_2$ , CO y  $H_2S$ . En la figura E.1 se muestra la imagen y se hace énfasis en dónde hay que presionar para la selección de los mismos.

- **Especificación del sistema de unidades**

En este paso se especificó el sistema de unidades (sistema inglés), debido a que este es el sistema que utiliza la planta, los datos se encuentran en este sistema y de igual manera los resultados se requieren en el mismo. Se cuenta con 4 botones en la parte superior (figura E.2), de izquierda a derecha, el primero es para la selección de las unidades de la entrada de datos, el segundo para la selección de las unidades del reporte de los resultados de las corrientes, el tercero para el reporte de los resultados de las columnas por plato, y el cuarto para el reporte de los resultados por etapa teórica de la columna de extracción líquido – líquido.

- **Introducción de los datos mecánicos de las columnas**

Tal como se mencionó anteriormente, las condiciones de operación de los diferentes equipos de la unidad fueron tomadas de los diagramas de flujo de procesos (DFP's) de la planta. Se hizo necesaria también la utilización de la hoja de datos de los equipos para la obtención de las siguientes especificaciones: diámetro de las columnas, tipo de platos, área activa de los platos, características específicas de las válvulas, bombas, entre otros.

A continuación en las siguientes figuras se muestra de forma progresiva el orden para la introducción de los datos mecánicos de las columnas.

En la figura E.3 haciendo doble click en el icono de la columna, aparece la primera ventana de opciones. Se colocaron los nombres de las columnas en el campo nombre (name) y se especificó el tipo de plato que poseen en la sección de internos (internal). Para las columnas regeneradoras se seleccionaron los íconos “tiene condensador” (has Condenser) y “tiene rehervidor” (has reboiler) e inmediatamente se reflejó la opción para introducir el porcentaje de reflujo a la columna y otras tres opciones para elegir solo una, las cuales son: “calor al rehervidor” (duty reboiler), “relación de reflujo” (ratio reflux) y “flujo de vapor al rehervidor” (flow vapor reboiler). En este caso se seleccionó la relación de reflujo la cual fue 1,2 ya que esta se mantiene constante y las otras dependen del vapor de media que esté disponible en la planta.



En la sección de datos (data) en la figura E.4, se especificó el número de platos, el espaciamiento entre plato y plato, número de pasos, altura del vertedero y el factor de espuma, los cuales se tomaron de las hojas de datos de las columnas.

Seguidamente en la sección tamaño (size) en figura E.5, se especificó el diámetro de la columna y el área activa de los platos.

El mismo procedimiento se realizó para el resto de las columnas y de los equipos involucrados en el proceso. Para torres empacadas, el software emplea características de empaque tales como tipo de empaque, tamaño y material del cual está fabricado. Para columnas de contacto líquido-líquido sólo pide diámetro y número de etapas teóricas.

- **Paquete termodinámico**

ProTreat® ofrece el modelo termodinámico de Deshmukh-Mather para equilibrio de gases ácidos en soluciones de aminas, lo que facilita el procedimiento a la hora de simular. Cada ventana de admisión de datos de las columnas ofrece el paquete termodinámico (figura E.6). Es decir, este se selecciona por defecto.

- **Definición de las corrientes de alimentación**

En esta sección se definen todas las corrientes de alimentación externa, se introducen los valores iniciales de composición, presión, flujo y temperatura, también se le asigna el nombre a cada corriente. En la figura E.7 se refleja la forma de introducción de los datos en el simulador.

En la primera ventana se introducen los datos de presión y temperatura, luego al presionar el botón que indica componentes (components) inmediatamente se abrirá la segunda ventana para la selección de los componentes en esa corriente y la proporción en la que se encuentra cada uno.

Adicionalmente en el esquema se encuentran dos íconos, uno llamado “control-1” y el otro “recycle-1”:

- **Control 1:** En este ícono se introducen los datos de composición de amina pobre ( $H_2S$ ,  $CO_2$ ,  $CO$ , MDEA y agua), el flujo total que procesan las columnas regeneradoras y las condiciones de operación como lo son presión y temperatura a las cuales debe salir esta corriente.
- **Recycle 1:** En este ícono se introducen los mismos datos que en “control-1” con la diferencia que el flujo que se va a especificar es el que va a usuario y el resto se recircula en el proceso de regeneración de amina.

En la figura E.8 se muestran las ventanas que se reflejan al presionar estos íconos.

- **Corrida de simulación**

Luego de haber suministrado todos los datos requeridos por el programa, se generó la corrida del modelo. Este paquete suministra resultados de las corrientes de flujo, tales como entalpía, densidad, viscosidad, temperatura, presión, pH, peso molecular, capacidad calorífica. También muestra el equilibrio termodinámico del vapor y del líquido entre plato y plato. En el capítulo 4 están reportados y discutidos estos resultados

### **3.3.2 Validación del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño**

Una vez construido el diagrama de flujo del proceso de simulación se verificó si la correlación empleada fue la adecuada comparando los resultados arrojados por el simulador en cuanto a presión, temperatura, composición y flujos (másicos, molares y volumétricos) con las corrientes representadas en los balances de masa calculados anteriormente.

El porcentaje de desviación se calcula para conocer cuánto se aleja el valor simulado al valor real de diseño. Si la desviación es positiva indica que el valor simulado está por debajo del valor real, y si la desviación es negativa indica que el valor simulado excede al valor real de diseño.

Para la validación del modelo se calculó el porcentaje de desviación utilizando la siguiente ecuación:

$$\% \text{ Desv} = \frac{V_d - V_s}{V_d} \cdot 100$$

(Ec. 3.9)

Donde:

% Desv: Porcentaje de desviación con respecto al valor de diseño, (%).

Vd: Valor de diseño de la variable analizada.

Vs: Valor obtenido en la simulación en ProTreat® de la variable analizada.

Tomando como referencia el flujo másico de amina rica que entra a cada columna regeneradora, sabiendo que por diseño las líneas se dividen en 50%, (corrientes 26 y 29) se tiene un flujo másico de 750.500 lb/h en el modelo de simulación y 773.344 lb/h en el diseño, sustituyendo estos valores en la ecuación 3.7 el porcentaje de desviación del flujo másico sería:

$$\%Desv = \frac{773.344 - 750.500}{773.344} \cdot 100$$

$$\%Desv = 2,95\%$$

Todos los valores calculados están reportados y discutidos en el capítulo 4. En esta etapa se verificó que los resultados de las corrientes de productos (gas dulce, GLP tratado y amina rica) cumplieran con las calidades principales en el proceso como lo son, la concentración de H<sub>2</sub>S en el tope y la relación mol de H<sub>2</sub>S / mol de MDEA en la amina rica.

### **3.3.3 Elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de operación actual**

Del recorrido realizado previamente en la planta se encontró que existe un intercambiador de calor en el sistema que no está en funcionamiento (15-E-013), el objetivo de éste es enfriar la mezcla de GLP-amina aproximadamente a unos 115°F y está fuera de servicio debido a que el haz de tubos del intercambiador ha sido removido. Por lo tanto la única modificación para simular el proceso actual fue eliminar este intercambiador en el sistema.

El proceso de introducción de datos en la simulación es el mismo explicado anteriormente, usando los datos operacionales y propiedades fisicoquímicas del anexo D y los datos mecánicos prevalecen.

Luego de corrida la simulación se compararon los resultados con las condiciones de diseño. Tomando como referencia el flujo másico de amina rica que entra a las columnas regeneradoras 24-C-101 y 24-C-201, se tiene un flujo másico de 663.700 lb/h en el modelo de simulación a las condiciones actuales y 750.500 lb/h en el diseño, sustituyendo estos valores en la ecuación 3.7 el porcentaje de desviación del flujo másico sería:

$$\%Desv = \frac{750.500 - 663.700}{750.500} \cdot 100$$

$$\%Desv = 11,57\%$$

Este porcentaje de desviación nos indica que está circulando menos amina en el sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina. Se realizó el

mismo procedimiento para el resto de los valores arrojados por el simulador, los cuales están reportados y discutidos en el capítulo 4.

### **3.4 Realización de un análisis de sensibilidad de las especificaciones de carga ácida de la amina rica y de los gases del proceso a diferentes concentraciones de MDEA**

El análisis de sensibilidad es una de las partes más importantes en la programación lineal, sobre todo para la toma de decisiones; pues permite determinar cuándo una solución sigue siendo óptima, dados algunos cambios ya sea en el entorno del problema o en los datos del problema mismo.

Este análisis consiste en determinar que tan sensible es la respuesta óptima, al cambio de algunos datos. La variación en estos datos del problema se analizará individualmente, es decir, se analiza la sensibilidad de la solución debido a la modificación de un dato a la vez, asumiendo que todos los demás permanecen sin alteración alguna. Esto es importante porque se habla de que la sensibilidad es estática y no dinámica, pues sólo contempla el cambio de un dato a la vez y no el de varios.

Primeramente se fijaron los rangos óptimos, los cuales comprenden desde un valor mínimo hasta un valor máximo, estos son: carga ácida de la amina rica en cada absorbedor (fondo): (0,1 – 0,5) mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA y carga ácida en el gas tratado (tope):

- 14-C-001: ≤ 50 ppm - 2500 ppmw
- 16-C-001: ≤ 50 ppm - 3000 ppmw
- 15-C-005: ≤ 2 ppm - 400 ppmw
- 15-C-006: ≤ 0.25 ppm - 0,5 ppmw
- 15-C-007: ≤ 2 ppm - 300 ppmw
- 18-C-005: ≤ 1 ppm - 100 ppmw
- 30-C-002: ≤ 1 ppm - 900 ppmw

Se realizó el análisis de sensibilidad al modelo validado para cada columna absorbidora por separado, con el fin de estudiar sus comportamiento, variando los flujos de amina, gas y concentración correspondientes para cada torre, sabiendo que éstas están ubicadas en lugares distintos y operan según la presión que requiera la unidad donde se encuentren. Para lograr dicho objetivo se seleccionaron rangos de flujos y concentración, los cuales serán el mínimo y el máximo utilizado en la planta, esto con el fin de saber cómo se comportan las columnas absorbedoras a

diferentes escenarios de concentración y carga, estos rango son los siguientes:

- ✓ Rango de concentración de amina para cada absorbidora: (45 – 15 % en peso)
  
- ✓ Rango de flujo de amina pobre:
  - 14-C-001: 300 – 500 GPM
  - 16-C-001: 400 – 700 GPM
  - 15-C-005: 20 – 40 GPM
  - 15-C-006: 60 – 110 GPM
  - 15-C-007: 100 – 200 GPM
  - 18-C-005: 400 – 800 GPM
  - 30-C-002: 600 – 800 GPM
  
- ✓ Rango de flujo de hidrocarburo:
  - 14-C-001: 50 - 500 MMSCFD
  - 16-C-001: 50 - 500 MMSCFD
  - 15-C-005: 2 - 7 MMSCFD
  - 15-C-006: 500 - 3500 BPD
  - 15-C-007: 1 - 8 MMSCFD
  - 18-C-005: 5 - 30 MMSCFD
  - 30-C-002: 15 – 55 MMSCFD

Finalmente, se corrieron los modelos de simulación para cada columna variando los parámetros antes mencionados, manteniendo 2 variables fijas de las 3 y variando una de ellas. Los resultados están reportados y discutidos en el capítulo 4.

### **3.5 Creación de hojas de cálculos computarizadas de flujos en Microsoft Excel que faciliten el control y seguimiento operacional del proceso**

Se creó una hoja de seguimiento del sistema de tratamiento de hidrocarburos con MDEA enlazadas con el software de seguimiento de la planta Process Explorer Aspen Tech que indica según la concentración de la amina, un valor estimado de la carga ácida en la amina rica y los ppm de H<sub>2</sub>S en el gas tratado. Si estos salen de su rango de confiabilidad, descrito en la etapa anterior, se procederá a ajustar los flujos de amina correspondientes a cada columna mediante una hoja de cálculo computarizada en Microsoft

Excel.

Para la creación de la hoja de seguimiento de la planta fueron necesarios los pesos moleculares, las densidades y las composiciones de cada una de las corrientes de entrada y salida de cada columna, como se pudo observar en la etapa 3.2, muchas de estas no tienen todos los indicadores de flujo, por ende, el resto de estas se cálculo por balance de materia, aplicando el procedimiento de la etapa 3.2.

Para ajustar los flujos primeramente con el simulador se elaboró una tabla con el fin de pronosticar cuanto es el flujo de amina que debe admitir cada columna, la cual se construyó con los resultados mostrados por el modelo de simulación formulado para cada columna por separado. Esta se realizó a diferentes concentraciones de MDEA y se tomaron los flujos de amina e hidrocarburos máximos y mínimos.

Primero se fijó la concentración, luego el flujo de amina (el rango dependerá de los flujos máximos y mínimos utilizados en cada columna) y se varió el flujo de gas hasta alcanzar el máximo flujo que pueden soportar las variables ya fijadas (diseño), todo esto tomando en cuenta los parámetros que se deben controlar en el fondo como lo es la carga ácida de la amina rica y los ppm de  $H_2S$  en el gas tratado. Para esto se tomaron como referencia las condiciones de diseño. Por ejemplo para la columna 14-C-001, se varió el flujo de gas hasta alcanzar los especificaciones de diseño de 0,46 mol  $H_2S$  / mol MDEA en la amina rica y 0,76 ppm de  $H_2S$  en el gas tratado.

El mismo procedimiento se realizó para el resto del rango de concentración y flujos de amina. El rango de concentración es igual para todas las columnas y los flujos de amina varían según la carga de gas que procese cada unidad.

Después de completar la tabla, se construyó una gráfica para cada concentración (45, 40, 35, 30, 25, 20 y 15), dando un total de siete (7), donde en el eje de las ordenadas se colocaron los flujos de amina y en el eje de las abscisas los flujos de gas correspondientes, luego a las curvas formadas, se le realizaron tendencias lineales las cuales fueron necesarias para el cálculo del flujo de amina que debe admitir cada columna.

Finalmente se elaboraron un juego de tres (3) tablas que se construyeron con los resultados del análisis de sensibilidad y se tomaron como referencia los flujos máximos y mínimos que ha manejado cada columna ya que este es el parámetro principal a variar en las absorbedoras. Por ejemplo, para la columna 14-C-001 se hizo a los flujos de 500 y 300 GPM, colocando como resultado la carga ácida de la amina rica y la concentración del  $H_2S$  en el gas tratado. Las primeras dos (2) tablas se hicieron con los resultados a 500 y a

300, a los resultados se les asignó un formato condicional donde los valores cambian en rojo a salirse estos valores del rango de confiabilidad. La última tabla se construyó para el cálculo de estas especificaciones para flujos distintos a las de las dos primeras tablas. Todas estas tablas se hicieron mediante interpolación.

Estas tres (3) últimas tablas se hicieron con el fin de saber mediante el flujo de gas y de amina suministrado a cada columna, un estimado de las especificaciones de carga ácida en el fondo y en el tope, así como también para maniobrar los rangos de confiabilidad sólo si la amina calculada en la primera tabla tiene una restricción, ya sea que no hay demanda de amina, inundación de platos, entre otros. Es decir, saber cuánto es el flujo de amina que conlleva a las especificaciones de carga ácida máxima con el fin de disminuir las pérdidas.

Los resultados están reportados y discutidos en el capítulo 4, y en el anexo I, se encuentra el instructivo para la utilización de las tablas.

## CAPITULO 4

### DISCUSIÓN DE RESULTADOS,

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 4.1 Identificación de las variables de operación y las propiedades físicas y químicas de los fluidos del proceso de absorción de H<sub>2</sub>S y regeneración de amina

Este objetivo se llevó a cabo con el fin de facilitar y simplificar la búsqueda de información necesaria para la admisión de los datos mecánicos, operacionales y fisicoquímicos en el modelo de simulación. También para que a la hora de modificar alguno de éstos sea más fácil hacerlo.

En las tablas 4.1 y 4.2 se muestran los datos mecánicos, los parámetros operacionales y propiedades fisicoquímicas de los fluidos involucrados en la columna absorbidora 14-C-001.

**Tabla 4.1 Datos mecánicos de la columna 14-C-001.**

<b>COLUMNA 14-C-001</b>	
<b>Internos</b>	<b>Plato de válvula</b>
<b>Diámetro (pulg)</b>	90
<b>SECCION 1</b>	
<b>Número de platos</b>	3
<b>Altura del vertedero (pulg)</b>	2
<b>Número de Pasos</b>	1
<b>Espaciamiento entre platos (pulg)</b>	24
<b>Factor de espuma</b>	0,85
<b>Área activa del plato (pie<sup>2</sup>)</b>	40,87
<b>Área activa del plato (%)</b>	92,5
<b>SECCION 2</b>	
<b>Número de platos</b>	9
<b>Altura del vertedero (pulg)</b>	2
<b>Número de Pasos</b>	2
<b>Espaciamiento entre platos (pulg)</b>	24
<b>Factor de espuma</b>	0,85
<b>Área activa del plato (pie<sup>2</sup>)</b>	34,21
<b>Área activa del plato (%)</b>	77,4



14-C-001	CONDICIONES DE DISEÑO							
	ENTRADA				SALIDA			
	Descripción	Vapor de Separador (Gas Rico en H2)		Amina pobre de Und 15		Vapor tratado (Gas de Reciclo)		Amina rica a 15-C-007
lbmol/hr		fmol	lbmol/hr	fmol	lbmol/hr	Fmol	lbmol/hr	Fmol
Composición								
H <sub>2</sub> O	55	0,0011	7.350	0,8890	84	0,00167	7.322	0,8510
H <sub>2</sub> S	365	0,0072	9	0,001	2	0,00004	373	0,0434
H <sub>2</sub>	47.695	0,9442	0	0	47.695	0,95046	0	0
C <sub>1</sub>	1.639	0,0324	0	0	1.639	0,03266	0	0
C <sub>2</sub>	235	0,0047	0	0	235	0,00468	0	0
C <sub>3</sub>	196	0,0039	0	0	196	0,00391	0	0
i-C <sub>4</sub>	64	0,0013	0	0	64	0,00128	0	0
n-C <sub>4</sub>	166	0,0033	0	0	166	0,00331	0	0
i-C <sub>5</sub>	14	0,0003	0	0	14	0,00028	0	0
n-C <sub>5</sub>	21	0,0004	0	0	21	0,00042	0	0
n-C <sub>6</sub> <sup>+</sup>	20	0,0004	0	0	20	0,00040	0	0
MDEA	0	0	909	0,1099	0	0	909	0,1056
Flujo total (Lbmol/hr)	50.516		8.268		50.181		8.604	
Flujo másico (Lb/hr)	173.900		241.060		162.010		252.950	
Temperatura (°F)	120		135		135		149	
Presión (psig)	1.530		1.544		1.515		1.533	
Densidad (lb/ft <sup>3</sup> )	0,82		64,3		0,75		60,4	
peso molecular	3,4		29,2		3,2		29,4	
Flujo volumétrico (MMSCFD/GPM)	459,86		467		456,81		522	

Adicionalmente se construyeron las tablas que muestran los parámetros operacionales de los equipos que ayudan a la sinergia del proceso los cuales son: válvulas, bombas, intercambiadores de calor, areoenfriadores, recipientes, etc y están ubicadas en el anexo F. En la tabla 4.3 se presentan los datos de las válvulas asociadas a la torre 14-C-001.

**Tabla 4.3 Válvulas de entrada y salida de la columna 14-C-001.**

<b>VALVULAS</b>	
<b>14-FV-038 (ENTRADA)</b>	
<b>Presión de salida (psig)</b>	1544
<b>Diámetro interno de la línea (pulg)</b>	5,187
<b>14-LV-019 (SALIDA)</b>	
<b>Presión de salida (psig)</b>	124
<b>Diámetro interno de la línea (pulg)</b>	5,4

Así mismo, se construyeron tablas semejantes para el resto de las columnas y están ubicadas en los anexos F (datos de las columnas, parámetros operacionales y propiedades fisicoquímicas los fluidos involucrados en cada columna y parámetros operacionales de los equipos que ayudan a la sinergia del proceso).

#### **4.2 Realización de balances de materia para la determinación de las condiciones de operación actual del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina**

Se realizaron balances de masa en cada una de las columnas para encontrar aquellos flujos que no refleja el software de seguimiento de la planta debido a la ausencia de medidores.

La columna 14-C-001 y la 16-C-001 fueron las columnas donde los flujos no se encontraron directamente, por lo que para el flujo de gas de salida, se realizaron balances de masa aguas debajo de este, en un tambor acumulador, donde se retira el líquido que pueda llevar esa corriente de gas, ya que afectaría el compresor que se encuentra más adelante.

El simulador necesita el suministro de las corrientes de entrada como son los flujos de amina pobre a cada columna, las cuales tienen indicación, porque es uno de los parámetros principales a controlar en el proceso, y los

flujos de gas de entrada, que no todas tienen indicación. En las columnas 14-C-001 y 16-C-001 la configuración es similar, por lo que para el balance de masa se realizó el mismo procedimiento con el fin de encontrar el flujo de gas de entrada. Los diagramas de proceso para la realización de los balances de masa se encuentran reflejados en el anexo G. En la tabla 4.4 se muestran los resultados obtenidos a través del balance de masa en la columna 14-C-001.

**Tabla 4.4 Flujos de entrada y salida de la columna 14-C-001 calculados mediante balance de masa.**

		14-C-001
<b>FLUJO DE GAS DE ENTRADA</b>	<b>Volumétrico (MMSCFD)</b>	245
	<b>Másico (Lb/h)</b>	86.939
	<b>Molar (Lbmol/h)</b>	26.943
<b>FLUJO DE GAS DE SALIDA</b>	<b>Volumétrico (MMSCFD)</b>	234,29
	<b>Másico (Lb/h)</b>	68.576
	<b>Molar (Lbmol/h)</b>	25.684
<b>FLUJO DE AMINA POBRE</b>	<b>Volumétrico (GPM)</b>	400
	<b>Másico (Lb/h)</b>	195.874
	<b>Molar (Lbmol/h)</b>	7.959
<b>FLUJO DE AMINA RICA</b>	<b>Volumétrico (GPM)</b>	401
	<b>Másico (Lb/hr)</b>	207.048
	<b>Molar (Lbmol/h)</b>	8.299

Se elaboró una tabla similar para la columna 16-C-001 y está reflejada en el anexo G.2. Los valores de flujos suministrados por el simulador son volumétricos, por lo que para el gas fue en MMSCFD y para la amina pobre en GPM.

Otra de las columnas donde no se tiene indicación del gas de entrada es la 18-C-005, el cual está reflejado en el anexo G.6, pero el balance de masa fue más sencillo, debido a que esta torre tiene indicadores de flujo de gas de salida, amina pobre y amina rica.

En las columnas 15-C-005, 15-C-006, 15-C-007 y 30-C-002 no se tuvo inconvenientes con respecto a los flujos de entrada de hidrocarburos debido a que todas tienen indicación, sin embargo se realizó el balance de masa para encontrar el resto de las corrientes de salida faltantes y los diagramas flujo y tablas de resultados están reflejados en el anexo G.

#### **4.3 Formular un modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina mediante el simulador ProTreat® a las condiciones de diseño, y luego de validada, a las condiciones de operación actual de la planta**

Al realizar el modelo de simulación del proceso de tratamiento de hidrocarburos con amina (endulzamiento), se encontraron ciertas limitaciones al momento de configurar las columnas en el simulador, ya que éste exige alimentaciones de tope y fondo. En el caso de la columna 15-C-005 (columna de lechos empacados) la corriente de amina pobre debería entrar encima del segundo lecho y se especificó en el simulador en el tope.

En la columna 15-C-006, al introducir el valor que indicaba el software de seguimiento de la planta, el cual fue 2000 BPD de GLP, en el simulador, este mostro un error, donde haciendo un tanteo se descubrió que este flujo de hidrocarburo era demasiado alto para el flujo de amina admitido a la columna (100 GPM) a la concentración de 31,5% p/p, debido a que en estas proporciones el comportamiento intimo entre las dos especies involucradas no cumplían con el lineamiento y las ecuaciones que presenta el simulador. Finalmente corrió la simulación con un flujo de GLP de 1800 BPD.

En el caso de la columna de contacto líquido-líquido que trata GLP (15-C-006) antes de entrar el flujo de hidrocarburo a la torre, este se mezcla con el 75% de la amina disponible para esa columna, con el fin de disminuir el tiempo de separación de estos en el fondo. El simulador no permite esta mezcla, ya que a la temperatura que viene el fluido, la mezcla se vaporiza parcialmente antes de entrar a la columna.

Antes de esta mezcla entrar a la columna, pasa por un enfriador para disminuir la temperatura y llevarla cerca de los 115°F, pero actualmente éste no existe, ya que el haz tubular del intercambiador se encontró corroído en una parada de planta y no fue sustituido. Actualmente este no es un problema, debido a que aguas arriba de este enfriador, un intercambiador también está fuera de funcionamiento, por lo que el enfriador no se necesita y la temperatura de la mezcla está entrando a la columna a 100°F.

##### **4.3.1 Validación del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño**

El método termodinámico que usa el simulador es Deshmukh-Mather, este es uno de los pocos que trabaja con equilibrio de gases ácidos en soluciones de aminas.

La simulación del sistema completo tiene una duración en mostrar los resultados de aproximadamente 2 horas la primera vez, y a medida que se van realizando varias corridas, va disminuyendo su tiempo. Esto es debido a

que el simulador trabaja a nivel micro, es decir, con aniones y protones para el equilibrio de gases ácidos en soluciones de aminas plato por plato. Este es un modelo de coeficiente de actividad que ha sido ajustado a miles de mediciones de equilibrio vapor-líquido y líquido-líquido. La base de datos de las propiedades físicas y de transporte contiene la última información sobre factores tales como efectos de carga de gases ácidos sobre la densidad del solvente, viscosidad, capacidad calorífica y tensión superficial. La base de datos incluye los últimos datos de calores de absorción, e incluye los datos de cinética pertinentes para todas las reacciones  $\text{CO}_2$  - aminas y  $\text{H}_2\text{S}$  - aminas.

Luego de obtener el modelo de simulación a las condiciones de diseño definitivo, se procedió a comparar los resultados del mismo en cuanto a flujo, presión, temperatura, carga ácida en la amina pobre, rica y en el gas tratado con la especificación reflejada en los balances de materia, en los diagramas de proceso y de tubería e instrumentación, los cuales están simplificados de forma más resumida en el anexo F. Inicialmente se muestra la discusión de los resultados obtenidos de las columnas absorbedoras, sabiendo que si la desviación es positiva indica que el valor simulado está por debajo del valor real, y si la desviación es negativa indica que el valor simulado excede al valor real de diseño.

#### **Columna 14-C-001**

En la tabla 4.6 se pueden observar los resultados obtenidos para la columna 14-C-001.

**Tabla 4.6 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 14-C-001.**

Gas Tratado	14-C-001		
	Balance	Simulador	% Desviación
<b>Presión (psig)</b>	1515	1515	0,00
<b>Temperatura (°F)</b>	135	144	-6,67
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	162.010	162.000	0,01
<b>Flujo Volumétrico (MMSCFD)</b>	457	457	0,00
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,17	0,26	-52,94
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,004	0,001	25,00
<b>H<sub>2</sub></b>	95,05	94,95	0,11
<b>C<sub>1</sub></b>	3,27	3,26	0,31
<b>C<sub>2</sub></b>	0,45	0,47	-4,44
<b>C<sub>3</sub></b>	0,39	0,39	0,00
<b>i-C<sub>4</sub></b>	0,13	0,13	0,00
<b>n-C<sub>4</sub></b>	0,33	0,33	0,00
<b>i-C<sub>5</sub></b>	0,03	0,03	0,00
<b>n-C<sub>5</sub></b>	0,04	0,04	0,00
<b>n-C<sub>6</sub></b>	0,04	0,03	0,00
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	1527	1517	0,65
<b>Temperatura (°F)</b>	149	124	16,78
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	252.950	252.000	0,38
<b>Flujo Volumétrico (GPM)</b>	522	466	10,73
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>MDEA</b>	10,56	10,64	-0,76
<b>H<sub>2</sub>O</b>	85,10	84,95	0,18
<b>H<sub>2</sub>S</b>	4,34	4,32	0,46
<b>Carga Ácida</b>	0,41	0,41	0,00

✓ **Temperatura**

Al observar los resultados de los porcentajes de desviación, se puede notar que donde hubo mayor porcentaje de desviación fue en la temperatura de la amina rica, el cual supera el 10%, que es el límite tope de tolerancia que se tomó como aceptable por la complejidad y la magnitud del sistema simulado. Esta alta temperatura arrojada por el simulador, es debido a que a la hora de simular esta columna, se encontró que tiene dos (secciones), la

primera de arriba hacia debajo de tres (3) platos que funciona como coalescedor, es decir, tiene una rejilla (demister) la cual ayuda a que las partículas de amina que hayan sido arrastrada por el gas condensen en éste y caigan por gravedad al fondo, y la segunda sección de nueve (9) platos donde ocurre la reacción de absorción. Debido a este arreglo, la corriente de alimentación de amina pobre entra encima del plato 9, y como se mencionó anteriormente, el simulador sólo admite corrientes de fondo y tope.

✓ **Flujo de agua en la corriente de tope**

Debido a que la reacción de absorción ocurre mayormente en el fondo, esta tiende a aumentar la temperatura de la amina rica. Como esta condición no se puede controlar en el simulador, ya que éste requiere una presión de referencia, los moles de agua en el tope tienden a aumentar. Es necesario mencionar que también se debe a que son valores muy pequeños usados en el cálculo.

✓ **Flujo de H<sub>2</sub>S en la corriente de tope**

En cuanto al H<sub>2</sub>S, por lo que se observa, el gas salió más tratado, lo que es indicativo de que se admitieron doce (12) etapas para el contacto líquido-gas, es decir, tres (3) etapas adicionales para depurar ese gas.

**Columna 16-C-001**

La columna 16-C-001, tiene el mismo arreglo mecánico que la 14-C-001 y al observar la tabla 4.7 se puede notar que se obtuvieron resultados parecidos.

**Tabla 4.7 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 16-C-001.**

Gas Tratado	16-C-001		
	Balance	Simulador	% Desviación
<b>Presión (psig)</b>	1929	1928	0,05
<b>Temperatura (°F)</b>	135	150	-11,11
<b>Flujo Másico (Lb/h)</b>	178.160	178800	-0,36
<b>Flujo Volumétrico (MMSCFD)</b>	477	478	-0,21
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>H<sub>2</sub>O</b>	0,13	0,27	-107,69
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,002	0,001	50,00
<b>H<sub>2</sub></b>	93,31	93,19	0,13
<b>C<sub>1</sub></b>	5,01	5,01	0,00
<b>C<sub>2</sub></b>	0,66	0,66	0,00
<b>C<sub>3</sub></b>	0,44	0,44	0,00
<b>i-C<sub>4</sub></b>	0,18	0,18	0,00
<b>n-C<sub>4</sub></b>	0,11	0,11	0,00
<b>i-C<sub>5</sub></b>	0,07	0,07	0,00
<b>n-C<sub>5</sub></b>	0,03	0,03	0,00
<b>n-C<sub>6</sub></b>	0,01	0,01	0,00
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	1935	1930	0,26
<b>Temperatura (°F)</b>	150	130	13,33
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	370.210	369.000	0,33
<b>Flujo Volumétrico (GPM)</b>	763	685	10,22
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>MDEA</b>	10,55	10,62	-0,66
<b>H<sub>2</sub>O</b>	85,12	84,93	0,22
<b>H<sub>2</sub>S</b>	4,33	4,33	0,00
<b>Carga Ácida</b>	0,41	0,41	0,00

El criterio para la discusión de esta columna es el mismo que para la 14-C-001 y cabe destacar que tanto la carga ácida en la amina rica como el H<sub>2</sub>S en el gas de tope, no tuvieron mayores alteraciones, por lo que se puede tomar el sistema modelado como confiable, ya que esos son los principales parámetros a controlar cuando se trabajar con absorción de gases ácidos.



### **Columna 15-C-005**

En la tabla 4.8 se muestran los resultados obtenidos para la columna 15-C-005 (de 3 lechos empacados), la cual trata gas de recicló (rico en hidrógeno), a pesar de que la corriente de alimentación de amina pobre por diseño entra encima del segundo lecho y el simulador no lo permite por causas explicadas anteriormente, los resultados arrojados por el simulador fueron bastante asertivos, a excepción de las temperaturas y el porcentaje de H<sub>2</sub>O. Al observar la composición del H<sub>2</sub>S en el gas tratado se observa que el porcentaje de desviación esta en blanco, esto es debido a que por diseño el porcentaje de H<sub>2</sub>S en el gas de tope es cero, situación que es un poco ilógica debido a que el gas no se trata completamente, siempre queda con trazas de gases ácidos en la corriente de hidrocarburo tratada.

**Tabla 4.8 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 15-C-005.**

Gas Tratado	15-C-005		
	Balance	Simulador	% Desviación
<b>Presión (psig)</b>	329	335	-1,82
<b>Temperatura (°F)</b>	135	149	-10,37
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	4.134	4.114	0,48
<b>Flujo Volumétrico (MMSCFD)</b>	6,55	6,59	-0,61
<b>Composición (%mol)</b>			
H <sub>2</sub> O	0,70	1,21	-72,86
H <sub>2</sub> S	0,00	0,20	
H <sub>2</sub>	84,56	83,99	0,67
C <sub>1</sub>	9,74	9,67	0,72
C <sub>2</sub>	1,81	1,80	0,55
C <sub>3</sub>	1,39	1,38	0,72
i-C <sub>4</sub>	0,56	0,55	1,79
n-C <sub>4</sub>	0,70	0,69	1,43
i-C <sub>5</sub>	0,14	0,14	0,00
n-C <sub>5</sub>	0,14	0,14	0,00
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	339	335	1,18
<b>Temperatura (°F)</b>	169	143	15,38
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	14.442	14.267	1,21
<b>Flujo Volumétrico (gpm)</b>	25	27	-8,00
<b>Composición (%mol)</b>			
MDEA	10,98	10,65	3,01
H <sub>2</sub> O	84,34	84,74	-0,47
H <sub>2</sub> S	4,68	4,59	1,92
<b>Carga Acida</b>	0,43	0,43	0,00

### **Columna 18-C-005**

La columna que reflejó menor porcentaje de desviación, fue la 18-C-005, las cuales entraron dentro del rango de los 10 % de desviación, debido a que el arreglo mecánico de diseño y las condiciones de alimentación, correspondieron con lo introducido en el simulador. A continuación se muestra la tabla 4.9 que muestra los resultados obtenidos para la columna 18-C-005.

**Tabla 4.9 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 18-C-005.**

	<b>18-C-005</b>		
<b>Gas Tratado</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	154	155	-0,65
<b>Temperatura (°F)</b>	135	135	0,00
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	58.988	59154	-0,28
<b>Flujo Volumétrico (MMSCFD)</b>	23,62	23,68	-0,25
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>H<sub>2</sub>O</b>	1,35	1,41	-4,44
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,00	0,003	
<b>N<sub>2</sub></b>	0,39	0,38	2,56
<b>CO</b>	0,04	0,04	0,00
<b>H<sub>2</sub></b>	10,57	10,57	0,00
<b>C<sub>1</sub></b>	45,74	45,62	0,26
<b>C<sub>2</sub>=</b>	3,39	3,38	0,29
<b>C<sub>2</sub></b>	22,10	22,05	0,23
<b>C<sub>3</sub>=</b>	4,90	4,86	0,82
<b>C<sub>3</sub></b>	11,18	11,12	0,54
<b>i-C<sub>4</sub></b>	0,04	0,04	0,00
<b>n-C<sub>4</sub></b>	0,08	0,08	0,00
<b>1-Butene</b>	0,08	0,08	0,00
<b>i-C<sub>5</sub></b>	0,04	0,04	0,00
<b>n-C<sub>5</sub></b>	0,04	0,04	0,00
<b>n-C<sub>6</sub></b>	0,04	0,04	0,00
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	170	158	7,06
<b>Temperatura (°F)</b>	153	154	-0,65
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	365.828	365.500	0,09
<b>Flujo Volumétrico (GPM)</b>	712	696	2,25
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>MDEA</b>	10,66	10,69	-0,28
<b>H<sub>2</sub>O</b>	88,11	86,17	2,20
<b>H<sub>2</sub>S</b>	3,10	3,06	1,29
<b>Carga Acida</b>	0,29	0,29	0,00

### **Columna 30-C-002**

Ésta fue otra de las columnas que presentó menor porcentaje de desviación, a excepción de la composición del H<sub>2</sub>S en el gas de tope, la cual es alta pero se debe a los valores tan pequeños usados en el cálculo. La composición del CO<sub>2</sub> está alrededor del 10%, pero como la cantidad de éste en el sistema es poca, su estudio se puede considerar despreciable.

No hubo restricciones para introducir los datos en esta columna debido a que el arreglo es sencillo y las corrientes de entrada y salida se conectaron en el fondo y en el tope, como en el diseño.

**Tabla 4.10 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 30-C-002.**

Gas Tratado	30-C-002		
	Balance	Simulador	% Desviación
<b>Presión (psig)</b>	0,6	0,6	0,00
<b>Temperatura (°F)</b>	106	107	-0,94
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	139.990	138.500	1,06
<b>Flujo Volumétrico (MMSCFD)</b>	46,64	46,34	0,64
<b>Composición (%mol)</b>			
H <sub>2</sub> O	6,62	6,87	-3,78
H <sub>2</sub> S	0,04	0,05	-25,00
N <sub>2</sub>	89,22	89,8	-0,65
CO <sub>2</sub>	1,59	1,75	-10,06
H <sub>2</sub>	1,53	1,53	0,00
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	2	2	0,00
<b>Temperatura (°F)</b>	116	114	1,72
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	377.950	377.400	0,15
<b>Flujo Volumétrico (GPM)</b>	727	725	0,28
<b>Composición (%mol)</b>			
MDEA	10,86	10,89	-0,28
H <sub>2</sub> O	88,32	88,29	0,03
H <sub>2</sub> S	0,85	0,80	5,88
<b>Carga Acida</b>	0,08	0,07	6,14

### **Columna 15-C-007**

Ésta columna fue sencilla de simular al igual que la 18-C-005 y 30-C-002 y se obtuvo mayor desviación en la temperatura de la amina rica, en la composición de H<sub>2</sub>S y en la del H<sub>2</sub>O, desviaciones que han sido notorias la mayoría de las columnas, pero cabe destacar nuevamente que no afectan los parámetros principales a controlar en el proceso de absorción.

**Tabla 4.11 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 15-C-007.**

Gas Tratado	15-C-007		
	Balance	Simulador	% Desviación
<b>Presión (psig)</b>	117	118	-0,85
<b>Temperatura (°F)</b>	135	135	0,00
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	9.617	9468	1,55
<b>Flujo Volumétrico (MMSCFD)</b>	3,59	3,78	-5,29
<b>Composición (%mol)</b>			
H <sub>2</sub> O	2,53	2,23	11,86
H <sub>2</sub> S	0,25	0,004	98,40
H <sub>2</sub>	35,70	39,09	-9,50
C <sub>1</sub>	21,77	21,05	3,31
C <sub>2</sub>	10,13	9,67	4,54
C <sub>3</sub>	11,65	11,11	4,64
i-C <sub>4</sub>	5,32	5,06	4,89
n-C <sub>4</sub>	8,35	7,94	4,91
i-C <sub>5</sub>	1,27	1,20	5,51
n-C <sub>5</sub>	1,27	1,27	0,00
n-C <sub>6</sub>	1,27	1,25	1,57
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	126	122	3,17
<b>Temperatura (°F)</b>	154	132	14,29
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	760.410	758.100	0,30
<b>Flujo Volumétrico (GPM)</b>	1.550	1.407	9,23
<b>Composición (%mol)</b>			
MDEA	10,72	10,62	0,93
H <sub>2</sub> O	84,84	84,98	-0,17
H <sub>2</sub> S	4,44	4,39	1,13
<b>Carga Acida</b>	0,41	0,41	0,20

### **Columna 15-C-006**

Para la columna de contacto líquido – líquido (tabla 4.12), es notorio que se obtuvo un porcentaje de desviación en la temperatura de la amina rica de aproximadamente 15%, factor que es evidente en la mayoría de las columnas. Cabe destacar que para esta columna el simulador no requiere datos mecánicos sino etapas teóricas, pero a pesar de esto, los parámetros principales a controlar fueron bastante asertivos.

**Tabla 4.12 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 15-C-006.**

	15-C-006		
LPG Tratado	Balance	Simulador	% Desviación
<b>Presión (psig)</b>	420	420	0,00
<b>Temperatura (°F)</b>	135	136	-0,74
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	28.147	28.086	0,22
<b>Flujo Volumétrico (BPD)</b>	3812	4060	-6,51
<b>Composición (%mol)</b>			
H <sub>2</sub> O	0,19	0,18	5,26
H <sub>2</sub> S	0,00	0,004	
H <sub>2</sub>	0,19	0,18	5,26
C <sub>1</sub>	2,23	2,14	4,04
C <sub>2</sub>	5,95	5,93	0,34
C <sub>3</sub>	22,86	22,82	0,17
i-C <sub>4</sub>	22,12	22,17	-0,23
n-C <sub>4</sub>	45,35	45,44	-0,20
i-C <sub>5</sub>	0,93	0,93	0,00
n-C <sub>5</sub>	0,19	0,19	0,00
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	438	420	4,11
<b>Temperatura (°F)</b>	119	143	-20,17
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	67.867	67.902	-0,05
<b>Flujo Volumétrico (GPM)</b>	137	126	8,03
<b>Composición (%mol)</b>			
MDEA	10,51	10,55	-0,38
H <sub>2</sub> O	85,15	85,13	0,02
H <sub>2</sub> S	4,33	4,26	1,62
<b>Carga Acida</b>	0,41	0,40	1,99

### **Columnas 24-C-101/201**

Para las columnas regeneradoras (tabla 4.13), se mostraron los resultados en una misma tabla, debido a que las dos operan igual y la alimentación se divide en 50%. Los resultados del simulador dieron bastante cercanos a los balances de la planta en comparación con las demás torres.

Directamente al observar la tabla se puede apreciar, un porcentaje de desviación del 50% en la composición del CO<sub>2</sub>, lo que no es problema debido a que el contenido de CO<sub>2</sub> circulante en la planta es muy pequeño, por lo tanto el control del mismo en el sistema de amina no es indispensable.

A pesar de que en el modelo de simulación realizado hubo porcentajes de desviación que superan el 10%, que es el límite de tolerancia aceptable, los parámetros importantes a controlar en el proceso de absorción, como lo son: la carga ácida en la amina rica y en la corriente de gas tratado, estuvieron cercanos al 0 %, por lo que queda validado el sistema de simulación modelado para proceder al montaje a las condiciones actuales de operación de la planta.

**Tabla 4.13 Comparación entre los resultados obtenidos con la simulación de procesos y los reportados en las los balances de masa de la columna 24-C-101/201.**

	24-C-101/201		
<b>Amina Rica</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	15	15	0,00
<b>Temperatura (°F)</b>	220	216	1,82
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	773.344	750.500	2,95
<b>Flujo Volumétrico (gpm)</b>	1525	1473	3,41
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>H<sub>2</sub>O</b>	86,12	86,11	0,01
<b>H<sub>2</sub>S</b>	3,17	3,16	0,32
<b>CO<sub>2</sub></b>	0,04	0,02	50,00
<b>MDEA</b>	10,66	10,71	-0,47
<b>Carga Acida</b>	0,30	0,30	0,0
<b>Amina Pobre</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	18,7	18,5	1,07
<b>Temperatura (°F)</b>	263	263	0,00
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	734.538	709.000	3,48
<b>Flujo Volumétrico (gpm)</b>	1.534	1.474	3,91
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>MDEA</b>	11,25	11,41	-1,42
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,09	0,07	22,22
<b>H<sub>2</sub>O</b>	88,66	88,52	0,16
<b>Carga Acida</b>	0,008	0,006	23,313
<b>Gas Acido</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	13,7	13,7	0
<b>Temperatura (°F)</b>	110	110	0
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	28.924	27.819	3,82
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>H<sub>2</sub>O</b>	4,50	4,57	-1,56
<b>H<sub>2</sub>S</b>	93,88	94,60	-0,77
<b>Aguas Agrias</b>	<b>Balance</b>	<b>Simulador</b>	<b>% Desviación</b>
<b>Presión (psig)</b>	13,7	13,7	0
<b>Temperatura (°F)</b>	110	110	0
<b>Flujo Másico (Lb/hr)</b>	9.890	10.916	-10,37
<b>Flujo Volumétrico (gpm)</b>	20	20,89	-4,45
<b>Composición (%mol)</b>			
<b>H<sub>2</sub>O</b>	99,27	99,67	-0,40
<b>H<sub>2</sub>S</b>	0,37	0,23	37,84

### 4.3.2 Elaboración del modelo de simulación del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de operación actual

Una vez validado el modelo se procedió a introducir los datos en el simulador para una concentración de la amina pobre de 31,5% en peso y posteriormente a su corrida. Los datos introducidos fueron tomados del balance de masa elaborado a las condiciones actuales.

Al comparar los resultados actuales con los de diseño, se puede observar que las condiciones de presión y temperatura se mantuvieron, lo que es indicativo de una buena operación. Con respecto a los flujos, es notoria la variación, lo cual es justificado ya que ésta depende de la carga que este manejando la planta en ese momento. Los parámetros que se deben mantener, independientemente de la carga, son las especificaciones de carga ácida tanto en la amina rica (0.1-0.5 mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA) como en el gas tratado, los cuales no deberían exceder el valor máximo permisivo que se muestra en la tabla 4.14 y que depende de la exigencia que se requiera aguas abajo del proceso de absorción.

**Tabla 4.14 Concentraciones máximas en el gas tratado.**

	ppm (mg/L)	ppmw (mg/kg)
<b>14-C-001</b>	50	2500
<b>16-C-001</b>	50	2500
<b>15-C-005</b>	1	200
<b>15-C-006</b>	0,25	0,5
<b>15-C-007</b>	2	200
<b>30-C-002</b>	1	900
<b>18-C-005</b>	1	100

#### **Columnas 14-C-001**

En la tabla 4.15 se puede observar que la carga ácida en la amina rica actualmente está saliendo mayor al rango de aceptación especificada, y la concentración en el gas tratado está casi en el límite permisible de tolerancia. Es decir, con un aumento del flujo de gas a la columna, se pueden superar los 50ppm.

En esta columna, a la concentración de 31,5% en peso, se alcanza la especificación de H<sub>2</sub>S en el tope, manteniendo el flujo de gas constante. Y para reducir la carga ácida en la amina rica se debe incrementar el flujo de amina pobre a la columna con el fin de diluirla. Para ello se recomienda



aumentar el flujo poco a poco y en paralelo ir tomando las muestras de amina rica.

**Tabla 4.15 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 14-C-001.**

	14-C-001		
Gas Tratado	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	1515	1515	0,00
Temperatura (°F)	135	156	-15,56
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	457	234	48,80
H <sub>2</sub> S (ppm)	5,120	44,66	-772,27
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	1527	1516	0,72
Temperatura (°F)	144	129	10,42
Flujo Volumétrico (GPM)	522	396	24,14
Carga Acida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,41	0,53	-29,27

#### **Columna 16-C-001**

Esta columna presenta el mismo comportamiento que la 14-C-001, debido a que tiene el mismo arreglo mecánico, los flujos actualmente son menores y la carga ácida en la amina rica y los ppm en el gas tratado, entraron dentro de especificación, tal como se muestra en la tabla 4.16.

**Tabla 4.16 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 16-C-001.**

	16-C-001		
Gas Tratado	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	1929	1929	0,00
Temperatura (°F)	135	152	-12,59
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	477	186	61,01
H <sub>2</sub> S (ppm)	3,15	6,31	-100,32
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	1935	1930	0,26
Temperatura (°F)	150	150	0,00
Flujo Volumétrico (GPM)	763	553	27,52
Carga Acida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,41	0,46	-12,20

#### **Columna 18-C-005**

En la tabla 4.17 se puede observar que a la concentración manejada, no se sobrepasaron los rangos de tolerancia de carga ácida tanto en el fondo

como en el tope y es notorio que actualmente la relación mol de H<sub>2</sub>S/mol de MDEA está saliendo un poco más baja que la de diseño debido a que el flujo de gas manejado en la columna es menor.

**Tabla 4.17 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 18-C-005.**

Gas Tratado	18-C-005		
	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	154	156	-1,30
Temperatura (°F)	135	137	-1,48
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	23,62	8,74	63,00
H <sub>2</sub> S (ppm)	0,45	0,74	-64,44
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	170	158	7,06
Temperatura (°F)	153	147	3,92
Flujo Volumétrico (GPM)	712	591	16,99
Carga Acida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,29	0,25	13,79

### Columna 30-C-002

Esta fue otra de las columnas que no sobrepasaron los rangos de tolerancia de carga ácida tanto en el fondo como en el tope. En la tabla 4.18 se puede observar que la mayor desviación se presenta en la temperatura de la amina rica, esta disminución es debido a que a la temperatura de 116°F, la columna presentaba arrastre debido al alto flujo de amina que circula en esa columna.

**Tabla 4.18 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 30-C-002.**

Gas Tratado	30-C-002		
	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	0,6	0,6	0,00
Temperatura (°F)	106	112	-5,66
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	46,64	33,86	27,40
H <sub>2</sub> S (%mol)	0,55	0,69	-25,45
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	2	1,73	13,50
Temperatura (°F)	116	97	16,38
Flujo Volumétrico (GPM)	727	649	10,73
Carga Acida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,08	0,09	-12,50

### **Columna 15-C-007**

En la figura 4.19 las condiciones de temperatura y presión en el gas tratado se mantienen actualmente, los ppm de H<sub>2</sub>S estan saliendo por encima del valor de diseño a pesar de que el flujo de gas es menor. Cabe destacar que las corrientes de amina rica del resto de las abdsorbedoras ubicadas en el area de hidroprocesos entran a la 15-C-007 antes de ser enviada a las regeneradoras y se puede obserbar que la amina circulando en esta area es menor que por diseño, debido a que se estan procesando menos flujos de hidrocarburos en el sistema.

**Tabla 4.19 Comparación de los resultados mostrados por el simulador a las condiciones actuales con las de diseño en la columna 15-C-007.**

Gas Tratado	15-C-007		
	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	117	117	0,00
Temperatura (°F)	135	137	-1,48
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	3,59	2,6	27,58
H <sub>2</sub> S (ppm)	0,37	0,90	-143,24
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	126	119	5,56
Temperatura (°F)	154	143	7,14
Flujo Volumétrico (GPM)	1.550	1.201	22,52
Carga Acida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,41	0,48	-17,07

### **Columna 15-C-005**

Al observar la tabla 4.20 se puede notar que la carga ácida (0,72 mol de H<sub>2</sub>S/mol MDEA) en esta columna actualmente está saliendo fuera de especificación y al compararla con los resultados de laboratorio (anexo D.3), el cual arrojo un valor de 1,031 mol de H<sub>2</sub>S/mol MDEA, corrobora lo mostrado por el simulador. Aunque estos valores están muy lejanos, se puede considerar aceptable debido a que para el simulador todas las partes internas de la columna están en óptimas condiciones.

**Tabla 4.20 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 15-C-005.**

Gas Tratado	15-C-005		
	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	329	327	0,61
Temperatura (°F)	135	141	-4,44
Flujo Volumétrico (MMSCFD)	6,55	3,23	50,69
H <sub>2</sub> S (ppm)	0,08	0,37	-362,50
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	339	327	3,54
Temperatura (°F)	169	167	1,18
Flujo Volumétrico (GPM)	25	40	-60,00
Carga Ácida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,43	0,72	-67,44

El flujo de amina introducido a la columna actualmente sobrepasa el diseño, por 15 GPM, aun así, la amina rica está saliendo fuera de especificación. Para solventar la carga ácida en la amina rica es necesario aumentar el flujo de amina a la columna, pero de antemano se debería hacer un estudio de este caso debido a que actualmente se está trabajando sobre el valor de diseño.

#### **Columna 15-C-006**

En la única columna donde el hidrocarburo tratado está fuera de especificación es la 15-C-006 (tabla 4.21), sobrepasando los 0,25 ppm estipulados como máximo. Sabiendo que éste debe estar saliendo más alto porque realmente en esa columna se manejan 2000BPD y se simuló con 1800BPD.

La carga ácida también está saliendo fuera de especificación y al compararla con los resultados de laboratorio (1,37), corrobora que es así, aunque este valor es dudoso, debido a que por teoría, en la reacción de absorción, una molécula de amina reacciona con una molécula de H<sub>2</sub>S, formando la sal amina, por lo tanto la relación mol de H<sub>2</sub>S / mol de MDEA no debe exceder de 1 y según el análisis de laboratorio, está excediendo. Es decir, hay que revisar el procedimiento realizado en laboratorio, porque probablemente se está cuantificando el hidrocarburo coabsorbido en la amina rica ya que si no le dan el tiempo necesario para que el GLP se separe de la amina, esta se lleva consigo ciertos hidrocarburos pesados, es decir, C<sub>4</sub><sup>+</sup> que son difíciles de separarse de la mezcla debido a su bajo poder de vaporización con respecto al C<sub>3</sub><sup>+</sup>.

**Tabla 4.21 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 15-C-006.**

LPG Tratado	15-C-006		
	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	420	421	-0,24
Temperatura (°F)	135	139	-2,96
Flujo Volumétrico (BPD)	3812	1700	55,40
H <sub>2</sub> S (ppm)	0,023	0,58	-2422,00
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	438	421	3,88
Temperatura (°F)	119	150	-26,05
Flujo Volumétrico (GPM)	137	100	27,01
Carga Acida (mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA)	0,41	0,57	-39,02

### **Regeneradoras 24-C-101/201**

En el caso de las regeneradoras (tabla 4.22) las cuales trabajan iguales, se puede observar que la carga acida en la amina rica de entrada a las columnas está saliendo por encima del valor de diseño, lo cual era de esperarse, ya que esto es consecuencia de la alta carga ácida en algunas columnas del proceso. Si comparamos este valor con el reportado por laboratorio, se comprueba que el modelo validado es aceptable ya que este cuantifica la carga acida del resto de las absorbedoras en un acumulador y a la salida de este es que se toma la muestra. Y se comprueba nuevamente que los análisis de laboratorio tanto de la 15-C-005 y 15-C-006 pueden estar errados.

En la amina pobre que se despacha a usuarios, la carga ácida está saliendo fuera de especificación (rango de tolerancia 0,006 – 0,01). Este parámetro de debe controlar aguas arriba del proceso de regeneración, manipulando los flujos de amina correspondientes para solventar la carga acida en la amina rica de cada columna o aumentando el flujo de vapor en el regenerador. Los análisis de laboratorio dieron 0,008.

Actualmente se está produciendo menos gas ácido con respecto al diseño, debido a que cada columna está manejando flujos de hidrocarburos por debajo del diseño. Se presenta el mismo caso para el agua agria.

Los resultados de las corrientes del simulador, las cuales van desde 1 hasta 118 (observar figura H.1), no se reportaron en los anexos debido a la abundancia de estas, pero en el tabla H.2 se muestra como refleja los resultados el simulador.

**Tabla 4.22 Comparación de los resultados obtenidos a las condiciones actuales con las de diseño de la columna 24-C-101/201.**

	24-C-101/201		
Amina Rica	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	15	15	0,00
Temperatura (°F)	216	216	0,00
Flujo Volumétrico (GPM)	1473	1271	13,71
Carga Acida	0,30	0,32	-6,67
Amina Pobre	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	18,5	18,5	0,00
Temperatura (°F)	263	260	1,14
Flujo Volumétrico (GPM)	1.474	1.286	12,75
Carga Acida	0,008	0,012	-100,00
Gas Acido	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	13,7	13,85	-1,09
Temperatura (°F)	110	98	10,91
Flujo Másico (Lb/hr)	27.819	17.656	36,53
H <sub>2</sub> S (%mol)	94,60	95,91	-1,38
Aguas Agrias	DISEÑO	ACTUAL	% Desviación
Presión (psig)	13,7	13,85	-1,09
Temperatura (°F)	110	98	10,91
Flujo Volumétrico (GPM)	21	18	14,29
H <sub>2</sub> O (%mol)	99,67	99,70	-0,03
H <sub>2</sub> S (%mol)	0,23	0,27	-17,39

### Resultados por etapa

Una de las ventajas del simulador es que muestra los resultados del equilibrio termodinámico de las sustancias etapa por etapa, para el reporte de estos, ocurre algo similar a las corrientes. Cabe destacar que de estos reportes se extrajeron los resultados necesarios para el estudio del sistema. Para el caso de las columnas se tomo en cuenta la temperatura, el H<sub>2</sub>S y la MDEA.

A continuación se muestran los resultados por etapa de las columnas regeneradoras a las condiciones de diseño (tabla 4.23) y de operación actual de la planta (4.24). El resto de las tablas se encuentran reflejadas en el anexo H.

En las figuras 4.1 y 4.2 se muestra el comportamiento por etapa de absorción en cuanto a temperatura y transferencia de masa entre las fases,

donde se compara el comportamiento del diseño con el actual, respectivamente.

En el diseño el proceso regeneración de la amina ocurre en el fondo, en los últimos 6 platos que es donde la solución se encuentra con mayor temperatura debido al calor que aporta el rehedidor, en el caso actual el comportamiento es similar pero es notorio un despojamiento en cada etapa y se ve más pronunciado en los 3 últimos platos de fondo. A medida que la amina se va regenerando, se va produciendo  $H_2S$  y la mayor concentración es reflejada en el tope.

Las curvas de  $H_2S$  y MDEA son casi simétricas, lo que es indicativo de una buena operación y distribución del líquido en los platos de la columna. Las gráficas se hicieron en la fase líquida porque es allí donde ocurren las reacciones de absorción y desorción. La fase gaseosa sirvió para cuantificar la cantidad de MDEA que se pierde en cada columna y saber que tan tratado sale el hidrocarburo de salida, el cual ya fue discutido anteriormente al comparar las condiciones de diseño con las actuales con el % de desviación.

En el caso de diseño, la amina rica entra en el tope con una concentración en peso de 41,4 % con 24.800 ppmw de  $H_2S$  y se regenera hasta alcanzar una concentración de 42,1. Siempre se mantienen galones de amina recirculando en el sistema que son los que hacen llevar la concentración de la amina cerca de los 45%, adicional el 15% de la amina que sale de regenerar se filtra y se inyecta antes de salir a usuarios. Lo mismo ocurre para el caso actual, entrando la amina rica con una concentración en peso 29,4 % y se regenera hasta 30,1 %.

En la columna absorbidora 30-C-002 (figura 4.3) a las condiciones de diseño se observa que el proceso de absorción ocurre en todas las etapas de la columna, también es notorio el comportamiento simétrico. En este caso la amina no pierde mucha concentración debido a que el flujo de gas de cola contiene poca cantidad de  $H_2S$  consigo y el flujo de amina es bastante grande (727GPM) debido a la baja presión del gas (2 psig), por lo que la relación mol  $H_2S$  / mol MDEA por diseño es de 0,08.

En el caso de operación actual (figura 4.4), el proceso de absorción de  $H_2S$  (ver línea rosada) tiene una tendencia continua, por lo que el gas se está endulzando correctamente. Si seguimos el recorrido de la MDEA (línea azul) se puede observar que hasta el plato 5 el comportamiento es el esperado, debido a que a medida que va reaccionando la MDEA con el  $H_2S$  la amina va perdiendo concentración. A partir del plato 6 es notorio un comportamiento ascendente, donde la MDEA va ganando concentración, lo cual posiblemente puede ser justificado por el perfil de temperatura, ya que por diseño este debería ir aumentando y a las condiciones actuales disminuye.

**Tabla 4.23 Resultados por etapa de las columnas 24-C-101/201 a las condiciones de diseño.**

24-C-201/101		FASE VAPOR				FASE LÍQUIDA				
PLATOS	Temperatura	H2S		MDEA		Temperatura	H2S		MDEA	
Nº	Fahrenheit	lb/hr	mol %	lb/hr	mol %	Fahrenheit	lb/hr	ppmw	lb/hr	Frac Mas
1	233,2	24.329	29,72	195	0,068	232,0	19.214	24.803	326.400	0,414
2	244,4	18.610	17,38	368	0,098	243,9	13.507	17.294	326.500	0,414
3	250,1	12.905	10,41	511	0,118	249,8	9.415	12.010	326.600	0,414
4	253,1	8.813	6,63	597	0,128	253,1	7.603	9.675	326.700	0,414
5	254,2	7.001	5,07	640	0,133	254,2	6.207	7.895	326.700	0,414
6	255,0	5.605	4,00	667	0,136	255,0	5.153	6.552	326.700	0,414
7	255,6	4.549	3,22	688	0,139	255,6	4.348	5.527	326.700	0,415
8	256,2	3.743	2,63	705	0,141	256,1	3.727	4.737	326.700	0,415
9	256,6	3.120	2,18	718	0,143	256,6	3.241	4.118	326.700	0,415
10	257,0	2.633	1,83	730	0,145	257,0	2.855	3.626	326.800	0,415
11	257,3	2.246	1,55	739	0,146	257,3	2.543	3.230	326.800	0,415
12	257,6	1.935	1,33	748	0,147	257,6	2.288	2.905	326.800	0,415
13	257,9	1.679	1,15	756	0,148	257,9	2.075	2.635	326.800	0,415
14	258,2	1.466	1,00	762	0,149	258,2	1.896	2.406	326.800	0,415
15	258,4	1.286	0,88	769	0,15	258,4	1.741	2.209	326.800	0,415
16	258,7	1.131	0,77	774	0,15	258,7	1.606	2.037	326.800	0,415
17	258,9	996	0,68	780	0,151	258,9	1.485	1.884	326.800	0,415
18	259,2	875	0,59	785	0,152	259,2	1.376	1.745	326.800	0,415
19	259,4	766	0,52	790	0,152	259,4	1.275	1.617	326.800	0,416
20	259,6	665	0,45	795	0,153	259,6	1.180	1.496	326.800	0,416
21	259,8	570	0,38	800	0,154	259,8	1.088	1.380	326.800	0,417
22	260,1	478	0,32	806	0,154	260,1	998	1.265	326.800	0,418
23	260,3	388	0,26	812	0,155	260,2	907	1.149	327.100	0,421





Tabla 4.24 Resultados por etapa de las columnas 24-C-101/201 a las condiciones de operación actual.

24-C-201/101		FASE VAPOR				FASE LÍQUIDA				
PLATOS	Temperatura	H2S		MDEA		Temperatura	H2S		MDEA	
Nº	Fahrenheit	lbmol/hr	mol %	lbmol/hr	mol %	Fahrenheit	lbmol/hr	ppmw	lbmol/hr	Frac Mas
1	227,3	485,2	34,0	0,34	0,024	226.386	444	23.160	1.647,1	0,294
2	237,4	424,7	23,1	0,62	0,034	236.760	352	18.224	1.647,4	0,294
3	244,2	332,9	15,0	0,96	0,043	243.772	267	13.725	1.647,7	0,294
4	248,5	247,4	10,0	1,23	0,049	248.463	229	11.718	1.647,9	0,294
5	250,1	209,3	7,8	1,40	0,052	250.032	195	10.005	1.648,0	0,294
6	251,1	176,1	6,4	1,48	0,054	251.061	168	8.597	1.648,0	0,294
7	251,9	148,7	5,4	1,54	0,056	251.884	145	7.443	1.648,1	0,294
8	252,6	126,2	4,5	1,61	0,057	252.569	127	6.497	1.648,1	0,294
9	253,2	107,7	3,8	1,66	0,058	253.151	112	5.716	1.648,2	0,294
10	253,7	92,5	3,2	1,70	0,059	253.655	99	5.067	1.648,2	0,294
11	254,1	79,8	2,8	1,74	0,060	254.100	89	4.525	1.648,2	0,294
12	254,5	69,2	2,4	1,77	0,061	254.497	80	4.067	1.648,3	0,294
13	254,9	60,3	2,1	1,80	0,061	254.858	72	3.678	1.648,3	0,295
14	255,2	52,7	1,8	1,83	0,062	255.190	65	3.343	1.648,3	0,295
15	255,5	46,1	1,6	1,85	0,063	255.499	60	3.051	1.648,3	0,295
16	255,8	40,4	1,4	1,88	0,063	255.791	55	2.795	1.648,3	0,295
17	256,1	35,4	1,2	1,90	0,063	256.067	50	2.567	1.648,4	0,295
18	256,3	30,9	1,0	1,92	0,064	256.333	46	2.361	1.648,4	0,295
19	256,6	26,9	0,9	1,93	0,064	256.588	43	2.173	1.648,4	0,295
20	256,8	23,2	0,8	1,95	0,065	256.837	39	1.997	1.648,4	0,295
21	257,1	19,8	0,7	1,97	0,065	257.080	36	1.831	1.648,4	0,297
22	257,3	16,5	0,5	1,99	0,065	257.318	33	1.671	1.648,4	0,298
23	257,6	13,4	0,4	2,01	0,066	257.499	30	1.513	1.648,9	0,301

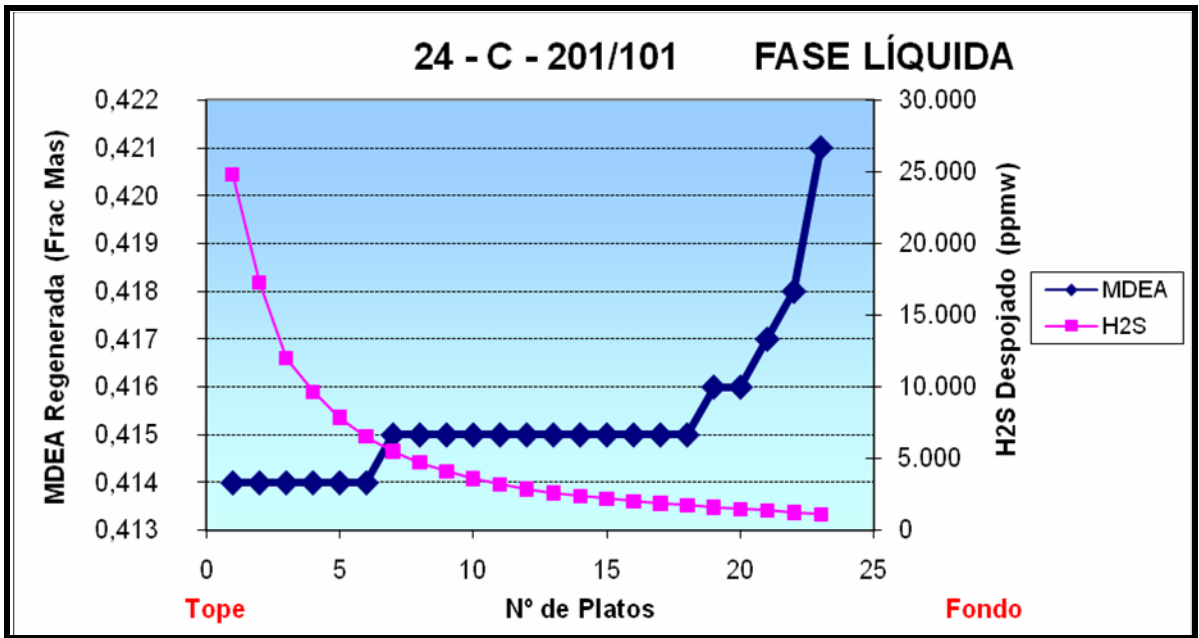


Figura 4.1 Comportamiento del H<sub>2</sub>S despojados y la MDEA regenerada las columnas 24-C-101/201 por plato a las condiciones de diseño

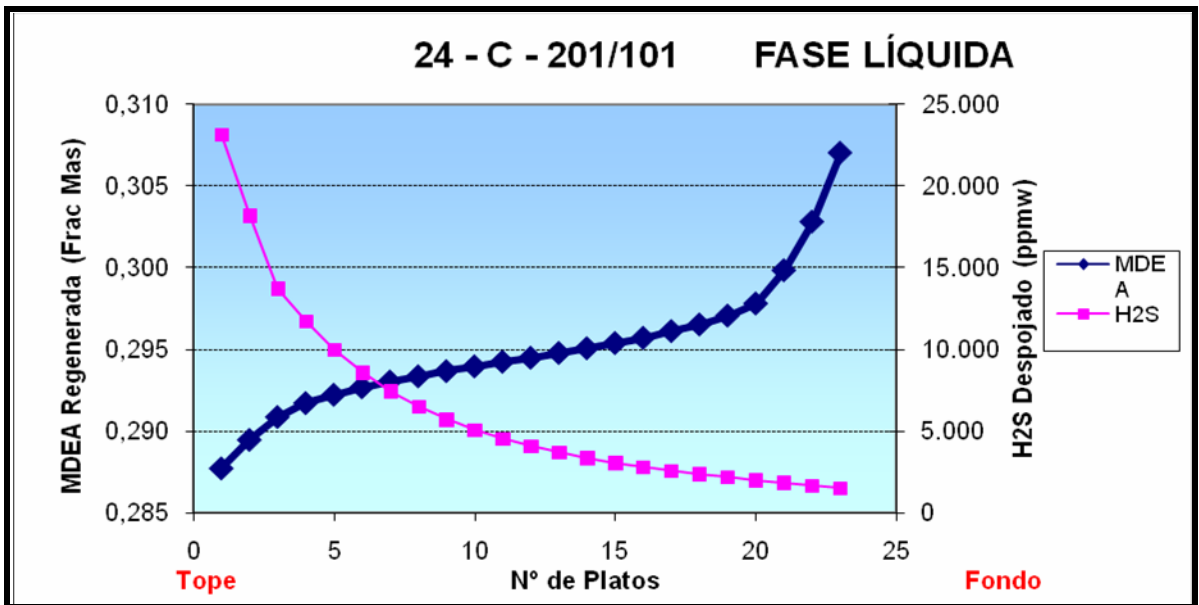


Figura 4.2 Comportamiento del H<sub>2</sub>S despojados y la MDEA regenerada para las columnas 24-C-101/201 por plato a las condiciones de operación actual.

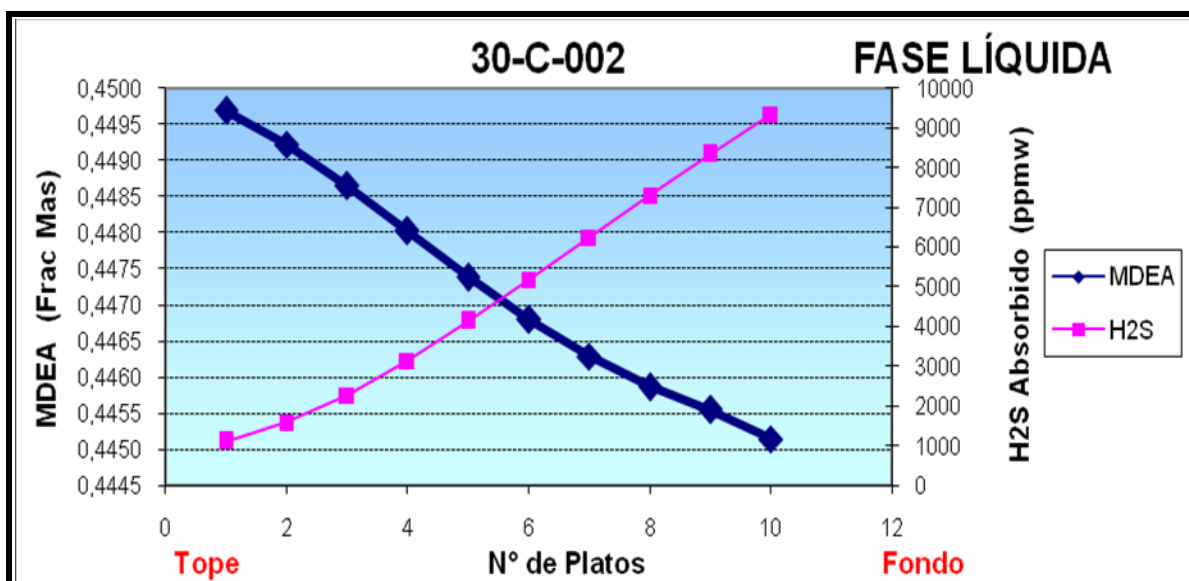


Figura 4.3 Comportamiento del H<sub>2</sub>S Absorbido en la MDEA por plato de la columna 30-C-002 a las condiciones de diseño.

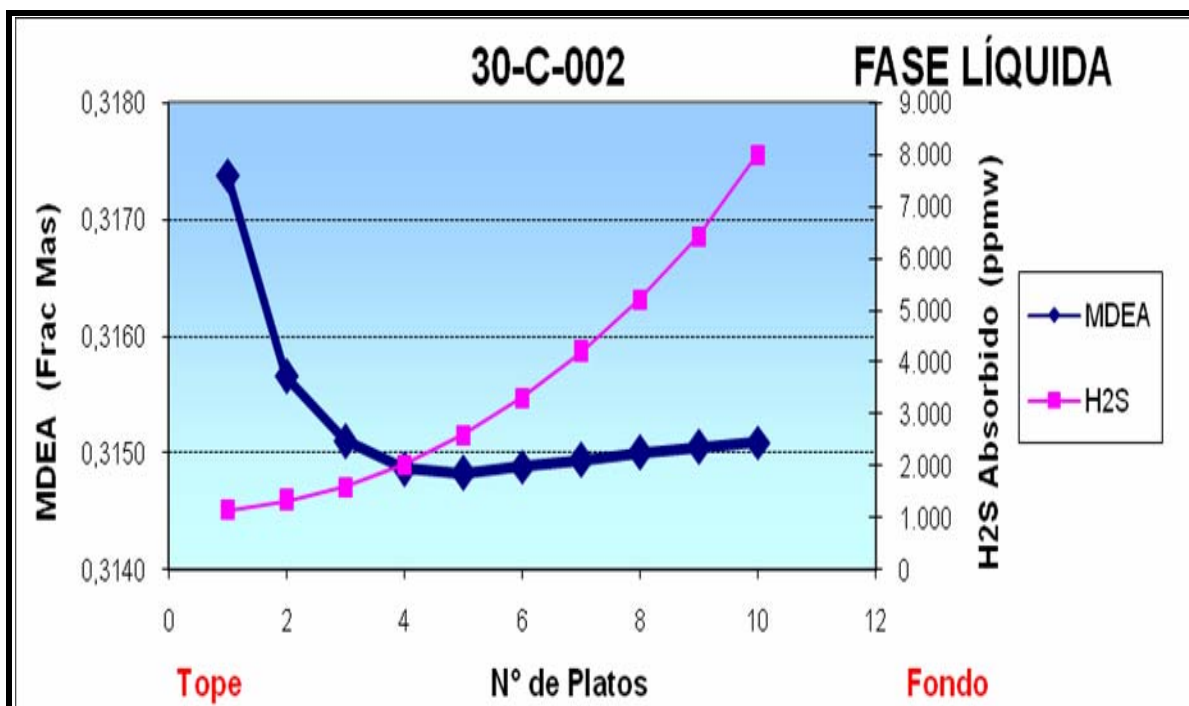


Figura 4.4 Comportamiento del H<sub>2</sub>S Absorbido en la MDEA por plato de la columna 30-C-002 a las condiciones de operación actual.

Este comportamiento se puede observar mejor en las gráficas de protuberancias de temperaturas. En el caso de diseño (figura 4.5), al compararlo con las tendencias teóricas (ver figura 2.10) elaboradas por Huntsman, en esta columna el flujo de amina es suficiente para la absorción. En el caso actual de operación (figura 4.6) la tendencia es distinta a la de diseño, donde la protuberancia se hace en el tope y el proceso de absorción ocurre en los primeros 6 platos, lo que corrobora el comportamiento de la figura 4.4. Al compararlo con las tendencias teóricas, está circulando muy poca amina, lo cual puede ser indicativo de la baja concentración de la amina pobre y a la baja presión, sin embargo, según el incremento, en la columna a estas condiciones, el gas se está depurando correctamente.

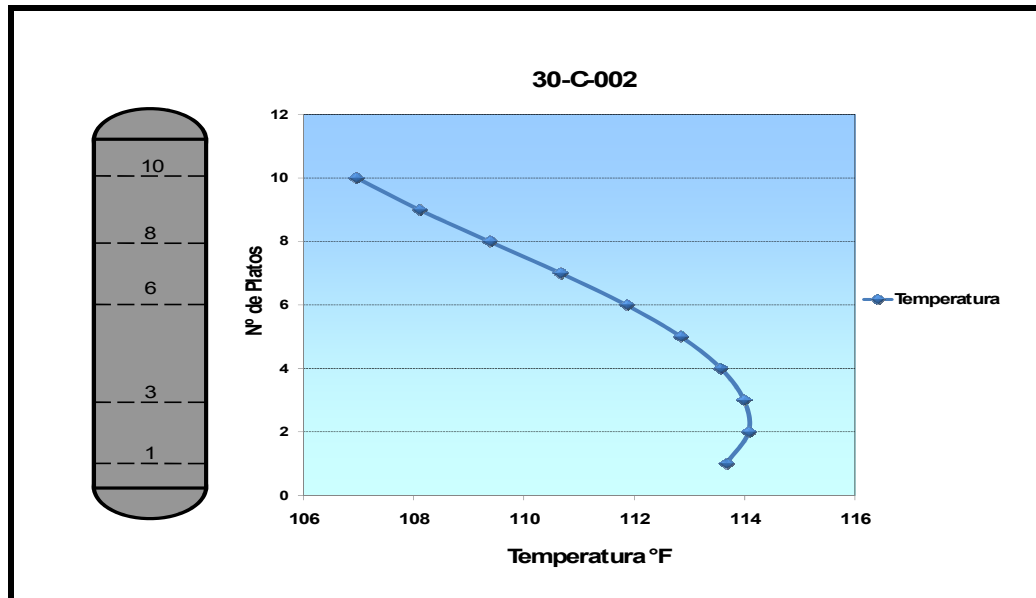
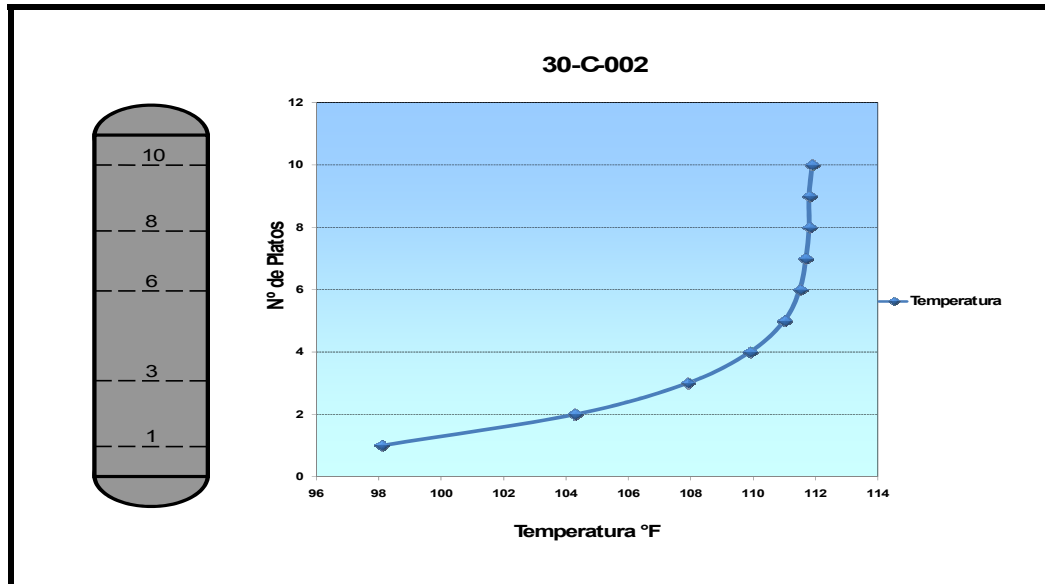


Figura 4.5 Protuberancia de temperatura de la columna 30-C-002 a las condiciones de diseño.



**Figura 4.6 Protuberancia de temperatura de la columna 30-C-002 a las condiciones de operación actual.**

En las columnas regeneradoras y en la torre de contacto líquido-líquido (15-C-006) no se elaboró la grafica de perfil de temperatura ya que esta aplica solamente para absorbidora de gases. En el caso de la columna 18-C-005, las tendencias de las gráficas a las condiciones de diseño y actual dieron similares, donde el proceso de absorción ocurre a partir del plato 15, y el perfil de temperatura en notoria en el fondo de la columna y éste comportamiento se puede afirmar que circula suficiente amina en la columna. Este mismo caso se presentó en la columna 15-C-007 y se aplica el mismo criterio (anexo H).

### **Pérdidas de amina**

Para culminar con éste objetivo, se crearon tablas de pérdidas de aminas por equilibrio termodinámico (término usado por los licenciantes del simulador) a las condiciones de diseño y de operación actual (tabla 4.25), las cuales se cuantificaron mensualmente y anualmente en las 9 columnas. Estas pérdidas se pierden en el proceso de absorción por evaporación o solubilidad a condiciones de P, T y fugacidad.

En las regeneradoras se pierde gran parte de la amina, debido a que en este proceso se trabaja a altas temperaturas para revertir la reacción y producir  $H_2S$ . En este proceso pequeñas porciones de la amina son arrastradas por el flujo de  $H_2S$  producido, es por eso que estas columnas tienen un plato de lavado, para que el agua se lleve consigo las partículas de amina arrastradas por el gas ácido hacia el fondo. Pero igualmente, las

partículas que no son removidas se van en la corriente de aguas agrias del proceso.

Otra de las pérdidas que tienen mayor impacto están ubicadas en las columnas 14-C-001 y 16-C-001, estas columnas trabajan a altas presiones (1.500 y 1.900 psig respectivamente) y se pierde amina por arrastre, debido a que se manejan volúmenes grandes de gas.

Las pérdidas en la contactora líquido – líquido (15-C-006) son por solubilidad, es por eso que se debe estar monitoreando el flujo de GLP de entrada a la columna continuamente debido a que si este aumenta, va arrastrar consigo grandes cantidades de amina ya que la velocidad de vaporización del GLP aumentará. Cabe destacar que esta es la columna que presenta mayores pérdidas anuales por eventos operacionales, lo cual es difícil de reconocer porque es una columna de contacto líquido – líquido, a diferencia de las absorbedoras donde las pérdidas son notorias por la indicación de nivel en el plato tope.

**Tabla 4.25 Pérdidas de amina (MDEA) por equilibrio termodinámico a las condiciones de operación actual.**

MDEA	Lbmol/hr	Lb/hr	Ton/mes	Ton/año
14-C-001	0,0281	3,348677	1	12
16-C-001	0,0201	2,395317	1	9
15-C-005	0,0004	0,047668	0,01	0,2
15-C-006	0,0139	1,656463	0,5	6
15-C-007	0,0007	0,083419	0,03	0,3
30-C-002	0,0134	1,596878	0,5	6
18-C-005	0,0021	0,250257	0,1	1
24-C-101	0,1220	14,53874	4	52
24-C-201	0,1240	14,77708	4	53
<b>TOTAL</b>			<b>12</b>	<b>139</b>

#### **4.4 Realización de análisis de sensibilidad de las especificaciones de carga ácida de la amina y de los gases del proceso a diferentes concentraciones de MDEA.**

El análisis de sensibilidad se realizó con la finalidad de determinar que tan sensible son las absorbedoras del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina en dar respuestas adecuadas al cambio de algunos parámetros, éste análisis se realizó mediante simulación.

##### **Columna 15-C-005**

Para la columna 15-C-005 se realizó el análisis de sensibilidad a 40 y 20 GPM de flujo de amina que, mediante tendencias en el software de seguimiento de la planta (Aspen Tech), fueron los flujos máximos y mínimos usados en esta torre. Para la corriente de gas se utilizaron 2, 4 y 7 MMSCFD y el rango de concentración de amina entre 15 y 45%. Tomando como respuestas adecuadas la carga ácida en el gas y en la amina rica. En la tabla 4.27 se observan los resultados obtenidos para esta columna.

En la figura 4.7 se puede observar que a 40GPM a medida que disminuye la concentración de la amina pobre y aumenta el flujo de gas, la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA en la amina rica tiende a crecer y a menor flujo de amina (a 20GPM) el impacto es mayor. La línea horizontal roja indica el límite máximo permisible.

##### **Columna 14-C-001**

En esta columna se realizó el análisis de sensibilidad a 500 y 300 GPM de flujo de amina y a 50, 300 y 500 MMSCFD de flujo de gas. El rango de concentración de mantiene. En la tabla 4.28 se muestran los resultados obtenidos.

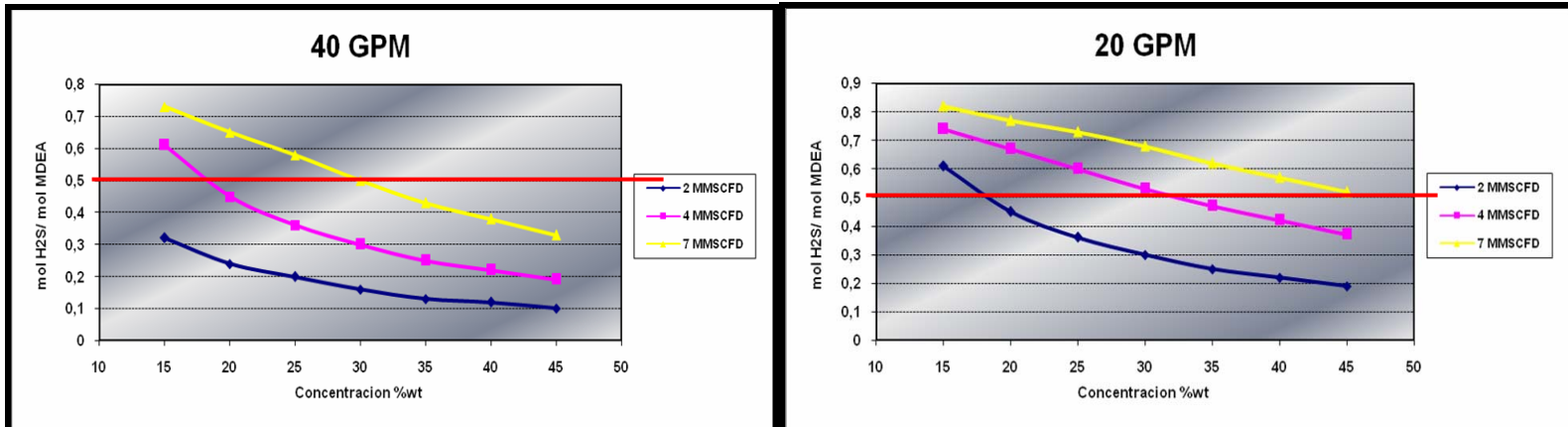
En la figura 4.9 a 500 GPM y 300GPM se observa igual comportamiento que en la columna 15-C-005 y este mismo se presenta en el resto de las absorbedoras gas – líquido. Para un flujo de amina 500 GPM y un flujo máximo de gas de 500 MMSCFD la mínima concentración donde no se sobrepasa la indicacion limite de 0,5 mol H<sub>2</sub>S/ mol MDEA es 40% y a 300GPM de amina y el mismo flujo de gas, no se alcanzan las especificaciones.

En la figura 4.10 a 500GPM se puede observar que para un flujo de 500 MMSCFD, una tendencia vertical para una concentración de 30%. A 300 GPM de amina, y mismo flujo de gas, no se alcanzan la especificación de ppmw en el gas tratado y para un flujo de 300 MMSCFD a concentraciones de MDEA menores a 40% sobrepasa el límite permisible.

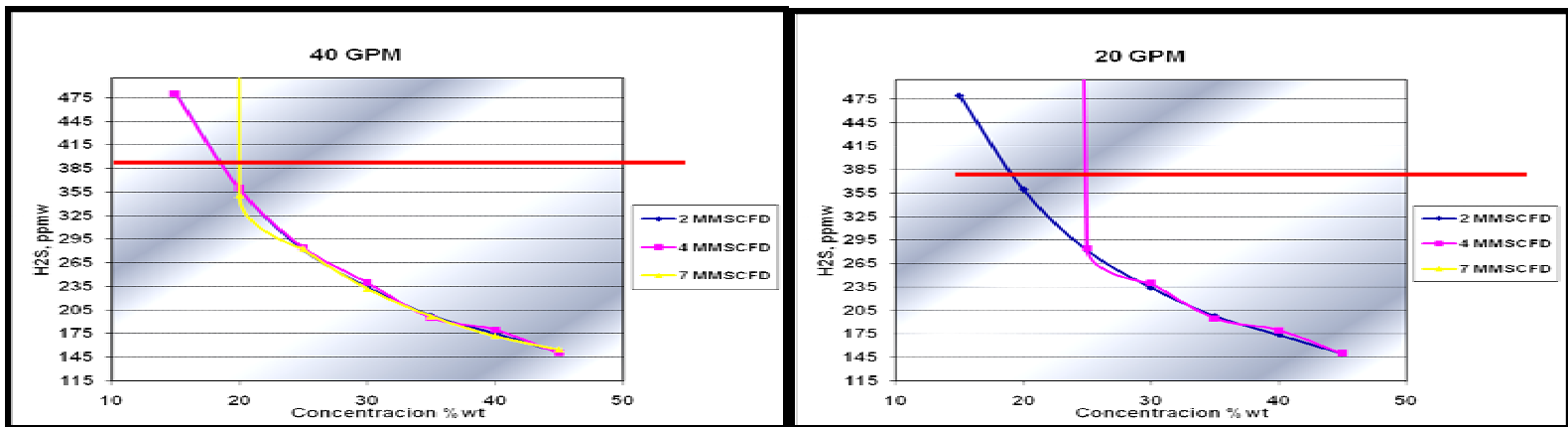


**Tabla 4.27 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de HC 15-C-005.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de Gas MMSCFD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas tratado (ppmw)
40	2	45	0,1	151
		40	0,12	175
		35	0,13	198
		30	0,16	234
		25	0,2	282
		20	0,24	360
		15	0,32	481
	4	45	0,19	150
		40	0,22	180
		35	0,25	195
		30	0,3	240
		25	0,36	285
		20	0,45	360
		15	0,61	480
	7	45	0,33	155
		40	0,38	172
		35	0,43	197
		30	0,5	232
		25	0,58	283
		20	0,65	351
		15	0,73	60958
20	2	45	0,19	150
		40	0,22	174
		35	0,25	198
		30	0,3	234
		25	0,36	282
		20	0,45	360
		15	0,61	480
	4	45	0,37	150
		40	0,42	180
		35	0,47	195
		30	0,53	240
		25	0,6	285
		20	0,67	9854
		15	0,74	75146
	7	45	0,52	42829
		40	0,57	47851
		35	0,62	55742
		30	0,68	65065
		25	0,73	80624
		20	0,77	97557
		15	0,82	115802



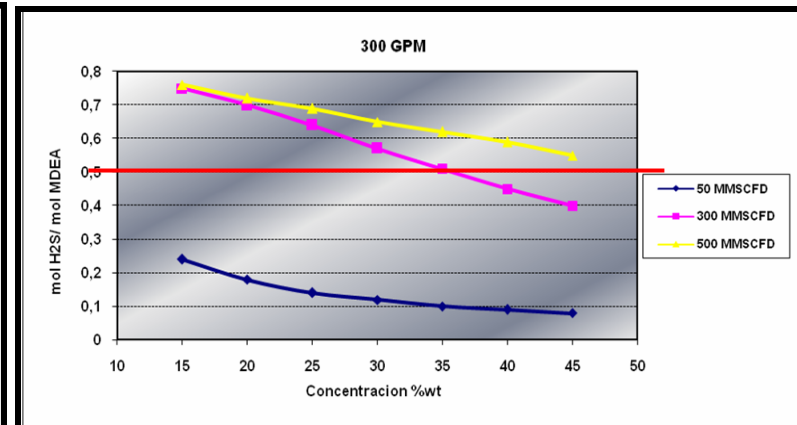
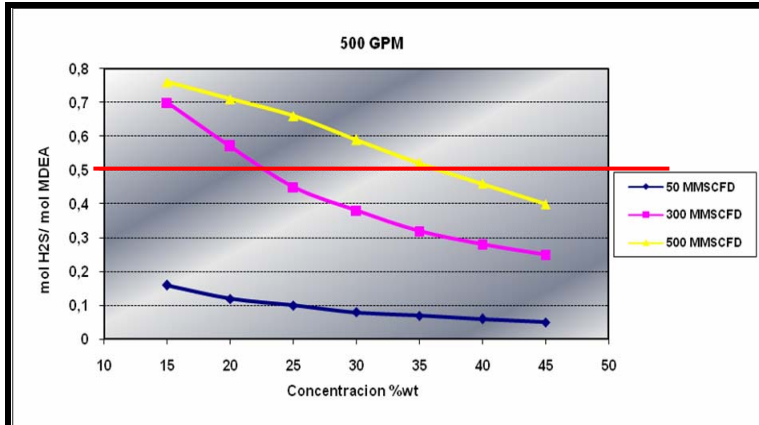
**Figura 4.7 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 15-C-005.**



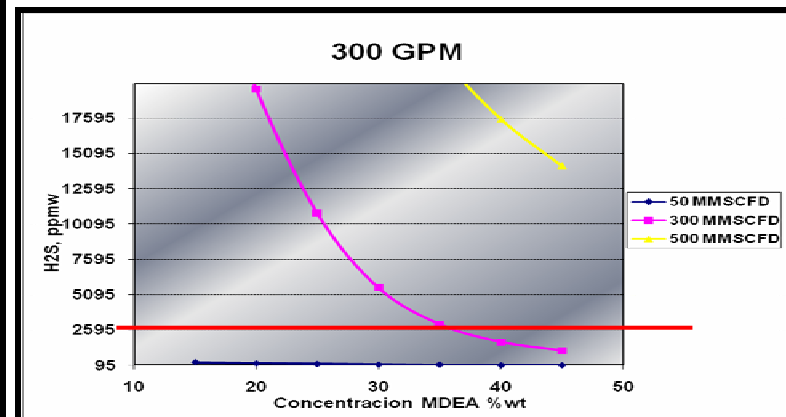
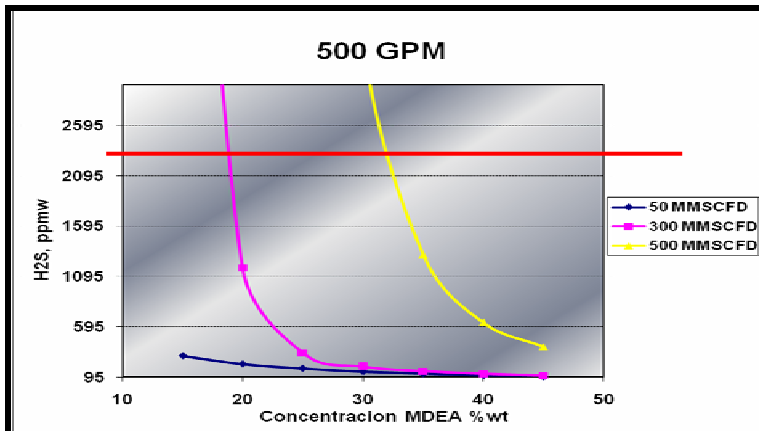
**Figura 4.8 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 15-C-005.**

**Tabla 4.28 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de HC 14-C-001.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de Gas MMSCFD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas tratado (ppmw)	
500	50	45	0,05	96	
		40	0,06	109	
		35	0,07	127	
		30	0,08	150	
		25	0,1	180	
		20	0,12	225	
		15	0,16	305	
	300	300	45	0,25	110
			40	0,28	128
			35	0,32	154
			30	0,38	200
			25	0,45	333
			20	0,57	1181
	500	500	15	0,7	7840
			45	0,4	398
			40	0,46	638
			35	0,52	1306
			30	0,59	3401
			25	0,66	9075
			20	0,71	18984
	300	50	15	0,76	31119
45			0,08	96	
40			0,09	108	
35			0,1	133	
30			0,12	149	
25			0,14	180	
20			0,18	227	
300		300	15	0,24	306
			45	0,4	1128
			40	0,45	1743
			35	0,51	2990
			30	0,57	5586
			25	0,64	10813
500		500	20	0,7	19657
			15	0,75	31284
			45	0,55	14213
			40	0,59	17505
			35	0,62	22016
			30	0,65	27633
			25	0,69	34001
20		0,72	40895		
15	0,76	48153			



**Figura 4.9 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 14-C001.**



**Figura 4.10 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 14-C-001**

### **Columna 16-C-001**

En esta columna se realizó el análisis de sensibilidad a 700 y 400 GPM de flujo de amina y a 50, 250 y 500 MMSCFD de flujo de gas. El rango de concentración se mantiene y en la tabla 4.29 se muestran los resultados obtenidos.

En la figura 4.11 a 700 GPM y 400GPM se observa igual comportamiento que en el resto de las absorbedoras gas – líquido. Para un flujo de amina 700 GPM y un flujo máximo de gas de 500 MMSCFD la mínima concentración donde no se sobrepasa la indicación límite de 0,5 mol H<sub>2</sub>S/ mol MDEA es 40%, al igual que la 14-C-001 y a 400GPM de amina y el mismo flujo de gas, no se alcanzan las especificaciones.

En la figura 4.12 a 700GPM se puede observar que para un flujo de 500 MMSCFD, la mínima concentración que se puede utilizar en esta columna es de 25%. A 400 GPM de amina, y el mismo flujo de gas, no se alcanzan la especificación de ppmw en el gas tratado y para un flujo de 300 MMSCFD a concentraciones de MDEA menores de 35% sobrepasa el límite permisible.

### **Columna 15-C-007**

En esta columna se realizó el análisis de sensibilidad a 200 y 100 GPM de flujo de amina y a 1, 4 y 8 MMSCFD de flujo de gas. El rango de concentración de mantiene y en la tabla 4.30 se muestran los resultados obtenidos.

En la figura 4.13 para un flujo de amina 200 GPM y un flujo máximo de gas de 8 MMSCFD se puede observar que a partir de una concentración de 35% la relación mol H<sub>2</sub>S/ mol MDEA se mantiene constante, es decir, la amina pobre circulante es suficiente para tratar la carga ácida del gas que entra a esta columna, a 100 GPM se refleja el mismo comportamiento. Debido a la carga ácida del gas la relación mol H<sub>2</sub>S/ mol MDEA en la amina rica no debe sobrepasar de 0.43.

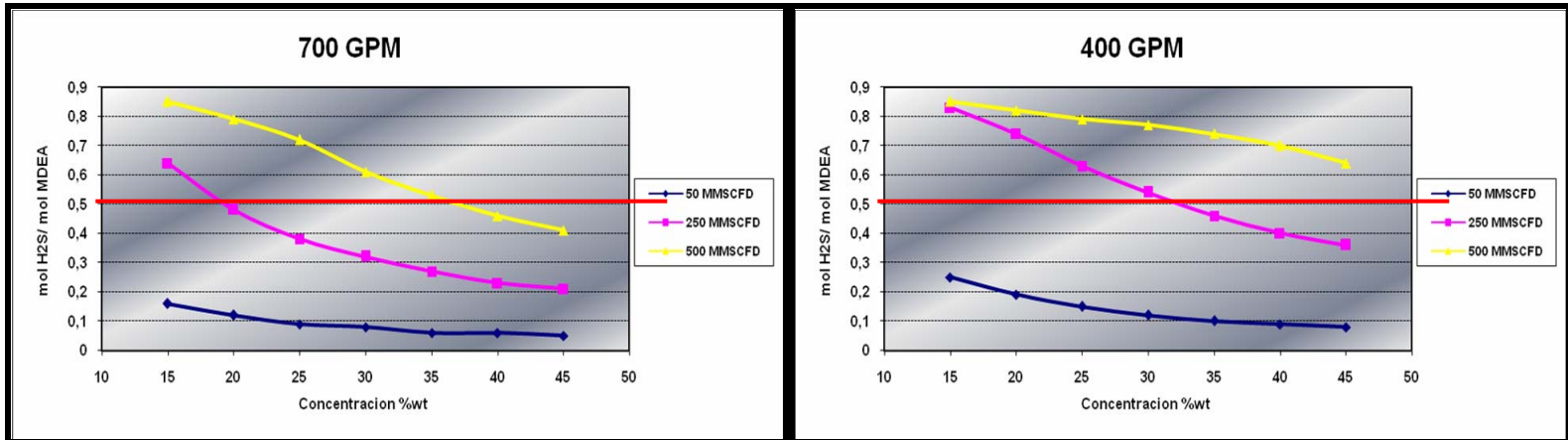
### **Columna 18-C-005**

En esta columna se realizó el análisis de sensibilidad a 600 y 400 GPM de flujo de amina y a 5, 18 y 30 MMSCFD de flujo de gas. El rango de concentración de mantiene y en la tabla 4.31 se muestran los resultados obtenidos.

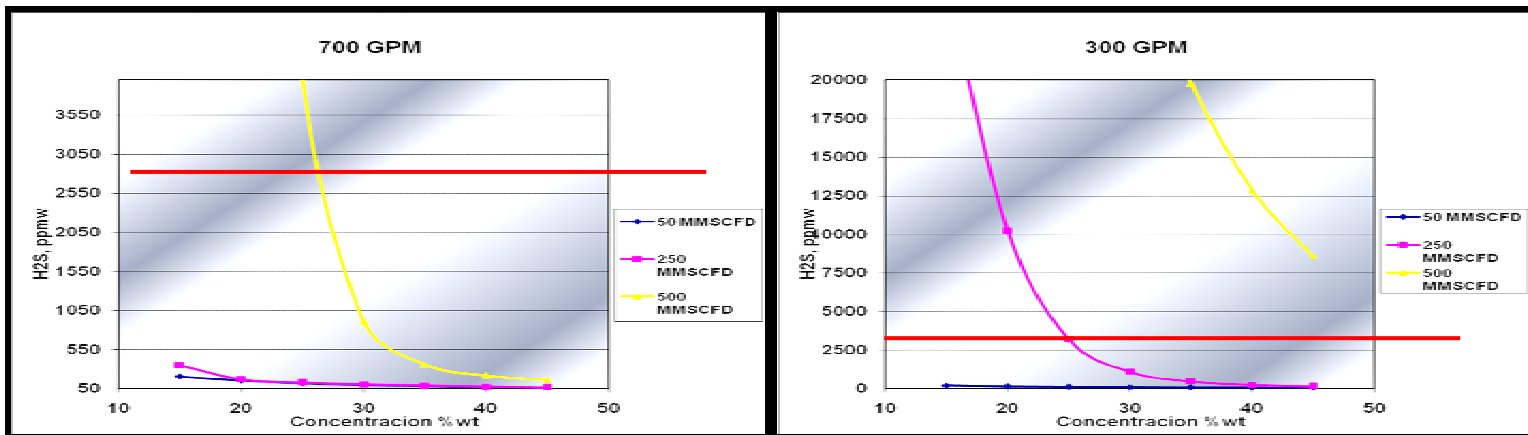
En la figura 4.15 a 600 GPM y a 400GPM se observa igual comportamiento que en el resto de las absorbedoras gas – líquido. Para un flujo de amina 600 GPM y un flujo máximo de gas de 30 MMSCFD la mínima concentración donde no se sobrepasa la indicación límite de 0,5 mol H<sub>2</sub>S/ mol MDEA es 35% y a 400GPM de amina y el mismo flujo de gas a penas se alcanzan las especificaciones a 45%.

**Tabla 4.29 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 16-C-001.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de Gas MMSCFD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas tratado (ppmw)
700	50	45	0,05	66
		40	0,06	76
		35	0,06	87
		30	0,08	103
		25	0,09	122
		20	0,12	155
		15	0,16	207
	250	45	0,21	69
		40	0,23	79
		35	0,27	91
		30	0,32	107
		25	0,38	131
		20	0,48	173
	500	45	0,41	165
		40	0,46	220
		35	0,53	362
		30	0,61	912
		25	0,72	4106
		20	0,79	15733
		15	0,85	33530
	400	50	45	0,08
40			0,09	73
35			0,1	87
30			0,12	102
25			0,15	124
20			0,19	155
15			0,25	207
250		45	0,36	162
		40	0,4	251
		35	0,46	471
		30	0,54	1112
		25	0,63	3218
		20	0,74	10207
500		45	0,83	25996
		45	0,64	8576
		40	0,7	12862
		35	0,74	19788
		30	0,77	28894
		25	0,79	39008
		20	0,82	49424
15		0,85	60000	



**Figura 4.11** Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 16-C-001.



**Figura 4.12** Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de reciclo para la columna 16-C-001.

**Tabla 4.30 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 15-C-007.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de Gas MMSCFD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas tratado (ppmw)
200	1	45	0,37	119
		40	0,37	136
		35	0,38	157
		30	0,38	182
		25	0,39	231
		20	0,39	281
		15	0,4	380
	4	45	0,39	120
		40	0,39	136
		35	0,4	156
		30	0,4	185
		25	0,41	222
		20	0,42	280
		15	0,42	378
	8	45	0,41	119
		40	0,42	138
		35	0,43	193
		30	0,43	18778
		25	0,43	50091
		20	0,43	84422
		15	0,43	123554
100	1	45	0,39	119
		40	0,39	137
		35	0,4	158
		30	0,4	181
		25	0,4	231
		20	0,41	280
		15	0,41	379
	4	45	0,41	453
		40	0,41	4469
		35	0,42	17171
		30	0,42	34883
		25	0,42	59231
		20	0,42	90222
		15	0,42	127004
	8	45	0,42	130477
		40	0,42	135275
		35	0,42	142038
		30	0,42	151053
		25	0,42	162609
		20	0,42	176912
		15	0,42	193805



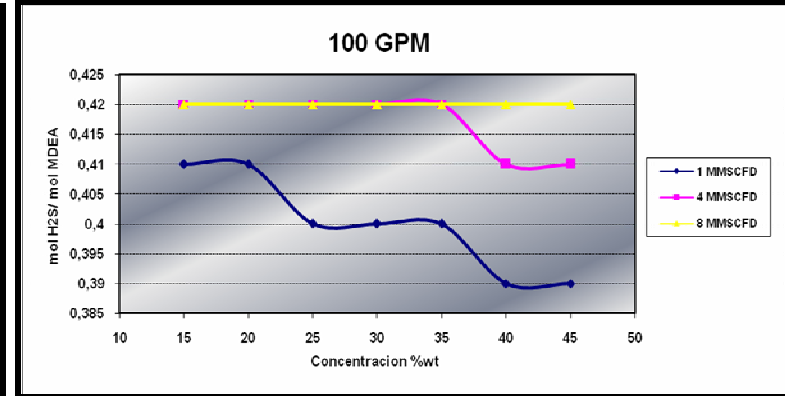
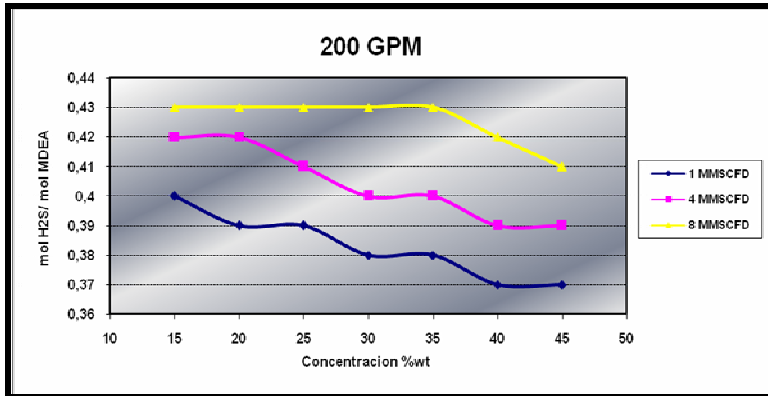


Figura 4.13 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 15-C-007.

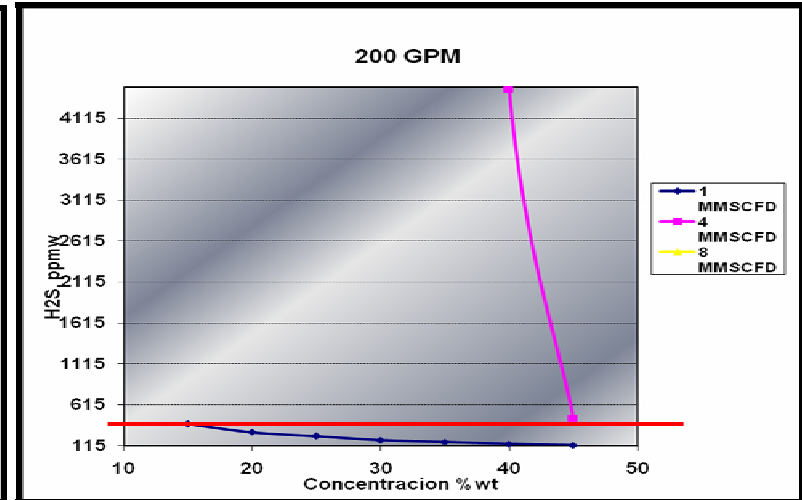
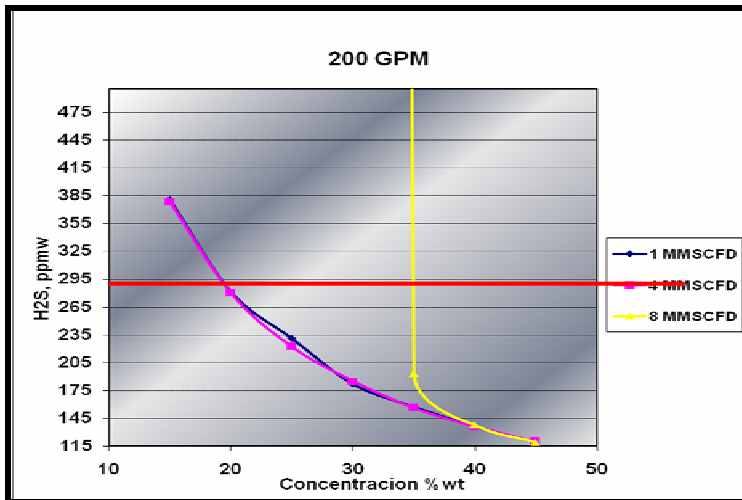


Figura 4.14 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 15-C-007.

**Tabla 4.31 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 18-C-005.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de Gas MMSCFD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas tratado (ppmw)
600	5	45	0,07	83,76
		40	0,08	86,92
		35	0,09	90,08
		30	0,1	93,25
		25	0,12	102,84
		20	0,15	115,64
		15	0,21	141,27
	18	45	0,22	84,55
		40	0,25	86,3
		35	0,28	88,94
		30	0,33	94,25
		25	0,4	102,23
		20	0,5	117,31
		15	0,67	143,05
	30	45	0,36	84,83
		40	0,4	85,88
		35	0,46	89,05
		30	0,54	93,83
		25	0,65	102,87
		20	0,75	15441
		15	0,83	51207
400	5	45	0,1	83,54
		40	0,11	86,7
		35	0,12	89,88
		30	0,15	93,02
		25	0,18	102,63
		20	0,22	115,42
		15	0,29	144,22
	18	45	0,32	83,6
		40	0,36	86,24
		35	0,42	88,88
		30	0,49	94,2
		25	0,59	102,17
		20	0,73	138,54
		15	0,82	36577
	30	45	0,48	22702
		40	0,52	26728
		35	0,58	33830
		30	0,63	44064
		25	0,7	57850
		20	0,76	75318
		15	0,83	96207

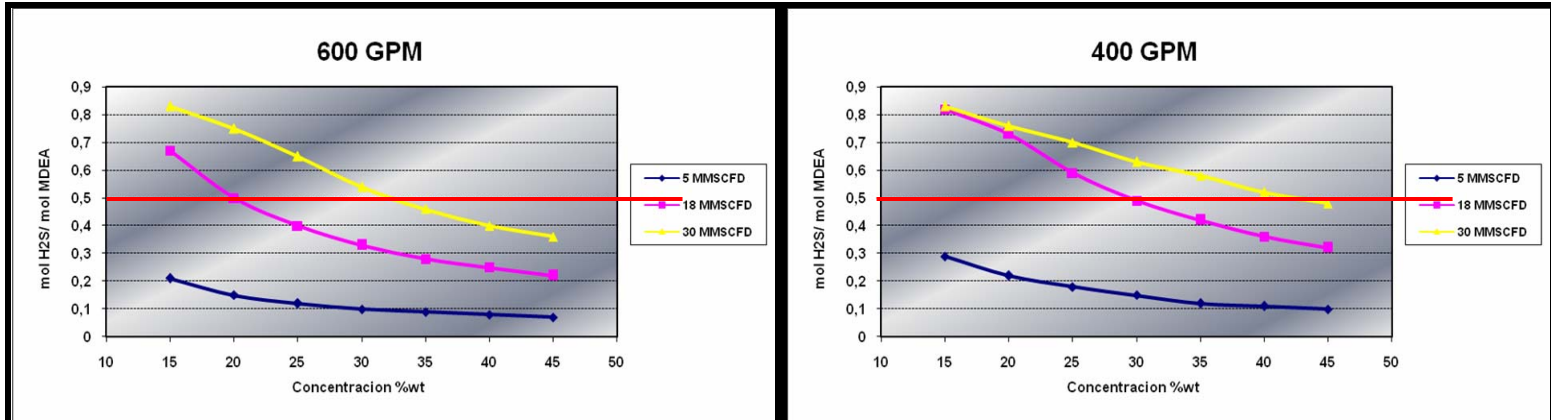


Figura 4.15 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 18-C-005.

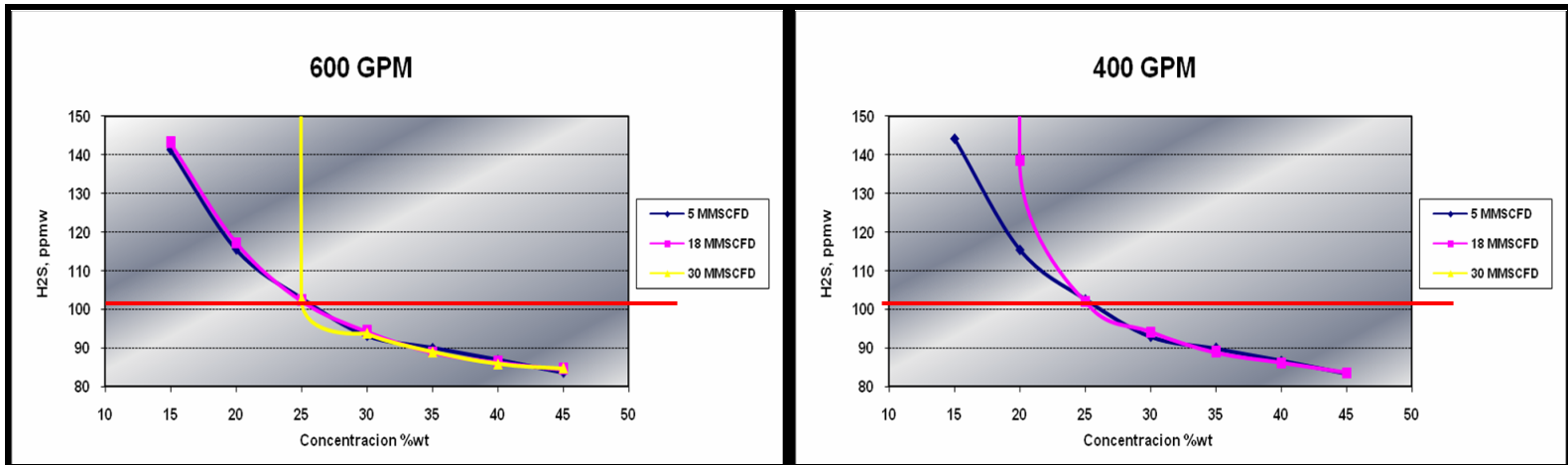


Figura 4.16 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas combustible para la columna 18-C-005.

### **Columna 30-C-002**

En esta columna se realizó el análisis de sensibilidad a 800 y 600 GPM de flujo de amina y a 15, 35 y 55 MMSCFD de flujo de gas. El rango de concentración de mantiene y en la tabla 4.32 se muestran los resultados obtenidos.

En la figura 4.15 a 800 GPM y 600GPM se observa igual comportamiento que en el resto de las absorbedoras gas – líquido. En esta columna a cualquier flujo de gas, es difícil de alcanzar el límite de 0,5 mol H<sub>2</sub>S/mol de MDEA debido a la baja carga ácida del gas a tratar.

En la figura 4.16 a 800GPM se puede observar que para un flujo de 55 MMSCFD, la mínima concentración que se puede utilizar en esta columna es de 25%. A 600 GPM de amina, y el mismo flujo de gas, no se alcanzan la especificación de ppmw en el gas tratado y para un flujo de 35 MMSCFD a concentraciones de MDEA menores de 25% sobrepasa el límite permisible.

### **Columna 15-C-006**

En el caso de la columna líquido – líquido, el comportamiento es distinto que para las absorbedoras gas – líquido (tabla 4.33 y figuras 4.19 y 4.20) en cuanto a los ppmw de H<sub>2</sub>S en el GLP tratado. Para un flujo de amina 110 GPM, a 500 BPD de GLP, el comportamiento es casi horizontal, a medida que el flujo de hidrocarburo va aumentando este va tomando forma oscilatoria, indicando a 2000 BPD un mejor tratamiento para una concentración de 35%. A 3500 BPD muestra una línea cóncava, siendo el punto máximo 30%, y alcanzando las especificaciones adecuadas de ppmw de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a concentraciones de amina menores a 20%. Por lo que se puede decir que a mayor flujo de GLP se trabaja mejor a menores concentraciones de MDEA.

Las columnas que tratan GLP con amina son difícil de controlar y debido a este comportamiento, aún no se ha creado una herramienta técnica de trabajo que contenga un método riguroso de estudio, debido a que en el proceso de absorción se crea una emulsión entre la amina y el GLP, que si no se tienen las condiciones de densidad, difusividad y concentración adecuada ésta puede impactar de múltiples formas en el proceso.

Otro de los factores importantes a discutir, es que cuando se rompe la emulsión y el GLP es liberado de la amina, como el enlace que se formó entre el H<sub>2</sub>S es más fuerte, éste se queda en la amina rica y el GLP se vaporiza. Cabe destacar que los C<sub>3</sub><sup>+</sup> son solubles en la MDEA y si no le dan el tiempo de residencia necesario para su separación la amina se va a llevar consigo parte de hidrocarburos pesados, como lo son C<sub>4</sub><sup>+</sup>, ya que duran más tiempo para vaporizarse que los C<sub>3</sub><sup>+</sup>. Igualmente si el flujo de GLP es muy grande y no le dan el tiempo de residencia necesario, éste se llevará la amina emulsionada consigo, debido a la alta velocidad de vaporización que se va a formar

**Tabla 4.32 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 30-C-002.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de Gas MMSCFD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el gas tratado (ppmw)
800	15	45	0,019	1,21
		40	0,021	1,21
		35	0,025	1,29
		30	0,029	1,37
		25	0,035	1,45
		20	0,043	1,61
		15	0,058	2,01
	35	45	0,044	1,94
		40	0,05	2,04
		35	0,057	2,32
		30	0,067	2,9
		25	0,081	4,49
		20	0,1	11,38
		15	0,134	82,38
	55	45	0,069	65,98
		40	0,078	89,89
		35	0,089	153,53
		30	0,103	328,37
		25	0,122	788,66
		20	0,146	1804,73
		15	0,179	3687,88
600	15	45	0,025	1,21
		40	0,028	1,21
		35	0,033	1,29
		30	0,038	1,37
		25	0,046	1,45
		20	0,057	1,77
		15	0,077	2,66
	35	45	0,058	12,8
		40	0,066	20,04
		35	0,076	40,74
		30	0,089	113,14
		25	0,106	384,87
		20	0,128	1152
		15	0,159	2777
	55	45	0,082	2646
		40	0,091	2892
		35	0,103	3319
		30	0,116	3969
		25	0,133	4914
		20	0,155	6251
		15	0,185	8136

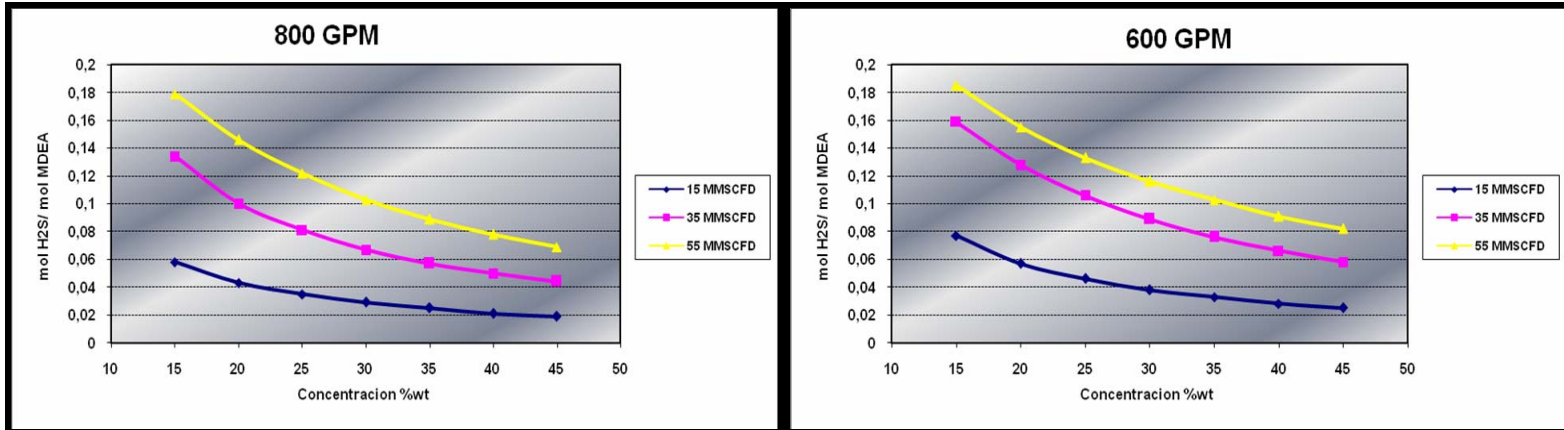


Figura 4.17 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de cola para la columna 30-C-002.

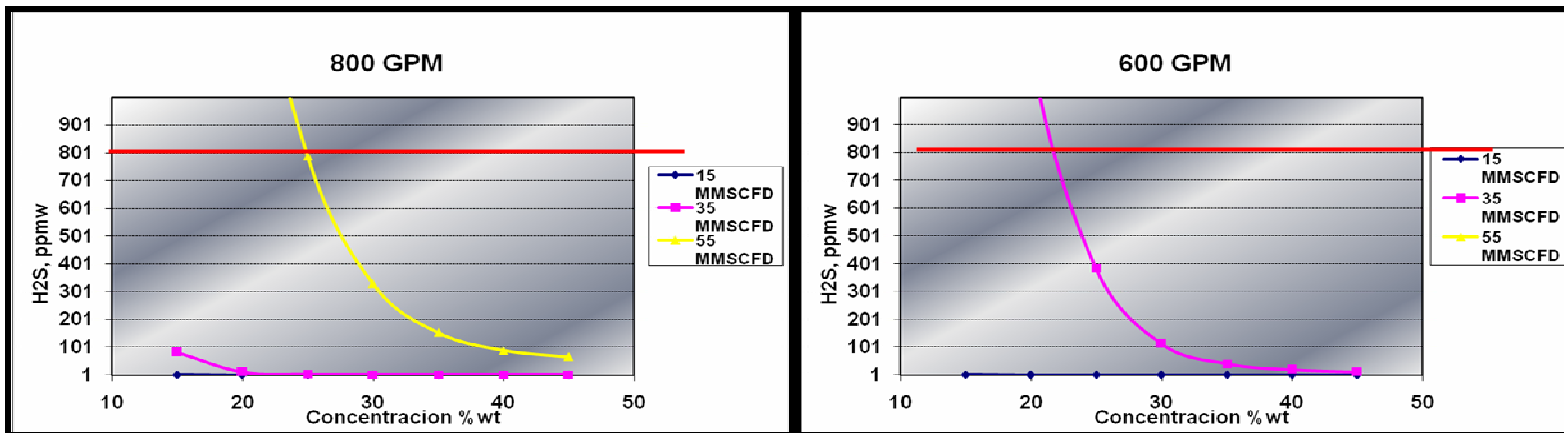


Figura 4.18 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de gas de cola para la columna 30-C-002.

**Tabla 4.33 Comportamiento de la carga ácida en la amina rica y del GLP tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de hidrocarburos en la columna 15-C-006.**

Flujo de Amina Pobre GPM	Flujo de LPG BPD	Concentración %wt	Carga ácida en Amina rica mol H <sub>2</sub> S/mol MDEA	Concentración de H <sub>2</sub> S en el LPG tratado (ppmw)
100	500	45	0,05	0,024
		40	0,06	0,023
		35	0,07	0,019
		30	0,08	0,013
		25	0,10	0,016
		20	0,12	0,024
		15	0,16	0,038
	2000	45	0,21	0,41
		40	0,24	0,34
		35	0,28	0,22
		30	0,32	0,26
		25	0,39	0,25
		20	0,49	0,36
		15	0,66	0,14
	3500	45	0,37	0,81
		40	0,42	1,00
		35	0,49	1,10
		30	0,57	1,18
		25	0,68	1,09
		20	0,86	0,47
		15	1,15	0,11
60	500	45	0,10	0,10
		40	0,11	0,08
		35	0,13	0,02
		30	0,15	0,01
		25	0,18	0,02
		20	0,23	0,03
		15	0,30	0,04
	2000	45	0,39	0,96
		40	0,44	1,32
		35	0,51	1,39
		30	0,60	1,42
		25	0,72	1,16
		20	0,90	0,41
		15	1,20	0,10
	3500	45	0,66	12,00
		40	0,78	6,00
		35	0,89	1,77
		30	1,04	0,97
		25	1,25	0,11
		20	1,57	0,06
		15	2,11	0,06

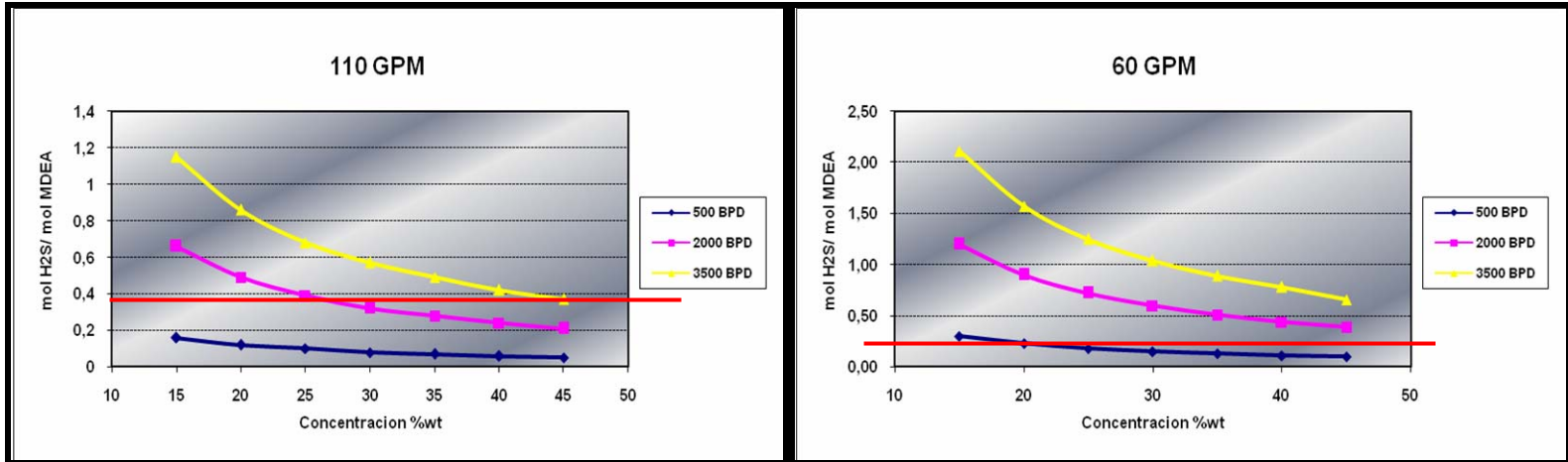


Figura 4.19 Cambios en la relación mol H<sub>2</sub>S / mol MDEA de la amina rica a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de GLP para la columna 15-C-006.

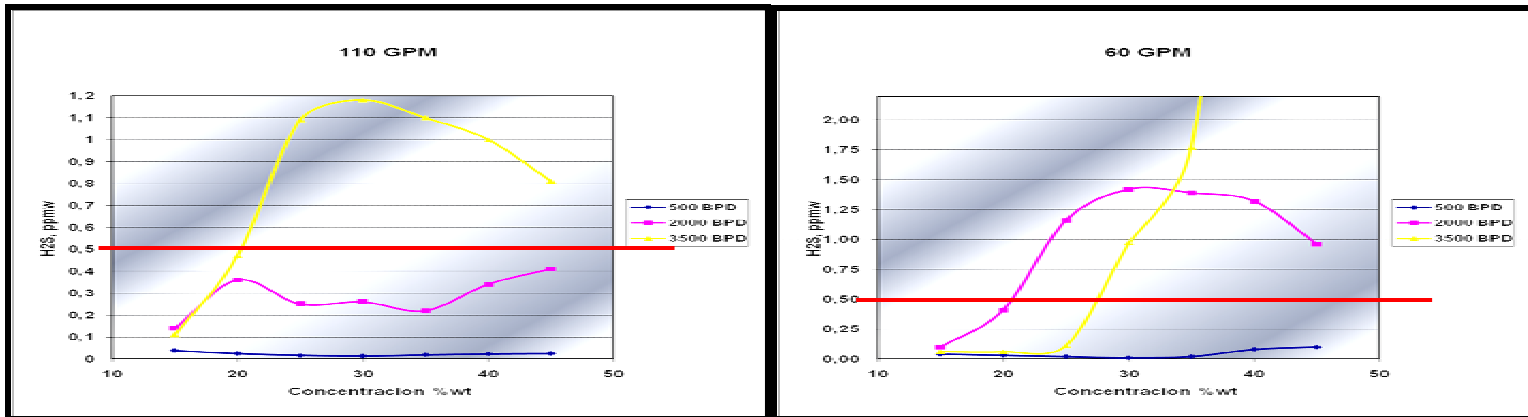


Figura 4.20 Cambios en la concentración de H<sub>2</sub>S en el gas tratado a diferentes concentraciones de MDEA y flujos de GLP para la columna 15-C-006



#### **4.5 Creación de hojas de cálculos computarizadas de flujos en Microsoft Excel que faciliten el control y seguimiento operacional del proceso**

Primeramente se construyó una hoja de seguimiento del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina para llevar un mejor seguimiento. Ésta se elaboró en Microsoft Excel enlazado con los medidores de flujo del software de seguimiento de la planta (Aspen Tech) y mediante balances de masa para aquellas columnas que no contienen medidores. Se tomaron en cuenta la composición del  $H_2S$  en la corriente de entrada de cada columna, los pesos moleculares y las densidades de las corrientes de entrada y salida de cada torre. La hoja de seguimiento contiene celdas en azul que son las que se modifican según los análisis diarios que le hacen a la amina pobre en laboratorio y celdas en amarillo que es donde se reflejan los resultados de carga ácida en la amina rica y en el gas tratado. También se colocó una tabla a las condiciones de diseño debajo de ésta, para que en el caso de que algunos de los flujos sobrepasen al de diseño, se corrijan.

Para una mejor percepción visual de los parámetros a controlar, se le asignó un formato condicional, para que en el caso de que estos superen los rangos estipulados, los resultados se resalten en color rojo. En la figura 4.21 se muestra la hoja realizada que aplica al sistema completo.

Adicionalmente se crearon hojas de cálculos de flujos computarizadas, para aumentar o disminuir el flujo de amina a las torres según lo que vaya indicando la hoja de seguimiento y los análisis de laboratorio. En la figura 4.22 se muestra la hoja de cálculo de flujos para la columna 14-C-001.

Para la construcción de la primera tabla de esta hoja, fue necesario guiarse de las condiciones de diseño (figura 4.23), se fijaron las concentraciones, luego los flujos de amina y se corrió la simulación tantas veces, modificando el flujo de gas, hasta alcanzar las especificaciones cercanas a las de diseño, por ejemplo, para una concentración de 45% y un flujo de amina de 100 GPM, el flujo que arrojó resultados cercanos a las condiciones de diseño fue 60 MMSCFD. El mismo procedimiento se realizó para el resto de las concentraciones.

Mediante esta tabla, se crearon gráficas, para cada concentración, donde en el eje de las abscisas se colocaron los flujos de amina y en el eje de las ordenadas los flujos de gas resultante (figura 4.24). Luego se ajustaron cada una de las curvas obtenidas mediante tendencia lineal para obtener la ecuación de la recta que las describen. Esta ecuación es la que se utilizó para obtener un estimado del flujo de amina que se necesita para tratar correctamente el flujo de gas que está procesando cada columna.

Concentración Amia Pobre [3]																ACTUAL									
25	HIDROCARBURO ENTRADA				H2S			HIDROCARBURO SALIDA			H2S			Amia Pobre			H2S			Amia Rica			H2S		
	MMSCFD/MBPD	Lb/hr	Lb/hr	Lb/hr	MMSCFD/MBPD	Lb/hr	Lb/hr	MMSCFD/MBPD	Lb/hr	Lb/hr	gpm	Lb/hr	oIH2S/mol MD	Lb/hr	gpm	Lb/hr	oIH2S/mol MD	Lb/hr	gpm	Lb/hr	oIH2S/mol MD	Lb/hr			
14-C-001	BALANCE	#;NOMBRE?	#####	#####	30-031+03	#####	#####	#;NOMBRE?	4_FIC_038.PV	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		
15-C-005	mm[042+04	#;NOMBRE?	#####	#####	5_FL_048.P	#####	#####	#;NOMBRE?	5_FIC_046.PV	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		
15-C-006	5_FIC_020.P	#####	#####	#####	E10-F10	#####	#####	#;NOMBRE?	UM (052 + 05	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		
15-C-007	mm[024+025	#;NOMBRE?	#####	#####	5_fl_056.p	#####	#####	#;NOMBRE?	15_fic_051.pv	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	SUMATORIA	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		
16-C-001	BALANCE	#;NOMBRE?	#####	#####	36-037+03	#####	#####	#;NOMBRE?	6_FIC_043.PV	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		
18-C-005	BALANCE	#;NOMBRE?	#####	#####	8_FL_204.P	#####	#####	#;NOMBRE?	8_FIC_201.PV	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		
30-C-002	30_FL_060.P	#####	#####	#####	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	30_FIC_082.P	#####	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	#;NOMBRE?	BALANCE	#####	#####	#;NOMBRE?	#####	#####	#####	#####	#####	#####		

Concentración Amia Pobre [3]																DISEÑO									
45	HIDROCARBURO ENTRAD				H2S			HIDROCARBURO SALID			H2S			Amia Pobre			Amia Rica			H2S					
	MMSCFD	Lb/hr	Lb/hr	Lb/hr	MMSCFD	Lb/hr	Lb/hr	MMSCFD	Lb/hr	Lb/hr	gpm	Lb/hr	oIH2S/mol MD	Lb/hr	gpm	Lb/hr	oIH2S/mol MDE	Lb/hr	gpm	Lb/hr	oIH2S/mol MDE	Lb/hr			
14-C-001	453,86	173,900	12410	456,81	162010	68	460	241060					306	522	252950	0,41	12682								
15-C-005	6,76	4370	850	6,95	4134	0	26	16623					34	30	14442	0,46	884								
15-C-006	3812 BPD	31465	3238	3527 BPD	28147	0	125	64543					68	137	67867	0,41	3400								
15-C-007	4,4	12725	3264	3,9	9,617	0	100	51801			0,01		68	150	760410	0,41	38734								
16-C-001	481,66	196,870	18156	477,03	178160	102	684	352430					442	763	370210	0,41	18530								
18-C-005	21	72,043	12682	23,6	58988	0	632	352774					442	712	365828	0,29	13158								
30-C-002	48,15	144,733	3238	46,64	139900	44,2	722	373200					480	727	377350	0,08	3734								

HIDROCARBURO TRATADO		
COLUMNA	ppm (mg/L)	pm (mg/kg)
14-C-001		
15-C-005		
15-C-006		
15-C-007		
16-C-001		
18-C-005		
30-C-002		

DENSIDADES (Lb/ft3) A 30%				
TAG COLUMNAS	HC entrada	HC salida	amia pobr	amia rica
14-C-001	0,71	0,6	62,78	66,27
15-C-005	0,51	0,34	63,13	66,18
15-C-006	26,45	22,66	63,13	63,32
15-C-007	0,60	0,46	63,14	65,6
16-C-001	1,00	0,81	62,78	65,31
18-C-005	0,74	0,62	63,14	64,23
30-C-002	0,08	0,07	63,34	64,73

PESO MOLECULARES A 30%				
TAG COLUMNAS	HC entrada	HC salida	amia pobr	amia rica
14-C-001	2,96	2,67	24,61	24,95
15-C-005	9,05	6,43	24,61	25,04
15-C-006	39,38	42,46	24,61	24,93
15-C-007	24,86	21,79	24,61	24,32
16-C-001	3,33	2,86	24,61	24,87
18-C-005	24,43	22,42	24,61	24,76
30-C-002	28,35	27,46	24,61	24,79

- Parámetros de diseño
- Celdas para modificar según los analisis de laboratorio.
- Celdas a monitorear

flujo masico= MMSCFD\*109,8\*PM  
 flujo masico= BPD\*0,2333\*DENSIIDAD  
 flujo masico= GPM\*7,8\*DENSIIDAD

- 14-C-001**  
**GAS DE SALIDA**  
 14\_FL\_043.PV #;NOMBRE? COMPRESOR  
 - 14\_FL\_050.PV #;NOMBRE? HIDROGENO PURO  
 + 14\_FIC\_042.PV #;NOMBRE? CABEZAL DE ALIVIO
- 16-C-001**  
**GAS DE SALIDA**  
 16\_FL\_061.PV #;NOMBRE? COMPRESOR  
 - 16\_FL\_064.PV #;NOMBRE? HIDROGENO PURO  
 + 16\_FIC\_054.PV #;NOMBRE? CABEZAL DE ALIVIO
- 15-C-005**  
**GAS DE ENTRADA**  
 14\_fl\_034.pv #;NOMBRE? tambor de bajo de la und 14  
 16\_fl\_045.pv #;NOMBRE? tambor de bajo de la und 16

Figura 4.21 Hoja de seguimiento del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (MDEA)

**14-C-001**

**Tabla N°1 Cálculo de flujo de amina pobre según flujo de gas ácido**

CONCENTRACION %wt	FORMULA	FLUJO DE GAS MMSCFD	FLUJO DE AMINA gpm
45	Y= 0,8858 X + 62,118	460	470
40	Y= 0,9204 X + 70,805	460	494
35	Y=0,9962 X + 76,882	460	535
30	Y=1,1159 X + 82,185	267	380
25	Y= 1,3238 X + 84,143	250	415
20	Y= 1,6509 X + 85,849	460	845
15	Y= 74,38X + 14,05	460	1085

**Nota:** Para una concentración distinta a las siguientes se tomara la concentración que este debajo de esta que vendria siendo el peor caso. Es decir, para una concentración de 42% se tomara las especificaciones de carga para una concentración de 40%, que viene siendo el valor que esta por debajo de la misma. En el espacio gris se coloca el valor del flujo de gas.

**Rango de confiabilidad :** ( 0,1 a 0,50) molH2S/mol MDEA en la amina rica.  
 < 2500 ppmw o 50 ppm de H2S en el gas de tope

**Tabla de cálculo a 500 gpm de amina**

Interpolacion

Concentracion %wt	Flujo de Gas MMSCFD	Carga Acida en Amina rica mol H2S/mol MDEA	Concentracion de H2S en el gas tratado (ppmw)
45	460	0,38	118,96
40	460	0,42	140,16
35	460	0,48	171,28
30	460	0,57	232,00
25	250	0,38	302,40
20	460	0,86	1792,84
15	460	1,05	12662,40

**Tabla de cálculo a 300 gpm de amina**

Interpolacion

Concentracion %wt	Flujo de Gas MMSCFD	Carga Acida en Amina rica mol H2S/mol MDEA	Concentracion de H2S en el gas tratado (ppmw)
45	460	0,60	1788,48
40	460	0,68	2789,40
35	460	0,77	4818,48
30	460	0,86	9065,68
25	250	0,54	8686,40
20	460	1,03	32092,20
15	460	1,08	51109,92

Interpolacion

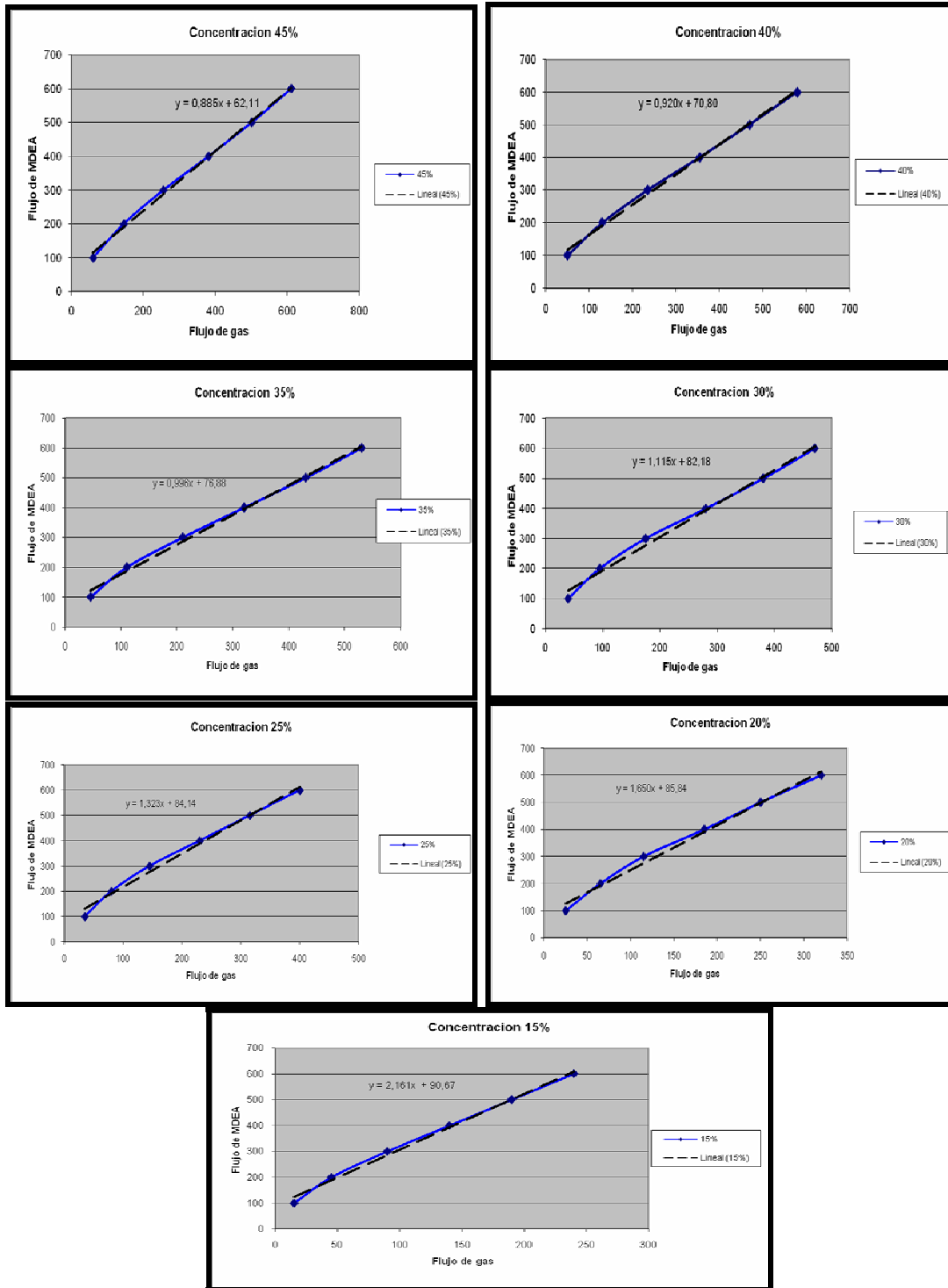
flujo de amina (gpm)	Flujo de gas (MMSCFD)	Carga Acida en Amina rica mol H2S/mol MDEA	Concentracion de H2S en el gas tratado (ppmw)
500	250	0,38	302,40
300	250	0,54	8686,4
400	250	0,460	4494,40

**Nota:** Introducir los valores de las tablas anteriores (500 y 300) para la concentración correspondiente en los espacios en blancos. En el espacio gris se introducen los valores de flujo de gas.

**Figura 4.22 Hoja de cálculo computarizada en Microsoft Excel para el ajuste de flujos de amina para la columna 14-C-001.**

Rango de confiabilidad de la carga acida en la amina rica: mol H2S/ mol MDEA (0,1 - 0,5)					DISEÑO	
CONCENTRACION %wt	FLUJO DE AMINA gpm	FLUJO DE GAS MMSCFD	Carga Acida en Amina Rica mol H2S/mol MDEA	H2S en el gas tratado Lbmol/hr	Concentracion de H2S en el gas tratado (ppmw)	
45	470	460	0,41	2	420	
<b>14-C-001</b> <b>135°F 1544psig</b> <b>120°F 1530psig</b>						
CONCENTRACION %wt	FLUJO DE AMINA gpm	FLUJO DE GAS MMSCFD	Carga Acida en Amina Rica mol H2S/mol MDEA	H2S en el gas tratado Lbmol/hr	Concentracion de H2S en el gas tratado (ppmw)	
45	100	60	0,25	0,267	454	
	200	145	0,3	0,608	427	
	300	255	0,34	1,023	409	
	400	380	0,38	1,495	402	
	500	500	0,4	1,95	398	
	600	610	0,41	2,419	405	
40	100	50	0,23	0,186	379	
	200	130	0,3	0,548	430	
	300	235	0,36	0,962	418	
	400	355	0,41	1,424	409	
	500	470	0,43	1,858	403	
	600	580	0,44	2,439	429	
35	100	45	0,24	0,185	420	
	200	110	0,29	0,438	406	
	300	210	0,37	0,895	434	
	400	320	0,42	1,264	403	
	500	430	0,45	1,721	408	
	600	530	0,46	2,156	415	
30	100	40	0,26	0,175	446	
	200	95	0,3	0,396	425	
	300	175	0,37	0,704	410	
	400	280	0,44	1,161	422	
	500	380	0,47	1,56	419	
	600	470	0,49	1,913	415	
25	100	35	0,27	0,169	492	
	200	80	0,31	0,316	403	
	300	145	0,37	0,591	416	
	400	230	0,44	0,948	420	
	500	315	0,48	1,25	405	
	600	400	0,5	1,699	433	
20	100	25	0,26	0,084	343	
	200	65	0,32	0,251	394	
	300	115	0,38	0,413	367	
	400	185	0,45	0,778	429	
	500	250	0,48	0,985	403	
	600	320	0,51	1,371	436	
15	100	15	0,22	0,052	354	
	200	45	0,31	0,171	388	
	300	90	0,4	0,376	427	
	400	140	0,46	0,569	415	
	500	190	0,5	0,751	403	
	600	240	0,53	0,97	413	

Figura 4.23 Tabla necesaria para la construcción de las gráficas para la construcción de la primera tabla de la hoja de cálculos de flujos.



**Figura 4.24 Graficas necesarias necesaria para la construcción de la primera tabla de la hoja de cálculos de flujos.**

Finalmente se realizó una última tabla, interpolando los resultados obtenidos a 300 y 500 GPM, para cálculos de flujos de amina distintos a estos valores. Es importante señalar que ésta hoja de cálculo se realizó para cada una de las absorbedoras gas - líquido y el instructivo para la utilización de las mismas se encuentra en el anexo I.

Por último, de manera general se deben tomar en cuenta los siguientes aspectos:

- ✓ En el caso de las absorbedoras gas – líquido, tiene que cumplirse la regla de los 10°F, es decir, que la amina pobre debe tener 10 °F como mínimo por encima del gas de entrada para evitar condensación de hidrocarburos pesados, los cuales conllevan a la formación de espuma en las columnas y por ende, pérdidas de amina.
- ✓ Si la relación mol de H<sub>2</sub>S /mol de MDEA, excede los 0,5, puede causar corrosión en las tuberías y en los intercambiadores de proceso si hay excesivas velocidades de la solución. En la regeneración, necesitaría un aporte más de temperatura para despojar la amina, lo que conlleva a la degradación de la misma.
- ✓ Otro de los problemas operacionales en el proceso, es la formación de sales estables al calor, las cuales no deberían exceder de 3% en peso y la columna que aporta a la formación de estas es la columna ubicada en planta de gas de la unidad de coque (18-C-005). Estas se controlan agregándole aguas arriba polisulfuro de amonio. Estas sales llevan por nombre Tiocianato. Otras de las sales que se forman son los oxalatos por oxidación de la amina, que ocurre cuando la amina está expuesta a corrientes de aire.

#### **4.5 Conclusiones**

1. El modelo de simulación para el sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina a las condiciones de diseño fue validado aceptando un 10% como porcentaje máximo de desviación.
2. Mediante el modelo de simulación a las condiciones de operación actual se obtuvo que las columna 14-C-001, 15-C-005 y 15-C-006, estan saliendo fuera de los límites especificados de carga ácida en la amina rica y las columnas que estan operando dentro de los limites de especificación de carga ácida tanto en la amina rica como en el gas tratado son las 16-C-001, 30-C-002, 18-C-005 y 15-C-007.
3. La minima concentración a la que debe trabajar el sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina es de 35 % en peso.

4. El flujo de GLP máximo que debe admitir la columna 15-C-006 (torre de contacto líquido – líquido) es de 3000 BPD a una concentración de 35%, de 2600 a una concentración de 30%.
5. La columna 15-C-006, trata mejor el GLP a concentraciones menores al 35%.
6. Las pérdidas de amina por equilibrio termodinámico a las condiciones actuales fueron de 139 toneladas anuales.
7. El flujo de circulación de amina pobre depende principalmente de la carga ácida y de la concentración de la misma y adicionalmente de la carga ácida de la amina rica.

#### **4.6 Recomendaciones**

1. Realizar análisis de laboratorio a muestras de amina rica en las columnas absorbedoras por lo menos una (1) vez por semana y según su resultado modificar el flujo de la amina pobre, tomando como referencia las hojas de cálculos de flujos elaboradas.
2. Disminuir las tasas de flujo de la solución pobre si el promedio del contenido de gas ácido en el gas tratado es considerablemente más bajo que el límite máximo permitido y la relación mol de  $H_2S$ / mol de MDEA está un poco más bajo de 0,5, con el fin de disminuir las pérdidas de MDEA. Ejecutarlo, modificando levemente los flujos de amina simultáneamente con análisis de laboratorio.
3. Mantener la concentración de la amina pobre en 40% +/- 5% en peso y en paralelo modificar los parámetros correspondientes para lograr las especificaciones de ppm de  $H_2S$  en el gas tratado y la carga ácida (mol de  $H_2S$  / mol de MDEA) en la amina rica.
4. Adecuar las pérdidas de amina alrededor de 139 ton/año, con el fin de hacer inventarios de amina anuales para mantener la concentración en el proceso.
5. Realizar estudios exhaustivos en la columna 15-C-006, a través de un análisis de sensibilidad más riguroso, con el fin de conocer el mecanismo de transferencia de masa entre el GLP y la amina pobre. Este estudio abarcaría, la densidad, difusividad y concentración adecuada para una mejor operación del proceso.

## BIBLIOGRAFÍA

Alfonso y Asociados. **“Inducción a los Procesos del Mejorador de Petrolera AMERIVEN”**. Petrolera AMERIVEN S.A., Anzoátegui. (2002).

Bermúdez, F., **“Determinación de un modelo de simulación que presente el comportamiento operacional de la unidad hidrotadora de destilados medios de la refinería Puerto La Cruz”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería de Petróleo, Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui, Barcelona, Venezuela, (2005).

Biblioteca Online. **“Optimización del proceso de endulzamiento del gas natural”**. (2006).  
[http://biblioteca.unmsm.edu.pe/optimización del proceso del gas natural](http://biblioteca.unmsm.edu.pe/optimización%20del%20proceso%20del%20gas%20natural)

Camarán, C., Peña, L. y Poleo, R., **“Análisis de las Pérdidas de Amina en el Mejorador”**. Nota Técnica, Petrolera AMERIVEN, Venezuela (2005).

DIQUIMA, Grupo de Tecnología Química., **“Columnas de Platos” (2008)**.  
<http://www.diquima.upm.es/Investigacion/proyectos/chevic/catalogo/COLUMNAS/Pag4.htm>

Huntsman Corporation. **“Gas Treating. Amine System Training Technical Section” (2003)**.

Martínez, M. **“Endulzamiento del gas natural”**. Primera Edición, Ediciones Astro Data, S.A. Maracaibo – Venezuela. (2001).

McCabe, W., Harriott, P. y Smith, J., **“Operaciones Unitarias en Ingeniería Química”**. Séptima Edición, Editorial McGraw-Hill. México. (2007).

Morey, A. y Oliveros, R., **“Optimización de una planta de endulzamiento con Amina usando simuladores de procesos”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería de Petróleo, Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui, Barcelona, Venezuela (2005).

Optimized Gas Treating, Inc.”**ProTreat, Gas Treating Process Simulator” (2008)**



Pérez, D., **“Evaluación de las condiciones internas y de operación de la columna de absorción con amina del mejorador de crudo extra-pesado Petropiar en el Complejo Industrial Jose”**, Trabajo de Grado, Departamento de Ingeniería Química, Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui, Barcelona, Venezuela **(2008)**.

Perry, R. y Green, D., **“Manual del Ingeniero Químico”**. Volumen III. Séptima Edición, Editorial McGraw- Hill, México. **(2001)**.

Petrolera AMERIVEN, S.A. **“Manual de Operaciones de la Unidad de Regeneración de Aminas del Proyecto Hamaca”**. Revisión N° 12. Anzoátegui. **(2002)**.

Treybal, R., **“Operaciones de Transferencia de Masa”**. Segunda Edición, Editorial McGraw-Hill, México. **(2002)**.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

<b>TÍTULO</b>	<b>Evaluación de las columnas absorbedoras y regeneradoras del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (MDEA) en un mejorador de crudo extra-pesado</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

**AUTOR (ES):**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
<b>Danilo J., Rivera G.</b>	<b>CVLAC: 18.128.978 E MAIL: danilojrivera@gmail.com</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>
	<b>CVLAC: E MAIL:</b>

**PALÁBRAS O FRASES CLAVES:**

\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_Absorcion\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_Amina\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_Endulzamiento\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_Simulador\_ProTreat\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_Regeneradoras\_\_\_\_\_

\_\_\_\_\_Hidrocarburos\_\_\_\_\_

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

ÁREA	SUBÁREA
Ingeniería y ciencias aplicadas	
	Ingeniería Química

**RESUMEN (ABSTRACT):**

La evaluación de las columnas absorbedoras y regeneradoras del sistema de tratamiento de hidrocarburos con amina (MDEA) se realizó a través de la simulación de los sistemas estudiados, a las condiciones de diseño y de operación actual empleando el simulador ProTreat®, como herramienta de estudio, con el fin de evaluar las condiciones a las cuales está trabajando el sistema para evitar las pérdidas de amina y conocer el rango de concentración de MDEA a la cual las columnas presentan un comportamiento estable. se realizó la simulación a las condiciones de diseño, se validó el modelo calculando el porcentaje de desviación con respecto a los balances de masa del sistema suministrados por los licenciantes de cada unidad, y se procedió a la corrida de la simulación a las condiciones de operación actual de la planta. Posteriormente se realizó un análisis de sensibilidad a las columnas absorbedoras, a diferentes concentraciones de MDEA, flujos de amina y gas, para saber que tan sensible es la respuesta con respecto a las especificaciones de carga ácida a la salida de las columnas se obtuvo que el rango de concentración adecuado al que debe trabajar el sistema es de 40% (+/- 5%) .

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**CONTRIBUIDORES:**

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL				
	ROL	CA	AS X	TU	JU
Anne Araya	CVLAC:	13.685.698			
	E_MAIL	arayaak@petropiar.pdvsa.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU X	JU
Yuvi Moreno	CVLAC:	12.980.821			
	E_MAIL	yuvimoreno@yahoo.com			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
Fidelina Moncada	CVLAC:	13.366.691			
	E_MAIL	fidelina@cantv.net			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X
Hector Silva	CVLAC:	3.955.146			
	E_MAIL	hectorlsu@yahoo.er			
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU X

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2011 AÑO	04 MES	06 DÍA
-------------	-----------	-----------

**LENGUAJE. SPA**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**ARCHIVO (S):**

<b>NOMBRE DE ARCHIVO</b>	<b>TIPO MIME</b>
TESIS. Evaluación de las columnas.doc	Application/msword

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

**ALCANCE**

**ESPACIAL:** \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

**TEMPORAL:** \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

**TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

\_\_\_\_\_Ingeniero químico\_\_\_\_\_

**NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:**

\_\_\_\_\_Pregrado\_\_\_\_\_

**ÁREA DE ESTUDIO:**

\_\_\_\_\_Departamento de Ingeniería Química\_\_\_\_\_

**INSTITUCIÓN:**

\_\_\_\_\_Universidad de Oriente. Núcleo de Anzoátegui\_\_\_\_\_

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**DERECHOS**

De acuerdo al artículo 41 del reglamento de trabajos de grado  
“Los trabajos de grado son exclusiva propiedad de la Universidad de  
Oriente y solo podrán ser utilizadas a otros fines con el  
consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo  
participará el Consejo Universitario”

**Danilo Rivera**

**AUTOR**

**Yuvi Moreno**

**TUTOR**

**Fidelina Moncada**

**JURADO**

**Héctor Silva**

**JURADO**

**Yraima Salas**

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**