



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS
FACULTAD DE CIENCIAS TÉCNICAS
DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E
INGENIERÍA QUÍMICA**



**CENTRO POLITÉCNICO DEL
PETRÓLEO
SEDE: CIENFUEGOS**

**Determinación de las condiciones de operación de la
T-01-304 que garanticen la reducción de la pérdida
de solvente.**

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

Autor: Ing. Regla Martha Brito Broche

Tutores: Máster Ing. Ramiro Rodríguez Tabares

MSc.: Leiby Montes de Oca Rodríguez

Matanzas

2015

DECLARACION DE AUTORIDAD

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

Nombre y Apellidos. Firma

PENSAMIENTO

*No podemos resolver problemas
pensando de la misma manera que
cuando los creamos.*

Albert Einstein

AGRADECIMIENTOS

*A Dios que me ha dado la oportunidad de vivir y de hacer cosas
como esta.*

*Agradezco a toda mi familia y amigos por todo su amor,
comprensión y ayuda incondicional.*

*Agradezco a mis tutores y colaboradores por sus consejos,
dedicación y atención en todo momento.*

SÍNTESIS

Las normas de calidad son empleados en la industria de refinación del petróleo para especificar las características de cada uno de los productos finales, los que responden a las necesidades de los clientes finales. También son empleadas normas que limitan las cantidades y concentraciones de las emisiones, tanto líquidas como gaseosas, que pueden ser evacuadas al medio ambiente.

En la refinería de Cienfuegos para la hidrosulfuración del diesel se utiliza un proceso auxiliar de endulzamiento de gases en el cual intervienen torres de absorción. En este estudio se evalúan los parámetros operacionales de la torre de absorción T-01-304 con el objetivo de identificar las causas que provocan los arrastres de MDEA. Para ello se emplea la metodología que permite la obtención del modelo de simulación del CHEMCAD.

El modelo confeccionado para la simulación permitió analizar adecuadamente la operación de la torre en diferentes condiciones con errores relativos por debajo del 10%. Durante la misma se evidencia: que el flujo de solvente que se utiliza actualmente es superior al que se necesita para cumplir con las especificaciones del gas combustible; que para cumplir con las especificaciones del gas combustible cuando la composición de H_2S supera el 5,6%, el solvente que se utilice debe contener 0,002 moles H_2S /mol MDEA o menos; que aunque se realice una disminución del flujo, no se elimina el arrastre en la corriente gaseosa a la salida de la torre y que es fundamental la calidad de la amina usada como solvente para lograr la adsorción del sulfuro de hidrógeno adecuadamente.

ABSTRACT

Quality standards are used in the petroleum refining industry to specify the characteristics of each of the end products, which respond to the needs of end customers. Also used are rules limiting the amounts and concentrations of emissions, both liquid and gaseous, which can be evacuated to the environment.

In the Cienfuegos refinery for hydrodesulphurization of diesel is used auxiliary gas sweetening process in which involved absorption towers. In this study, the operational parameters of the absorption tower T-01-304 are evaluated in order to identify the cause's entrainments of MDEA and for this the methodology to obtain the simulation model of CHEMCAD v.6 is employed.

The model made for the simulation allows adequately analyze the operation of the tower under various conditions with relative errors less than 10%. During that it was evident: that solvent flow that is actually used is higher than is needed to meet fuel gas specification; that to meet fuel gas specifications when the composition of H₂S exceeds 5,6%, the solvent used must contain 0,002 moles H₂S /mol MDEA or less; that even though a change of solvent and reduce its flow, it is impossible to eliminate entrainment in the gas stream leaving the tower and that is essential the quality of the amine used as solvent to achieve adsorption hydrogen sulfide suitably.

TABLA DE CONTENIDOS

INTRODUCCIÓN	1
CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN.....	5
1.1 Transferencia de masa.....	5
1.2 Absorción de gases. Tipos de absorción.	6
1.3 Equipos para la transferencia de masa: Absorción.....	7
1.3.1 Columnas con relleno. Características constructivas.	7
1.3.2 Columnas con relleno. Características de operación.....	12
1.4 Sulfuro de hidrógeno (H ₂ S).....	15
1.5 Selección de solvente.....	18
1.5.1 Selección de aminas para la remoción del H ₂ S.....	18
1.6. Aspectos básicos sobre simulación.	23
1.7 <i>Softwares</i> utilizados en la simulación de procesos químicos.....	25
Conclusiones parciales del Capítulo I.....	29
CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS.	30
2.1. Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Caracterización general.....	30
2.1.1. Sección 300-1 Hidrofinación de diesel.	31
2.2 Descripción del caso de estudio, torre absorbidora T-01-304.....	32
2.3. Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación para la evaluación de la T-01-304.....	33
2.3.1. Obtención del modelo de simulación.....	34
2.3.2. Validación del modelo de simulación.	39
Conclusiones parciales del Capítulo II.....	41
CAPÍTULO III. DISCUSIÓN DE RESULTADOS. PROPUESTA DE MEJORA.	42
3.1 Implementación y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en <i>Chemcad</i> v.6.....	42

3.2. Validación del modelo de simulación en Chemcad.....	43
3.3 Propuestas para la operación de la torre absorbadora T-01-304.....	48
3.3.1. Análisis de la operación, Caso1.	48
3.3.2. Análisis de la operación, Caso 2.	55
3.3.3 Propuestas de mejoras para la operación de la T-01-304.....	59
CONCLUSIONES.....	61
RECOMENDACIONES.....	62
REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS.....	63
ANEXOS.....	68

INTRODUCCIÓN

Las actividades económicas como parte esencial de la existencia de las sociedades, son cada día más complejas y requieren del uso y tecnologías más avanzadas, con el objeto de mantener la productividad competitiva en un mercado cada vez más exigente. En la actualidad, el petróleo es la principal fuente de energía empleada; los combustibles obtenidos del mismo se utilizan en los más diversos medios de transporte, en la generación de electricidad, en centrales termoeléctricas, entre otros. Sus derivados también son esenciales en la industria petroquímica para la fabricación de una amplia gama de productos: fertilizantes, fibras sintéticas, reactivos químicos etc.

Durante la transformación de esta materia prima en las refinerías de petróleo se desarrollan una amplia gama de procesos que generan contaminantes de diferente naturaleza química tales como dióxido de azufre, sulfuro de hidrógeno, monóxido de carbono, cloro y ácido sulfúrico, entre otras. Entre ellos el sulfuro de hidrógeno es uno de los compuestos más comunes y que mayores problemas causa, por tratarse de un gas corrosivo, olor desagradable a huevos podridos y con un límite de detección excesivamente bajo.

Producto de la creciente preocupación por el medio ambiente, las legislaciones internacionales, que en la actualidad exigen una concentración de 1500 ppm % volumen de CO_2 y 4 ppm % volumen de H_2S , para evitar problemas de corrosión han surgido diversos métodos de remoción de gases ácidos. Los mismos van desde los lechos sólidos como los sistemas de aminas regenerables (cuando se procesan altos volúmenes y contenidos de H_2S); hasta los secuestrantes líquidos, que se utilizan para alcanzar niveles muy bajos de H_2S en la corriente de gas. (Medina, 2011)

Los procesos de endulzamiento en general constan de varias etapas. Una primera etapa que se conoce como endulzamiento donde se remueve por algún mecanismo de contacto el H_2S y el CO_2 del gas. Le sigue una regeneración donde la sustancia que remueve los gases ácidos se somete a un proceso de separación donde se le extraen éstos con el fin de poderla

reciclar para una nueva etapa de endulzamiento. Como el H_2S es un gas altamente tóxico y de difícil manejo, es preferible convertirlo a azufre elemental; esto hace que se incluya una etapa de recuperación de azufre. El gas que sale de la unidad recuperadora de azufre aún posee de un 3 a un 10% del H_2S contenido originalmente en el gas y es necesario eliminarlo, dependiendo de la cantidad de H_2S y las reglamentaciones ambientales y de seguridad se incluye la unidad de limpieza del gas de cola, esta solo existirá si existe una unidad recuperadora. El proceso final que se realiza es una incineración esta unidad debe estar en toda planta de endulzamiento.(Nadales, Rosa, 2007)

La refinería “Camilo Cienfuegos” de la provincia Cienfuegos se pone en marcha el 21 de diciembre de 2007 convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país. Se reactivan, en ese momento, tres plantas de proceso de tecnología rusa, Sección 100 (Destilación atmosférica), Sección 400 (Fraccionamiento de gases) y Sección 200 (Reformación catalítica). En aras de buscar mayor rendimiento, elevar la producción y calidad del diesel en el 2012 se pone en funcionamiento la Sección 300-1 (Hidrofinación de diesel).

En el hidro-tratamiento del diesel se generan gases cuyo principal contaminante es precisamente el H_2S . Para la disminución de la concentración del mismo se utiliza un proceso de endulzamiento, donde el equipamiento principal son las torres de absorción empacadas o de relleno que utilizan como solvente generalmente las aminas. En la sección 300-1 se usa la metildietanolamina (MDEA) por su alto poder selectivo para la absorción del H_2S presente en el gas combustible de alimentación. El proceso de absorción en la T-01-304, que es el objeto de estudio, se hace más difícil por ser una torre que trabaja a baja presión lo que impide en ocasiones cumplir con las especificaciones del gas combustible. Actualmente la planta hidrofinadora de diesel trabaja al 56% de su capacidad, ya este hecho presupone que el flujo de gases a tratar disminuye y a su vez el contenido de sulfuro de hidrógeno en el mismo, por lo que bajo estas condiciones se logran alcanzar los parámetros de calidad del gas combustible.

Sin embargo en los gases combustibles que se obtienen a la salida de la torre absorbidora T-01-304 se han detectado pérdidas del solvente MDEA, lo cual supone afectaciones

económicas por ese concepto. Por consiguiente para este estudio fue identificado el siguiente problema científico:

Problema científico.

¿Cómo identificar las causas que provocan las pérdidas de solvente en la torre absorbadora T-01-304?

Hipótesis:

Si se estudia la operación de la torre absorbadora T-01-304, se podrán identificar las causas que provocan las pérdidas de solvente.

Objetivo general:

Determinar las condiciones de operación de la torre absorbadora T-01-304 que garanticen la reducción de las pérdidas de solvente.

Objetivos específicos:

- Elaborar un marco teórico sobre los procesos de absorción en la refinación de petróleo, así como de la simulación de torres absorbadoras.
- Analizar el comportamiento operacional de la torre absorbadora T-01-304.
- Presentar propuesta para reducir las pérdidas de solvente en la operación de la torre absorbadora T-01-304.

Estructura del trabajo

Capítulo I: Marco teórico de la investigación

En este capítulo se hace una revisión de los aspectos fundamentales a tener en cuenta para la comprensión del tema en cuestión. Los contenidos tratados se refieren al proceso de absorción en torres hidrofinadoras de diesel en refinerías de petróleo, torres empacadas o de relleno que utilizan como solvente compuestos de amina, así como otros equipos

fundamentales del proceso en cuestión. Además se hace una revisión de los principales simuladores usados en el mundo de la refinación y de ellos se selecciona *Chemcad* para la evaluación operacional de la torre T-01-304.

Capítulo II: Materiales y métodos

En este capítulo se hace una detallada caracterización de la unidad objeto de estudio, se valoran las principales variables operacionales. Se presenta la metodología para la obtención del modelo de simulación en el *software Chemcad*.

Capítulo III: Discusión de resultados y propuestas operacionales

En el capítulo se presentan las simulaciones de la torre absorbadora para diferentes escenarios, donde se analizan los resultados de su aplicación. Se presentan variantes en la operación que permiten la disminución de las pérdidas de solvente sin afectar la remoción del sulfuro de hidrógeno en el gas combustible.

CAPÍTULO I. MARCO TEÓRICO DE LA INVESTIGACIÓN

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, referido fundamentalmente a la operación unitaria de transferencia de masa en específico la absorción de gases. Se indaga en los principales equipos en donde se manifiesta fundamentalmente las torres empacadas. Se abordan las cuestiones principales de las sustancias que interactúan: el H₂S gas que se obtiene durante la transformación química del petróleo y el solvente para su remoción. Finalmente se presentan los *softwares* que se pueden utilizar para la simulación de este proceso. Para la realización del mismo se consultan bibliografías brindadas por la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos", navegadores en Internet y otros medios de información como son revistas actualizadas, tesis de grados, maestría y doctorados.

1.1 Transferencia de masa

La mayoría de los procesos químicos requieren de la purificación inicial de las materias primas o de la separación final de los productos y subproductos; para este fin en general se utilizan las operaciones de transferencia de masa.

Estas operaciones se caracterizan por transferir una sustancia a través de otras a escala molecular, en donde la sustancia que se difunde abandona un lugar en que está muy concentrada y pasa a un lugar de baja concentración.(Treybal, 1999)

Contrariamente a las separaciones puramente mecánicas, estos métodos utilizan diferencias en la presión de vapor o la solubilidad, en vez del tamaño o la densidad de las partículas. La fuerza impulsora para la transferencia es una diferencia de concentración o un gradiente de concentración.(McCabe, 1991)

Las operaciones de transferencia de masa se pueden clasificar según (Treybal, 1999) a partir de las características de las fases y el fenómeno en que se basa el proceso de separación:

1. Contacto directo de las dos fases inmiscibles:

- Gas – Líquido: absorción, humidificación y destilación.
- Gas – Sólido: secado y adsorción.
- Sólido - Líquido: lixiviación, adsorción y cristalización.
- Líquido - Líquido (extracción por solvente).

Estas operaciones de contacto directo de dos fases inmiscibles se clasifican a su vez en operaciones directas e indirectas.

- Operaciones directas. Producen dos fases a partir de una disolución de una sola fase mediante la adición o la extracción de calor. Ejemplo: Destilación, cristalización.
 - Operaciones indirectas: Implican la adición de una sustancia extraña para lograr el objetivo. Ejemplo: absorción, adsorción, secado.
2. Fases separadas por una membrana
 3. Contacto directo de fases miscibles
 4. Uso de fenómenos de superficie.

1.2 Absorción de gases. Tipos de absorción

La operación de interés es la absorción de gases donde una mezcla gaseosa se pone en contacto con un líquido, a fin de disolver de manera selectiva uno o más componentes del gas y de obtener una solución de éstos en el líquido. (Treybal, 1999)

Según Geankoplis, (1998) cuando las dos fases en contacto son un gas y un líquido, la operación unitaria se llama absorción. Un soluto A, o varios solutos, se absorben de la fase gaseosa y pasan a la líquida. Este proceso implica una difusión molecular turbulenta o una transferencia de masa del soluto A, a través del gas B, que no se difunde y está en reposo, hacia un líquido C, también en reposo.

Mientras que en McCabe, (1991) se esboza que la absorción de gases se manifiesta cuando un vapor soluble se absorbe desde su mezcla con un gas inerte por medio de un líquido en el que el gas soluble es más o menos voluble.

En resumen la absorción de gas es una operación unitaria en la cual los componentes solubles de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido y la operación inversa, desorción, se utiliza cuando se quieren transferir los componentes volátiles de una mezcla líquida a un gas. (Perry, 2007)

La absorción puede ser física o química. En el caso de la absorción física, el gas se elimina por tener mayor solubilidad en el solvente que otros gases. Un ejemplo es la eliminación, con un aceite pesado, de butano y pentano de una mezcla gaseosa de refinería. En la absorción química el gas que se va a eliminar reacciona con el solvente y queda en solución. Este proceso generalmente ocurre en presencia de aminas y carbonato de potasio. (Misari & Orihuela, 2011)

1.3 Equipos para la transferencia de masa: Absorción

En las operaciones de transferencia de masa: gas-líquido, el propósito del equipo es permitir el contacto íntimo de los dos fluidos, con el fin de que se lleve a cabo la difusión interfacial de los componentes. La rapidez de la transferencia de masa depende directamente de la superficie interfacial expuesta entre las fases. (Treybal, 1999)

Los equipos utilizados para poner en contacto una corriente gaseosa con una líquida en forma continua pueden ser: torres empacadas, rellenas con material de empaque sólido o irregular, columnas de platos que contienen varios platos perforados o de burbuja y tapón, torres o cámara vacía, donde se rocía el líquido, columnas de paredes húmedas o recipiente con agitación o rocío. Por lo general, las corrientes de gas y líquido se pasan a contracorriente a través del equipo para obtener la velocidad de absorción máxima (Treybal, 1999)

De estos equipos los más utilizados en la industria química son las torres rellenas y las de platos. A continuación se profundiza en las primeras por ser objeto de estudio.

1.3.1 Columnas con relleno. Características constructivas.

Las torres empacadas, utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como a corriente paralela, son columnas verticales que se han llenado con empaque o con dispositivos de superficie grande. (Treybal, 1999)

La torre de la figura 1.1 consiste en una columna cilíndrica que contiene una entrada de gas y un espacio de distribución en el fondo, una entrada de líquido y un dispositivo de distribución en la parte superior, una salida de gas en la parte superior, una salida de líquido en el fondo y el empaque o relleno de la torre. El gas entra en el espacio de distribución que

está debajo de la sección empacada y se va elevando a través de las aberturas o intersticios del relleno, así se pone en contacto con el líquido descendente que fluye a través de las mismas aberturas. El empaque proporciona una extensa área de contacto íntimo entre el gas y el líquido.(Geankoplis, 1998)

De forma general una torre empacada está conformada por el empaque o relleno, cuerpo o coraza, soportes del relleno, eliminadores de arrastre, distribuidores de líquido y redistribuidores de líquido.

➤ Empaque o relleno.

Se han diseñado muchos tipos de torres y muchas de ellas son de uso frecuente. El relleno puede ser cargado al azar en la torre o bien ser colocado ordenadamente a mano en la torre. Los rellenos al azar consisten en unidades de 1/4 a 3 in. En su dimensión mayor; los rellenos inferiores a 1 in se utilizan fundamentalmente en columnas de laboratorio o de planta piloto. Las unidades de relleno ordenado son de tamaños comprendidos entre 2 y 8 in.

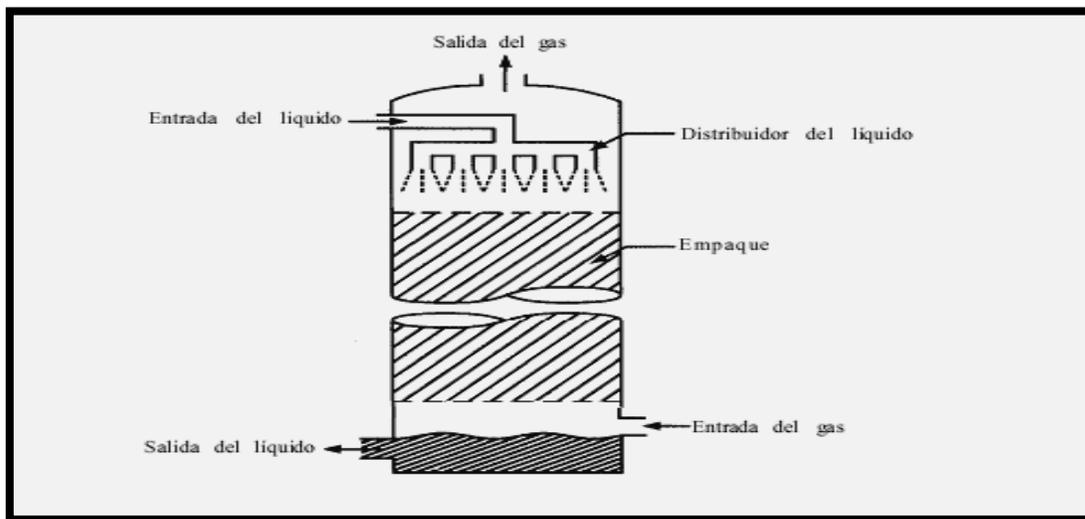


Figura 1.1 Flujos y características de absorción para torres empacadas.

Fuente (Geankoplis, 1998)

Los principales requerimientos de un relleno de torre son:

- Químicamente inerte frente a los fluidos de la torre.
- Resistente mecánicamente sin tener un peso excesivo.
- Pasos adecuados para ambas corrientes sin excesiva retención de líquido o caída de presión.

- Proporcionar un buen contacto entre el líquido y el gas.
- Costo razonable.

La mayoría de los rellenos de torre se construyen con materiales baratos, inertes y relativamente ligeros, tales como arcilla, porcelana o diferentes plásticos. A veces se utilizan anillos metálicos de pared delgada, de acero o aluminio.

La porosidad del lecho y el paso para los fluidos se fuerzan haciendo las unidades de relleno irregulares o huecas, de forma que se entrelazan para dar lugar a estructuras abiertas.(McCabe, 1991).

En Misari, C. & Orihuela, (2011) se afirma que los empaques universalmente se clasifican, según su organización en un lecho, como empaques al azar y empaques estructurados siendo:

Los *empaques al azar* son aquellos que simplemente se arrojan en la torre durante la instalación y que se dejan caer en forma aleatoria.(Treybal, 1999).

En la evolución de los empaques al azar se reconocen tres generaciones, aunque recientemente se ha sugerido el inicio de una cuarta: (Misari & Orihuela, 2011)

1. La primera abarca los empaques de formas simples como los anillos *Rasching* y las monturas *Berl*, que dieron origen a los modernos empaques aleatorios.
2. La segunda generación comprende los empaques desarrollados desde finales de los años 50 hasta mediados los 70. Los anillos *Pall* y las monturas *Intalox* son los exponentes más notorios.
3. La tercera generación incluye una multitud de geometrías diferentes, muchas evolucionadas a partir de las formas simples originales.
4. Una cuarta generación se considera conformada por empaques con diseños geométricos pensados para promover patrones de flujo determinados, más que para ofrecer mayor área de contacto o una estructura más abierta, aunque en muchos casos estas características también se cumplen.

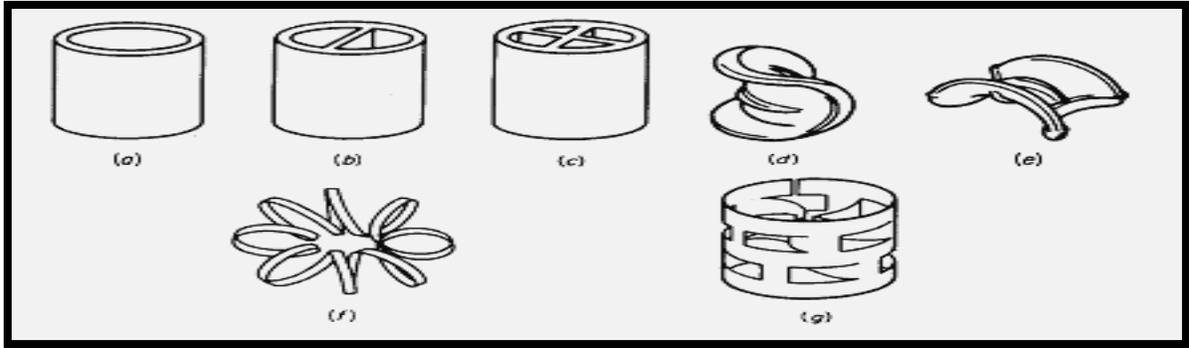


Figura 1.2 Empaques al azar. (Treybal, 1999).

En un empaque al azar es inevitable cierto grado de heterogeneidad en la densidad del lecho, lo cual afecta adversamente la posibilidad de conservar una adecuada distribución del líquido y, por lo tanto, unos *fluxes* de transferencia de masa apropiados. Por esta razón, durante años se han hecho intentos para desarrollar empaques con estructuras ordenadas. (Misari & Orihuela, 2011)

Los *empaques regulares* ofrecen las ventajas de una menor caída de presión para el gas y un flujo mayor, generalmente a expensas de una instalación más costosa que la necesaria para los empaques aleatorios. (Treybal, 1999).

No solo el orden de los empaques puede afectar el funcionamiento de las torres empacadas, el tamaño de este es también un factor a considerar. El mayor tamaño de relleno aceptable en una columna es de 50 mm.

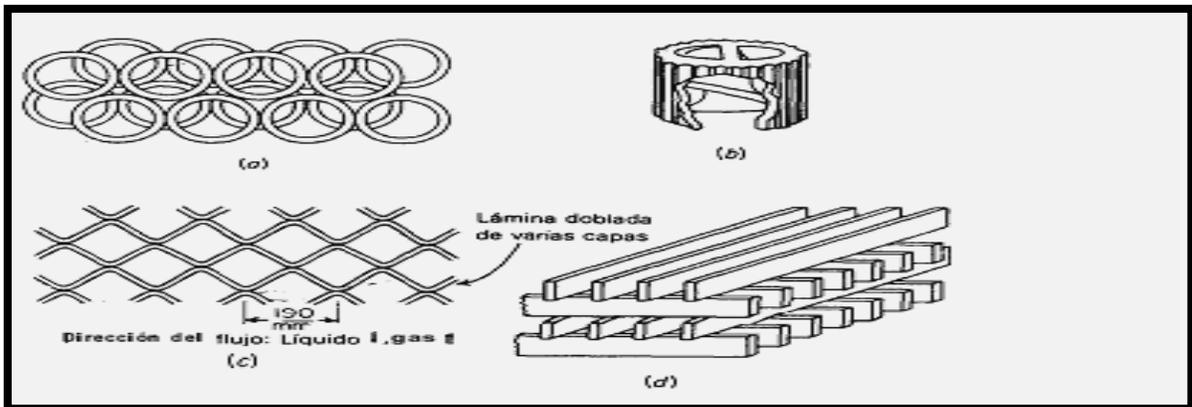


Figura 1.3 Empaques regulares o amontonados. (Treybal, 1999)

Los tamaños más pequeños son más caros que los mayores, pero por encima de 50 mm la eficacia en la transferencia de materia disminuye considerablemente. El uso de partículas

de relleno demasiado grandes puede causar una distribución pobre del líquido.(Misari & Orihuela, 2011).

Tabla 1.1 Tamaño de empaques recomendados. (Misari & Orihuela, 2011)

Tamaño recomendado de empaque	
Diámetro de la columna	Tamaño
< 0,3 m	< 25 mm
0,3 - 0,9 m	25 - 39 mm
> 0,9 m	50 - 75 mm

➤ Cuerpo de la torre:

Este puede ser de madera, metal, porcelana química, ladrillo a prueba de ácidos, vidrio, plástico, metal cubierto de plástico o vidrio, u otro material, según las condiciones de corrosión. Para facilitar su construcción y aumentar su resistencia, generalmente son circulares en la sección transversal. (Treybal, 1999)

➤ Soportes del relleno

Platos de soporte y de inyección del gas: Además de soportar el peso del relleno, los platos de soporte deben estar diseñados para permitir un flujo relativamente no restringido del líquido y del gas.

Platos de sujeción (Limitadores de lecho): Los platos de sujeción se colocan en la parte superior del relleno para evitar el desplazamiento, la dispersión o la expansión del lecho a causa de elevadas caídas de presión u oleadas de líquido. Se usan principalmente con relleno de cerámica, que se puede romper fácilmente y con relleno de plástico, que puede flotar y salir del lecho.

Platos de soporte para dispersión líquido-líquido: Este tipo de platos de soporte se utiliza en torres de relleno para extracción líquido-líquido. En la parte inferior de la torre su función es la de actuar como soporte y dispersor de la fase ligera.(Henly & Seader, 2000)

➤ Eliminadores de arrastre

A velocidades elevadas del gas, especialmente, el gas que abandona la parte superior del empaque puede acarrear gotitas del líquido como una niebla. Ésta puede eliminarse mediante eliminadores de neblina, a través de los cuales debe pasar el gas; los eliminadores se instalan sobre la entrada del líquido. Una capa de malla (de alambre, teflón, polietileno u otro material), entretejida especialmente con espacios del 98-99%, aproximadamente de 100 mm de espesor, coleccionará prácticamente todas las partículas de neblina. Otros tipos de

eliminadores incluyen ciclones y rearrreglos del tipo de persianas venecianas. Un metro de empaque al azar seco es muy efectivo. (Treybal, 1999)

➤ Distribuidores de líquido

El relleno, por sí solo, no conduce a una adecuada distribución del líquido de alimentación, las características de un distribuidor ideal son: distribución uniforme del líquido, resistencia a la oclusión y ensuciamiento, elevada flexibilidad de operación (máximo intervalo entre los caudales máximo y mínimo con los que puede operar), elevada área libre para el flujo de gas, adaptabilidad a la fabricación con numerosos materiales de construcción y construcción modular para una mayor flexibilidad de instalación. Los más ampliamente utilizados son los de orificios y los de tipo vertedero. (Henly & Seader, 2000)

➤ Redistribuidores de líquido.

Son necesarios por cada 3 ó 6 metros de relleno para recoger el líquido que baja por las paredes, o que ha coalescido en alguna zona de la columna, y redistribuirlo después para establecer un modelo uniforme de irrigación. (Henly & Seader, 2000)

En las torres empacadas con cierto tipo y tamaño de relleno y con un flujo conocido de líquido, existe un límite máximo para la velocidad del flujo de gas, llamado velocidad de inundación. La torre no puede operar con una velocidad de gas superior a ésta. Cuando esto ocurre se alcanza el punto de inundación y el líquido ya no puede seguir fluyendo a través del empaque y sale expulsado con el gas. En la operación real de una torre, la velocidad del gas se mantiene por debajo del punto de inundación. (Geankoplis, 1998).

1.3.2 Columnas con relleno. Características de operación

Cuando se opera una torre empacada se pueden manifestar condiciones de operación inaceptables. En Treybal, (1999) se describen estas condiciones:

Inundación y recargo

En la mayoría de los empaques al azar, la caída de presión que sufre el gas es modificada por el flujo del gas y del líquido en forma similar a la que se muestra en la figura 1.4. Al ocurrir se manifiestan condiciones de operación inaceptables en las columnas empacadas: recargo e inundación.

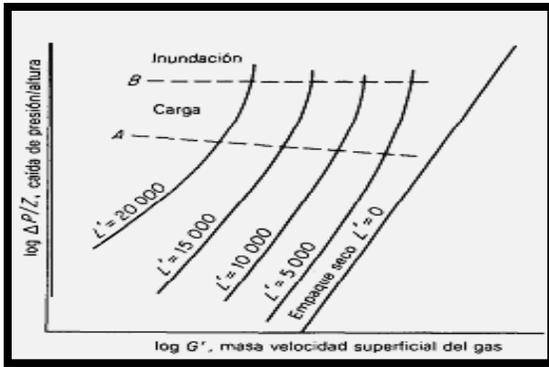


Figura 1.4 Caída de presión del gas típica para el flujo a contracorriente del líquido y el gas en empaques al azar. (Treybal, 1999)

Recargo: en la región entre A y B, la retención del líquido aumenta rápidamente con el flujo del gas, el área libre para el flujo del gas se reduce y la caída de presión aumenta más rápidamente.

Cuando el flujo del gas aumenta hasta B a un flujo fijo del líquido, ocurre uno de los siguientes cambios:

1. Una capa del líquido, a través de la cual burbujea el gas, puede aparecer en la parte superior del empaque.
2. El líquido puede llenar la torre, empezando por el fondo o por cualquier restricción intermedia, como el soporte empacado, de tal forma que hay un cambio de gas disperso-líquido continuo a líquido disperso gas continuo que se conoce como inmersión.
3. Las capas de espuma pueden elevarse rápidamente a través del empaque. Al mismo tiempo, el arrastre del líquido por el gas efluente aumenta con rapidez y la torre se inunda.

El cambio de las condiciones en la región de A-B de la figura 1.4; más que por un efecto visible, están frecuentemente determinados por el cambio en la pendiente de las curvas de caída de presión.

Las condiciones para la inundación en los empaques al azar dependen del método de empaque (en seco o húmedo) y del acomodo del empaque. La curva superior del anexo 1, correlaciona razonablemente bien los datos sobre la inundación para la mayoría de los empaques al azar. Datos más específicos se pueden obtener en los manuales o con los fabricantes. El límite de recargo no puede correlacionarse fácilmente.

No es práctico operar una torre inundada; la mayoría de las torres operan justamente por debajo o en la parte inferior de la región de recargo.

Retención de líquido.

La retención se refiere al líquido paralizado en la torre bajo la forma de película que humedece el empaque y retenido como lagunas encerradas en los huecos existentes entre las partículas del empaque. Se encuentra que la retención total está conformada por la retención estática y la de operación o móvil.

La *retención móvil* consta del líquido que se mueve continuamente a través del empaque y que es reemplazado continua, regular y rápidamente por nuevo líquido que fluye desde la parte superior. Al detener el flujo del gas y del líquido, la retención móvil se separa del empaque.

La *retención estática* es el líquido retenido como lagunas en intersticios protegidos en el empaque, principalmente lagunas estancadas y que solo son reemplazadas lentamente por líquido fresco. Al detener los flujos la retención estática no se separa.

Cuando ocurre la absorción o desorción de un soluto y cuando en estos procesos ocurre la transferencia de un soluto entre el líquido total y el gas, el líquido de la retención estática rápidamente llega al equilibrio con el gas adyacente y posteriormente su superficie interfacial no contribuye a la transferencia de masa, excepto cuando se va reemplazando lentamente. Por lo tanto, para la absorción y desorción, la menor área ofrecida por la retención móvil es efectiva.

Efectos terminales y mezclado axial.

Además de lo que ocurre dentro del volumen empacado, existirá transferencia de masa en donde el líquido se introduzca mediante aspersores u otros distribuidores y en donde gotee del soporte inferior del empaque. Estos efectos constituyen los *efectos terminales*.

El *mezclado axial* se produce porque al diseñar un equipo las ecuaciones que generalmente se utilizan se basan en la suposición de que el gas y el líquido fluyen en flujo con un perfil plano de velocidad a través de la torre y que cada porción del gas o líquido permanece el mismo tiempo en la torre. La no uniformidad del empaque y la mala distribución del líquido pueden llevar a “trayectorias preferentes”, o regiones en donde el flujo del líquido es anormalmente grande; el líquido en la retención estática se mueve mucho más

lentamente que en la retención móvil; gotas del líquido que caen de la pieza empacada, pueden ser arrastradas ascendentemente por el gas.

Otra condición inaceptable puede ser el retromezclado que es el flujo en retroceso en una dirección opuesta a la del flujo neto, causado por el impedimento friccional de un fluido sobre el otro, por aspersión del líquido en el gas.

Relación mínima líquido-gas para absorbedores.

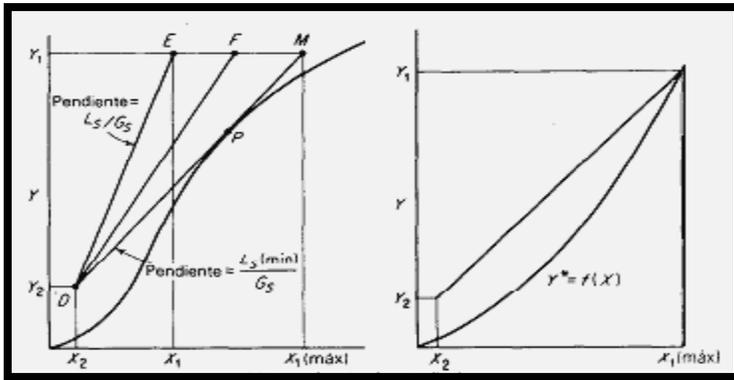


Figura 1.5 Relación mínima líquido-gas, absorción. (Treybal, 1999)

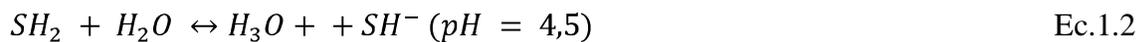
En el diseño de absorbedores, la cantidad del gas que se va a tratar, las concentraciones finales y la composición del líquido entrante, generalmente se fijan por las necesidades del proceso, pero la cantidad de líquido que se va a utilizar es sujeto de elección. El líquido mínimo que puede utilizarse es el que corresponde a la línea de operación DM, que tiene la pendiente mayor para cualquier línea que toque la curva en el equilibrio, y es tangente a la curva en P. En P, la fuerza motriz de difusión es cero, el tiempo de contacto requerido para el cambio de concentración deseado es infinito; por tanto, se obtiene una torre de altura infinita.

1.4 Sulfuro de hidrógeno (H₂S)

El contenido en azufre de un crudo es un factor importante, ya que se trasladará casi en su totalidad a los productos de refino que están sometidos a fuertes restricciones de calidad respecto a su contenido. Este componente es necesario eliminarlo de forma adecuada mediante otros procesos industriales que encarecen la operación, por esta razón, los crudos

de bajo azufre necesitarán unos procesos más suaves y normalmente su valoración en el mercado será superior a los de alto azufre. (Lafarge, 2004)

El azufre puede presentarse como ácido sulfhídrico y mercaptanos en fracciones más ligeras; en las fracciones intermedias como sulfuros cíclicos y tiofenos, pero se presentan como moléculas más complejas en las fracciones pesadas. En cualquier caso, los compuestos de azufre, además de tóxicos, razones por la cual existen restricciones medioambientales muy severas (Anexo 2), provocan el envenenamiento de los catalizadores del proceso de refino, por lo que se eliminan en reactores de Hidrodesulfuración (HDS). (Muñecas, 2005). Pero por sobre todo son muy corrosivos, lo que genera grandes pérdidas económicas para los sistemas de tope de las torres del proceso. Esta aseveración puede justificarse con las siguientes reacciones químicas, que muestran el efecto del amoníaco y del H₂S sobre la corrosión del acero en los sistemas de condensación de vapores de tope. (Álvarez, 2007).



En estas reacciones se observa cómo el ácido clorhídrico formado en la condensación inicial (agua + hidrocarburos) ataca el acero al carbono y genera la solución acuosa de cloruro ferroso e hidrógeno atómico (hidrógeno naciente). La temperatura a la cual se forma el ClNH₄ sólido (punto de rocío del cloruro de amonio) debe ser menor que la temperatura a la cual condensa el vapor de agua (punto de rocío del agua), para posibilitar su lavado y evitar que la sal se deposite sobre la pared del metal y genere corrosión bajo depósito.

El H₂S juega un papel importante en la corrosión por HCl a temperaturas cercanas al punto de ebullición del agua. El FeCl₂ disuelto puede reaccionar con el H₂S, formando FeS y liberando HCl. El FeS obtenido confiere cierta protección al metal, por lo que el ataque del ácido se verá disminuido. Sin embargo, a bajos valores de pH, la reacción se desplaza hacia

la izquierda y en el rango de pH entre 6,8 y 7,3 la película de FeS se desprende de la superficie. En ambos casos, se pierde la protección.

Generalmente la materia prima que procesan las plantas de destilación atmosférica tiene un $\text{pH} \leq 5$, por tanto, el medio donde ocurre la corrosión es un medio ácido. En estos medios, como práctica común para combatir la corrosión se utilizan inhibidores de corrosión de aminas con diferentes tratamientos, para lograr la pasivación de los metales que intervienen en el proceso. Como elemento adicional se añade un neutralizante del pH para lograr que el inhibidor trabaje más próximo al medio neutro y de esa forma, la pasivación es más efectiva. El esquema tecnológico de la refinería “Camilo Cienfuegos”, así como su equipamiento están diseñados para procesar crudos medios con características ácidas. Luego de la reactivación, se pacta procesar una mezcla de dos crudos venezolanos: MESA, con una acidez de 0,028 mg KOH/g de crudo y un contenido de sales de 7,2 ptb y MEREY con una acidez de 1,244 mg KOH/g de crudo y un contenido de sales de 27,0 ptb.

Debido a la variabilidad en la composición de la mezcla de crudo de inyecta, el valor de pH se hace inestable. En ocasiones es ácido, lo que provoca altos niveles de corrosión en los componentes ferrosos de la torre, en el colector de los enfriadores, etc. y en otras es básico, lo que favorece la oxidación de los componentes base cobre (latón) de los intercambiadores. Esto trae como consecuencia la imposibilidad de uso del neutralizante y el inhibidor de corrosión para medio ácido o neutro, pues se torna muy poco efectivo. En tal caso lo más recomendable es el uso integrado de las unidades medioambientales, que una vez separado el H_2S de las corrientes ácidas líquidas, en las despojadoras de aguas, o de las corrientes ácidas gaseosas, en las unidades endulzadoras de gases como en el caso de estudio, este gas tóxico y corrosivo es enviado a la unidad recuperadora de azufre, para convertirlo en azufre elemental (entre 94 % - 98 % de recuperación), por las siguientes reacciones químicas:



Por otra parte el por ciento restante es enviado a un incinerador de la propia unidad de azufre, para una oxidación térmica y luego ventilarlo a la atmósfera en forma de SO_x , según la ecuación 1.7. Esto posibilita el cumplimiento de las normas medioambientales de

emisiones gaseosas del anexo 1 y permite el cumplimiento de los estándares de calidad de los productos de refinación, como gasolinas, diesel, turbo *jet*, *fuel oil*, entre otros.

1.5 Selección de solvente

El propósito principal de la operación de absorción puede ser producir una solución específica o eliminar algún componente del gas. Para el primer objetivo el disolvente es especificado por la naturaleza del producto, para el segundo casi siempre existe la posibilidad de elección, por lo que se consideran las siguientes propiedades: solubilidad del gas, volatilidad, corrosión, costo, viscosidad, misceláneos. La solubilidad del gas en el disolvente que se escoja debe ser elevada con el objetivo de incrementar la rapidez de absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente. En la operación de absorción los datos de equilibrio son precisamente los datos de solubilidad del componente que se desea absorber en la fase líquida. El disolvente debe tener una presión baja de vapor, puesto que el gas saliente en una operación de absorción generalmente está saturado con el disolvente y en consecuencia, puede perderse una gran cantidad. Los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser raros o costosos. El disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente. Se prefiere la viscosidad baja debido a la rapidez en la absorción, mejores características en la inundación de las torres de absorción, bajas caídas de presión en el bombeo y buenas características de transferencia de calor. Si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento. (Treybal, 1999)

Para la remoción de H_2S (g) y CO_2 (g) los principales solventes que se utilizan a escala industrial son las aminas.

1.5.1 Selección de aminas para la remoción del H_2S .

En el artículo presentado en Polasek. & Bullin, (2009) se comenta que los criterios generales para la selección de las aminas para su utilización en plantas de endulzamiento han cambiado con el transcurso de los años. Hasta los años 1970 la monoetanolamina (MEA) era la primera amina considerada para cualquier proceso de endulzamiento. A partir de los 70 Beck (1975) y Butwell and Perry (1975) cambiaron de MEA a dietanolamina

(DEA) obteniendo resultados favorables y en los últimos diez años, metildietanolamina (MDEA), diglicolamina (DGA), entre otras aminas mixtas han ganado la popularidad firmemente.

En la tabla 1.2 se muestra la estructura molecular de algunas alcanolaminas de tratamiento de gas y en la tabla 1.3 y 1.4 se presentan algunas de las condiciones típicas en las que operan dichas aminas.

La correcta selección de la solución de una determinada alcanolamina a emplear en los procesos de absorción química está influenciada por diversos factores. Uno de ellos, corresponde a las condiciones de presión y temperatura a las cuales es posible tratar la corriente de gas. Otro aspecto es la composición de la corriente de gas a purificar y los requerimientos de pureza deseados. Además, al seleccionar la solución de amina, se debe tomar en cuenta el grado de remoción de CO₂ y H₂S. (Reinoso, 2014)

Tabla 1.2. Estructura molecular de algunas alcanolaminas de tratamiento de gas.

<i>Aminas primarias</i>	
Monoetanolamina (MEA)	C ₂ H ₄ OH - NH ₂
Diglicolamina (DGA)	HOC ₂ H ₄ OC ₂ H ₄ -NH ₂
<i>Aminas secundarias</i>	
Dietanolamina (DEA)	C ₂ H ₄ OH-N-C ₂ H ₄ OH H
Disopropanolamina (DIPA)	C ₃ H ₅ OH-N-C ₃ H ₅ OH H
<i>Aminas terciarias</i>	
Trietanolamina (TEA)	C ₂ H ₄ OH -N- C ₂ H ₄ OH C ₂ H ₄ OH
Metildietanolamina (MDEA)	C ₂ H ₄ OH -N- C ₂ H ₄ OH CH ₃

Tabla 1.3. Datos y condiciones típicas de operación de aminas. (Polasek & Bullin, 2009)

	AMINAS			
	MEA	DEA	DGA	MDEA
Solución fuerte, %	15-20	25-35	50-70	20-50
Gas ácido, mol/mol	0.3-0.35	0.3-0.35	0.3-0.35	ilimitado
Habilidad para absorber H₂S	no	Bajo condiciones limitadas	no	Bajo la mayoría de las condiciones

La monoetanolamina es la más reactiva de las etanolaminas. Se utilizan preferencialmente en procesos no selectivos de remoción del CO₂ y del H₂S, aunque algunas impurezas, tales como: el COS, CS₂ y el oxígeno tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomienda en esos casos. (Rosales, 2004).

La DEA es muy utilizada en la industria debido a sus bajos calores de reacción, su alta capacidad de transporte de gas ácido y los bajos requisitos de energía. La DEA también podría tener el potencial para la eliminación selectiva de H₂S de fuentes que contienen CO₂, bajo ciertas condiciones.(Polasek. & Bullin, 2009).

Aunque la DGA normalmente tiene altos calores de reacción, su alta capacidad de transporte de gas ácido produce requisitos de energía netos muy razonables. DGA también tiene un buen potencial para la absorción de CO₂ y algunos mercaptanos. El endulzamiento con DGA limita la eliminación de una pequeña cantidad de gas ácido (<5-10%). (Polasek & Bullin, 2009)

Tabla 1.4 Procesos con alcanolaminas. (Rosales, 2004)

Nombre Técnico	Concentración Normal	Concentración en peso
MEA	2.5 N Monoetanolamina en agua	15 %
MEA- Amina Guard ó MEA gas/ Spec IT 1	5 N Monoetanolamina en agua	30 %
MEA- Amina Guard -ST	5N Monoetanolamina en agua con inhibidores	30 %
DGA	6 N Diglicolamina en agua con inhibidores	63 % (23-70 %)
DEA	2.5 N Dietanolamina en agua	26 % (15-26 %)
DEA-Snea	3 N Dietanolamina en agua	35 % (25-35 %)
DEA-Amina Guard	5N Dietanolamina en agua	52 %
DEA-Amina Guard ST	2.5 N Dietanolamina en agua con inhibidores	52 %
DIPA ó ADIP	4N Disopropanolamina en agua	54 % (30-54 %)
MDEA	4N Metildietanolamina en agua	48 % (30-54 %)
MDEA-Activada, Snea-P-MDEA con activador	5N Metildietanolamina en agua	48 %
Urcasol	2N Metildietanolamina en agua	24 %

La MDEA, es una amina terciaria que reacciona lentamente con el CO₂, por lo cual, para removerlo, se requiere de un mayor número de etapas de equilibrio en la absorción. Su

mejor aplicación es en la remoción selectiva del H₂S cuando ambos gases están presente (CO₂ y H₂S).

Una ventaja de la MDEA, para la remoción del CO₂ es que la solución contaminada o rica se puede regenerar por efectos de una separación instantánea.

Otra ventaja que puede ofrecer la MDEA sobre otros procesos con amina, es su selectividad hacia el H₂S en presencia del CO₂. En estos casos la MDEA es más favorable. Bajo ciertas condiciones puede obtenerse un gas con calidad para gasoducto de 4 ppm de H₂S y al mismo tiempo desde 40 al 60 % del CO₂ presente, puede fluir a través del contactor sin reaccionar. Con una alta relación CO₂/H₂S, puede usarse MDEA para mejorar la calidad de la corriente de alimentación de gas ácido hacia una planta Claus para recuperación de azufre. Se utilizan soluciones de 30 – 50 % de amina. (Rosales, 2004)

Según Huttenhuis, (2009) y Nagpal, (2010) de las aminas descritas anteriormente la más utilizada actualmente es la MDEA, por su alto poder selectivo.

La MDEA es una amina menos básica y se puede utilizar en concentraciones perceptiblemente más altas. Para flujos idénticos como se muestra en la tabla 1.3 esta tiene mayor capacidad de reaccionar con el gas ácido porque se utiliza en concentraciones mayores. Esta ventaja es realizada por el hecho de que es también selectiva, reaccionando con todo el H₂S (g), y solamente una parte de CO₂, mientras que la MEA y DEA reacciona con todo el CO₂ presente en el gas ácido.

La MDEA presenta costos energéticos más bajos, bajo potencial de degradación y una selectividad más alta que las aminas primarias o secundarias. Entre MEA, DEA y MDEA, la MEA es la que presenta mayores problemas de corrosión, basados en experiencias de plantas y datos de laboratorio.

Tabla 1.5 Valores reportados para operación con aminas. (Nagpal, 2010)

Solvente	MEA	DEA	MDEA
Concentración %	15	30	35,50
Capacidad ácida mol/h del retiro del gas	49,8	58.6	87,5
Aumento de la capacidad % (Base de MEA =100)	10	118	175

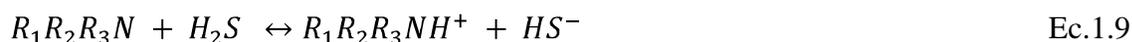
En la siguiente tabla 1.6 se realiza una comparación de la selectividad de las alcanolaminas principales.

Tabla1.6 Selectividad y Capacidad. Fuente: (Scenna, 1999)

Amina	Selectividad	Capacidad	
		Mol de H ₂ S/Mol de amina	Mol de CO ₂ /Mol de amina
MDEA	3,85	0,10	0,12
DEA	2,27	0,09	0,3
MEA	0,89	0,07	0,5

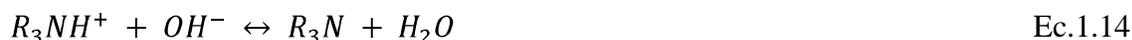
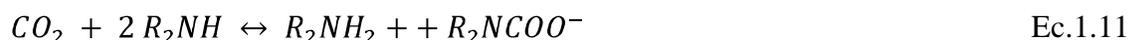
Cuando se realiza un proceso de endulzamiento donde el gas a eliminar es el H₂S la reacción deseada es la siguiente:

- H₂S - Transferencia de protón (instantánea)



Siempre que en el sistema haya presencia de dióxido de carbono (CO₂), las alcanolaminas reaccionan con este. La velocidad es mayor con las aminas secundarias que con las terciarias. Las velocidades de reacción del H₂S con ambas aminas son inmediatas con respecto a la transferencia de masa. Con esto podemos decir que la selectividad hacia el sulfuro de hidrógeno está controlada por la velocidad de las aminas con el CO₂.

Littel, (1991) propone las reacciones que pudieran ocurrir durante la absorción simultánea en una solución de aminas primarias, secundarias y terciarias:



Las tres primeras reacciones no son instantáneas y la reacción directa entre el CO₂ y el agua (H₂O) puede despreciarse si alguna de las dos primeras reacciones ocurre. Las demás

reacciones se suponen como instantáneas con respecto a la transferencia de masa debido a que involucran únicamente un intercambio de protones. Entonces, es importante en estos sistemas considerar la difusión de las diferentes especies químicas, más aún al haber especies iónicas involucradas en las reacciones, la difusión de estos iones puede afectar en gran medida las velocidades de transferencia de masa toda vez que la concentración de iones afecta las velocidades de las reacciones en equilibrio, e incluso debe notarse que las especies iónicas no se difunden independiente sino que la difusión de los iones se realiza en parejas para mantener la neutralidad en la fase líquida.

1.6 Aspectos básicos sobre simulación

La ingeniería química se encarga de la transformación de materias primas naturales y artificiales para la satisfacción de necesidades, para ello la síntesis de procesos corresponde a la etapa donde se crea la estructura básica del diagrama de flujo del proceso químico, seleccionando los equipos a ser utilizados, con sus correspondientes interconexiones, y se establecen los valores iniciales de las condiciones de operación. (Ramírez, 2005)

La simulación se define como una técnica para evaluar de forma rápida un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de éstos se lleva a cabo por medio de programas computacionales y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento del proceso. (Martínez & Hugo, 2000)

Existe actualmente una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, los cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales. Cuentan con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. (Ramírez, 2005).

Otro aspecto importante en los simuladores de procesos, es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso. Estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía. Si se tienen buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

Los simuladores modernos permiten la selección de los modelos de propiedades termodinámicas adecuados para la naturaleza de los componentes químicos, estado de agregación y condiciones de operación. Las corrientes del proceso se pueden seguir según (Martínez & Hugo, 2000):

1. Gases a baja y alta presión.
2. Soluciones líquidas con componentes no polares, polares y electrolitos a baja y alta presión.
3. Sólidos en suspensión o finamente divididos.

En el libro *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos* Scenna, (1999) plantea que los simuladores de procesos pueden dividirse en los siguientes tipos según la filosofía bajo la cual se plantea el modelo matemático que representa el proceso a simular:

- simuladores globales u orientados a ecuaciones: se plantea el modelo matemático que representa al proceso construyendo un gran sistema de ecuaciones algebraicas que representa a todo el conjunto o planta a simular.

- simuladores secuenciales modulares: se basan en módulos de simulación independientes que siguen aproximadamente la misma filosofía que las operaciones unitarias, es decir, cada equipo: bomba, válvula, intercambiadores, entre otros; son descritos a través de modelos específicos para los mismos y además, el sentido de la información coincide con el “flujo físico” en la planta.

- simuladores híbridos o modular secuencial-simultáneo: son simuladores que combinan la estrategia modular y la orientada a ecuaciones de forma tal que aprovechan los aspectos positivos de ambas metodologías lo máximo posible. Para ello se selecciona un grupo de variables sobre las cuales se procederá según la filosofía global, estos, las resolverá simultáneamente, mientras que para el resto se mantiene la filosofía modular, es decir, se trata de encontrar una secuencia acíclica, que provea por su cálculo, en cada iteración, los valores de las variables a resolverse simultáneamente.

Los simuladores también se pueden clasificar en generales o específicos:(Han & Perozo, 2014)

- Generales: en estos se pueden simular cualquier tipo de proceso que incluya diferentes equipos u operaciones unitarias (columnas, reactores, intercambiadores de calor,

separadores, etc.) pueden igualmente calcularse propiedades para mezclas o componentes puros.

- Específicos: este tipo de simuladores tienen uso limitado hacia ciertos equipos u operaciones unitarias, por ejemplo: simuladores para intercambiadores de calor, para cálculos de tubería, para tratamiento de gas, etc. o simplemente permiten el cálculo de diferentes propiedades de mezclas o componentes puros.

En general la simulación de procesos se ha convertido en una ventaja para los ingenieros químicos. El uso de los simuladores tiene como ventajas la reducción del tiempo de trabajo, permite al equipo de diseñadores probar rápidamente entre diferentes configuraciones de equipos. Permite mejorar procesos existentes a través de análisis de sensibilidad. Puede variar alguna condición del proceso y observar su comportamiento antes de llevarlo al caso real, lo que representaría un riesgo para la planta. Determina las condiciones óptimas del proceso, respetando las restricciones. Realiza la evaluación económica en una planta o proceso. (Han & Perozo, 2014)

1.7 Softwares utilizados en la simulación de procesos químicos

- ***Dynsim***

Dynsim es un programa de simulación de procesos completo y dinámico que permite a los usuarios cumplir y superar los retos dinámicos de diseñar y operar una planta procesadora moderna de forma segura y rentable. Acelera el flujo de trabajo de la ingeniería integral: diseño, análisis operacional, simulación dinámica, formación del operador, mejoras en el rendimiento de la planta para reducir costos de inversión de capital, mejoras en la producción de procesos y mejoras en el apoyo para la toma de decisiones de gestión a la vez que aprovecha las inversiones actuales en tecnología. («DYN SIM», 2015)

- ***PRO/II***

PRO/II es el programa de insignia *SimSci-Esscor's Process Engineering Suite (PES)*. Este simulador realiza balances rigurosos de masa y energía para una amplia gama de procesos en estado estable. *PRO/II* combina los recursos de los datos de una biblioteca química y métodos de predicción de propiedad termodinámicos con las técnicas de funcionamientos de unidad más avanzada y flexible. El beneficio de los ingenieros con los medios

computacionales es la realización de balances masa y energía que se necesitan para modelar la mayoría de los procesos químicos en estado estacionario como son: los procesos del petróleo, del gas natural, de sólidos procesados y las industrias de polímeros. (PRO/II, 2007) Este programa contiene un método para modelar la remoción de H₂S y CO₂ del gas natural usando alcanolaminas. Provee datos de aminas primarias (MEA), secundarias (DEA, DIPA, DGA) y terciarias (MDEA). En solución acuosa el H₂S y el CO₂ reaccionan con las alcanolaminas a través de un mecanismo de buffer de ácido-base. (Kent & Eisenberg, 1976)

- **AspenPlus**

El sistema avanzado para ingeniería de procesos *Advanced System for Process Engineering* (ASPEN) es, en el mercado, el líder en herramientas de modelación de proceso, de diseño conceptual, optimización y monitoreo del desempeño, para la industria química, polímeros, especialidades químicas, metales y minerales. Se desarrolla en la década de 1970 por investigadores del *Massachusetts Institute of Technology* (MIT) y se comercializa desde 1980 por una compañía denominada *AspenTech*. *Aspen Plus* es un simulador estacionario, secuencial modular (en las últimas versiones permite la estrategia orientada a ecuaciones). Actualmente es posible que sea el más extendido en la industria. Se ha utilizado para modelar procesos en industrias: química y petroquímica, refino de petróleo, procesamientos de gas y aceites, generación de energía, metales y minerales, industrias del papel y la pulpa y otros. *Aspen Plus* tiene la base de datos más amplia entre los simuladores de procesos comerciales, e incluye comportamiento de iones y de electrolitos. Además modela y simula cualquier tipo de proceso para el cual hay un flujo continuo de materiales y energía de una unidad de proceso a otra. Posee herramientas para cálculos de costos y optimizaciones del proceso, generación de resultados en forma gráfica y en tablas. (Aspen Technology, 2015)

- **Hysys**

Hysys es un programa interactivo enfocado a la ingeniería de procesos y la simulación, que se puede utilizar para solucionar toda clase de problemas relacionados con procesos químicos. Este simulador cuenta con una interfaz muy amigable para el usuario, además de permitir el empleo de operadores lógicos y herramientas que facilitan la simulación de diversos procesos. Fue adquirido por *AspenTech* en el 2004 por lo que se desarrolla en la actualidad por *Aspen Technology*. Es un simulador bidireccional, ya que el flujo de

información va en dos direcciones (hacia delante y hacia atrás). De esta forma, puede calcular las condiciones de una corriente de entrada a una operación a partir de las correspondientes a la corriente de salida sin necesidad de cálculos iterativos. Posee un entorno de simulación modular tanto para estado estacionario como para régimen dinámico. Es un *software* que permite la simulación de plantas petroquímicas y afines.(Henao & Vélez, 2002)

- ***Chemcad***

Chemcad nace en 1984 cuando un profesor universitario formó un equipo para desarrollar un simulador de procesos para computadoras personales. El simulador fue vendido a la sección de *software* de *McGraw Hill (COADE)* y luego se siguió desarrollando y fue distribuido por *Chemcad* con una nueva interface de usuario y otras propiedades adicionales. Este sistema es muy usado en todo el mundo para el diseño, operación y mantenimiento de procesos químicos en una gran variedad de industrias incluyendo la exploración de petróleo y gas; y naturalmente en procesos químicos, farmacéuticos, biocombustibles y procesos de fábricas industriales. De forma general este software, como una herramienta de productividad, tiene muchas ventajas entre las que cabe mencionar las siguientes: (Pacheco, 2006)

- Incremento en la productividad por el uso de información obtenida a partir de la simulación diaria de cálculos relacionados con las condiciones de operación.
- Maximizar la rentabilidad de las operaciones por el diseño más eficiente de nuevos procesos y equipos.
- Reducción de costos e inversiones de capital por la optimización y solución de los cuellos de botella existentes en los procesos y en los equipos.

Este programa puede aplicar varios métodos termodinámicos entre los que se incluyen: SRK en versiones: modificado, API, extendido y predictivo, además abarca el *Peng-Robinson* y el *Grayson-streed/Chao-Seader*; así como otros empíricos como: *ESSO*, Presión de Vapor (Ideal) y la Ley de Henry. Para el caso de aminas se propone un método denominado AMIN para la eliminación de gases ácidos en corrientes de hidrocarburos utilizando MEA ó DEA. En el caso de emplear la MDEA se sugiere el uso del modelo de presión de vapor (Ideal).(McGraw, 2009).

Debe señalarse que algunos de estos *software* no se encuentran disponibles en Cuba, debido al alto precio de los mismos en el mercado, sin embargo, por sus características estos pudieran ser utilizados para realizar estudios de simulación en procesos donde intervienen torres de absorción empacadas.

En la realización de la búsqueda bibliográfica se detectaron números trabajos que presentan la simulación de torres de absorción ya sean de plato o empacadas entre ellos: (Barrios, 2011), presenta la simulación del comportamiento y del control de una columna de absorción continua rellena con anillos *Raschig* a escala piloto, en el programa “SIMULATROL 6000” . En Sánchez *et. al* (2012), se analizó la oxidación con ozono de la materia orgánica de agua residual realizada en una columna empacada operando a contracorriente. En (Gibrán & Pacho, 2006) se determinaron las condiciones óptimas de trabajo de una columna de absorción para procesar un volumen de gas amargo, buscando minimizar el flujo de solvente requerido, implementando varios métodos de optimización y diferentes *softwares* de simulación. Además en la propia refinería de Cienfuegos se realizó una modelación matemática de la Torre T-304 usando el CHEMCAD, para las condiciones de diseño por (Usagaua & Cepero, 2010).

CONCLUSIONES PARCIALES DEL CAPITULO I

1. La presencia del H_2S en las fracciones intermedias de la refinación es una amenaza para el proceso por las pérdidas económicas que ocasiona, además por su toxicidad para el ser humano. En tal sentido se emplean procesos auxiliares para su remoción como el caso de estudio en una unidad de hidrodesulfuración de diesel.
2. Para la extracción del sulfuro de hidrógeno del gas ácido la absorción física es la más recomendable, para lo cual son utilizadas diferentes aminas. En el caso de estudio se utiliza la MDEA al 40 % de concentración. Esta amina es la más utilizada porque presenta alta estabilidad térmica, bajo calor de reacción y potencial de degradación y alta selectividad y capacidad para la remoción de este gas.
3. La bibliografía consultada permitió identificar los diferentes simuladores que con más frecuencia se utilizan en la simulación de procesos químicos. Para el estudio de caso fue seleccionado el simulador *Chemcad* debido a las facilidades que ofrece para la evaluación de torres empacadas o rellenas y a la disponibilidad de mismo en la refinería de petróleo "Camilo Cienfuegos".

CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS

En este capítulo se realiza una caracterización general de la operación de la torre absorbidora T-01-304 de la planta de hidrofinación de diesel, además de una explicación de la metodología y análisis a seguir para la evaluación de este equipo y de las herramientas informáticas que se utilizan.

2.1 Refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos”. Caracterización general

Desde los primeros años de la revolución, Cienfuegos, por su ubicación en el centro sur del país, su gran bahía de bolsa y otras características geográficas, se concibió como una de las zonas industriales a desarrollar en el país, lo cual se fue consolidando con el tiempo. Existía en el país déficit de productos refinados, los cuales se importaban para suplir la demanda nacional. La industria petroquímica había alcanzado un alto auge a nivel mundial, lo cual representaba una fuente potencial de productos importantes para el desarrollo del país.

En el marco de los convenios existentes entre Cuba y la Unión Soviética en los años 70 se pactó la construcción de la refinería de petróleo de Cienfuegos. Los trabajos de ajuste y puesta en marcha del complejo mínimo de arranque se inician desde el año 1988 y llegan a consolidarse en el verano del año 1990. Estos trabajos se realizan sin la asistencia técnica soviética, pues ésta es retirada del país en ese propio año. El 21 de diciembre de 2007 a partir de los acuerdos alcanzados mediante la Alternativa Bolivariana para las Américas (ALBA) se decide la reactivación de la refinería “Camilo Cienfuegos” convirtiéndose en el pilar principal del desarrollo petroquímico del país.

Se activan cuatro plantas de proceso de tecnología rusa, sección 100 (Destilación atmosférica), sección 400 (Fraccionamiento de gases), sección 200 (Reformación catalítica) y en aras de buscar mayor rendimiento, elevar la producción y calidad del diesel, la sección 300-1 (Hidrofinación de diesel).

2.1.1 Sección 300-1 Hidrofinación de diesel

La reactivación de la sección 300-1, en los primeros momentos se estimaba que sería una solución momentánea que daba respuesta a las exigencias del Sistema Energético Nacional. Los grupos electrógenos que se instalaban a lo largo de todo el país necesitaban diesel al 0,5 % de azufre y el diesel que se obtenía, directo de refinación, no cumplía con estos requisitos. En estos momentos se han ampliado las perspectivas con esta planta dado el proceso inversionista que se lleva a cabo.

La sección estaba destinada para el hidrotratamiento de la fracción 180-350°C del crudo soviético *Romanskino* de 32°API, con un contenido de azufre del 1,4 % peso, con el fin de obtener el combustible diesel al 0,2 % peso.

Con el proceso de reactivación de la refinería con ayuda de la empresa Petróleos de Venezuela, SA (PDVSA) se comienza a refinar un crudo venezolano, que es una mezcla de Mesa de 30°API y Merey de 16°API con una relación 12/88 para obtener un crudo de 28°API.

El hidrotratamiento de la fracción 180-350°C se realiza mediante el catalizador Ni/Mo soportado en base alúmina (GKD-2) con un flujo de gas recirculante rico en hidrógeno. Además se utiliza una alimentación de gas fresco rico en hidrógeno proveniente de la sección 200 para mantener una concentración adecuada en el gas recirculante. En este proceso tiene lugar una hidrogenación de los compuestos sulfurados contenidos en la materia prima hidrocrqueo parcial con formación del gas hidrocarbonado y fracciones livianas de gasolina. La separación de estos últimos componentes se realiza en la torre estabilizadora T-01-301. La eliminación de los compuestos sulfurados del gas hidrocarbonado se ejecuta en las torres absorbedoras T-01-302, T-01-303 y T-01-304 con una solución de MDEA al 40 % de concentración.

En los anexos 3 y 4 se presentan los diagramas de bloque y de flujo del proceso tecnológico de la planta de tratamiento de gases sección 300-1.

2.2 Descripción del caso de estudio, torre absorbidora T-01-304

La torre de absorción T-01-304 fue diseñada para el endulzamiento de los gases hidrocarbonados provenientes de los tambores separadores B-01-305, B-01-306 y la T-01-305 de la planta de hidrotratamiento de diesel (HDT) (Anexo 4) con una carga de H₂S de 42 000 partes por millón (ppm) % masa, con una solución de DEA al 20 % de concentración. En la operación actual, la alimentación a la torre T-01-304 proviene solamente del tambor separador trifásico B-01-305 ubicado a la salida de la torre estabilizadora T-01-301. El solvente fue sustituido por MDEA al 40 % de concentración y se proporciona de la planta regeneradora de amina por el tambor D-302.

Después de obtener el gas endulzado se envía a la red de gas combustible para ser utilizado en los hornos y el exceso se quema en el *flare*. La solución de MDEA rica en sulfuro de hidrógeno se trasiega hasta la planta regeneradora de amina para ser limpiada y ponerse en contacto nuevamente con los gases hidrocarbonados.

En las tablas siguientes (Tablas 2.1 – 2.4) se muestran las características constructivas, los parámetros de diseño y de operación actual de la T-01-304.

Tabla 2.1 Características constructivas de la T-01-304

Características constructivas	
Torre	T-01-304
Denominación	Torre absorbidora de sulfuro de hidrógeno del gas combustible de baja presión
Tipo de empaque	anillos <i>Rasching</i> 50X50X5
Diámetro (m)	1,2
Altura total de la torre (m)	28,3
Altura de la cama empacada (m)	9,9
Total de camas empacadas	3
Espacios entre cama (m)	1,2
Material del cuerpo	Bct3cp3
Caída de presión (kgf/cm ²)	0,5
Presión de trabajo (kgf/cm ²)	1,7
Presión de prueba (kgf/cm ²)	6
Presión. de cálculo (kgf/cm ²)	1,7
Temperatura. °C fondo/tope	53/45

Tabla 2.2. Parámetros de operación de diseño de la T-0.1-304.

<i>Operación</i>	<i>Composición</i>	<i>Flujo másico(kg/h)</i>	<i>Temperatura °C</i>	<i>Presión kgf/cm² (manométrica)</i>
Flujo de amina a los absorbedores	Solución de DEA al 20%	6000-15000 Nominal 9000	53,0 salida fondo amina	5,0 entrada amina 0,7 salida fondo amina
Flujo de gas a los absorbedores	Gas hidrocarbonado de baja presión	1300-3000 Nominal 2500	45,0 entrada	0,7 entrada fondo gas 0,5 salida tope gas

Tabla 2.3. Composición de la corriente gaseosa de entrada a la T-304 por diseño

<i>Gas hidrocarbonados no depurado de baja presión: T-01-304.</i>	<i>kg/h</i>	<i>Fracción másica</i>
<i>H₂</i>	8	0.003
<i>CH₄</i>	139	0.056
<i>C₂H₆</i>	475	0.190
<i>C₃H₈</i>	532	0.212
<i>C₄H₁₀</i>	322	0.130
<i>C₅H₁₂</i>	211	0.084
<i>H₂S</i>	101	0.040
<i>Gasolina desnaftada (C₆H₁₄)</i>	713	0.285

Tabla 2.4 Parámetros de la operación actual de la T-01-304

<i>Parámetros</i>	<i>Gas hidrocarbonado estable</i>	<i>Parámetros</i>	<i>MDEA</i>
Flujo de gas (fondo) kg/h	1400	Flujo de líquido (tope) kg/h	8400
ppm % volumen (tope)	200 máx.	Relación molar (tope) mol H ₂ S/mol MDEA	≤ 0,007
ppm % volumen (fondo)	9400-62000		

Se debe destacar que en la operación actual no se presentan cambios de temperatura ni de presión en la torre

2.3 Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación para la evaluación de la T-01-304

Para desarrollar el modelo de simulación de la T-01-304 se utiliza el simulador de procesos *Chemcad* v.6 que permite el análisis de la operación de dicha columna. Este programa se

encuentra disponible en la refinería de petróleo “Camilo Cienfuegos” y se puede operar con facilidad.

2.3.1 Obtención del modelo de simulación.

Cuando se construye un modelo de simulación se deben seguir tres pasos en general:

Construcción del diagrama de flujo de información (DFI).

1. Definir el orden de cálculo de los módulos del DFI.
2. Definir los módulos e implementarlos en el simulador.

Paso1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI)

Todos los programas de simulación requieren convertir los datos del diagrama de proceso en un diagrama de flujo de información.

El diagrama de flujo de información es una representación gráfica de los flujos de materia y de energía de un proceso, donde se representan las diferentes unidades de procesos u operaciones. Para su construcción, se transforma el diagrama del proceso, haciendo uso de símbolos establecidos para cada operación unitaria y se tienen en cuenta la cantidad de módulos que representan a una operación o proceso. En el DFI se emplea el nombre del modelo matemático que se usa para los cálculos, en lugar del nombre de la unidad de proceso.

- ❖ La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia
- ❖ Se descomponen las operaciones complejas en otras más simples.
- ❖ Se incluyen todas las operaciones de mezcla y de división de corrientes.
- ❖ Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos y varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo
- ❖ Finalmente se enumeran consecutivamente las operaciones y las corrientes del proceso.
- ❖ Los módulos que representan una misma operación deben tener igual nombre, sólo cambia la numeración.

La figura 2.1 representa el diagrama de flujo de información de la torre absorbadora T-01-304, donde:

S1- Solución de DEA al 20%.

S2- Gas hidrocarbonado proveniente del tambor B-01-305.

S3- Gas hidrocarbonado a red de gas combustible.

S4- Solución de DEA a planta regeneradora.

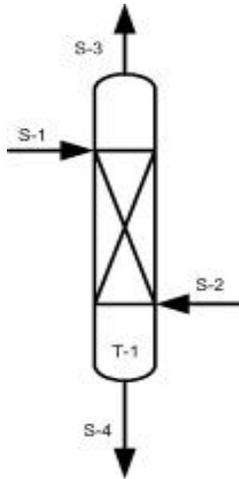


Figura 2.1 Diagrama de flujo de información (DFI) de la T-01-304

Paso 2. Definir el orden de cálculo de los módulos del (DFI).

El objetivo de este paso es seleccionar el módulo por donde se comienza la simulación y el orden o secuencia que después le procederá. Se debe empezar por la unidad que tenga las corrientes de entradas definidas. La secuencia de cálculo para los módulos se determina con facilidad a partir del análisis del orden de precedencia dado que el flujo de información siempre avanza en una dirección.

El orden de cálculo depende de la presencia o no de corrientes de recirculación en el DFI porque desde el punto de vista computacional, la presencia de corrientes de recirculación es uno de los impedimentos para la resolución secuencial de un problema de simulación.

La etapa del proceso que se estudia no presenta corrientes de recirculación por lo que no es objetivo explicar el procedimiento para este caso. Además en el DFI se representa un único modelo por lo que será el que se calcule a partir de la definición de las corrientes de entrada al mismo.

Paso 3. Definir los módulos e implementarlos en el simulador.

El proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones que representan cada subsistema o equipo se reúnen y codifican de modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo que se puede codificar, analizar, depurar e interpretar por sí solo.

Cada módulo contiene el tamaño de los equipos, las relaciones de balance de materia y de energía, los flujos de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo físico que representa el módulo o que sale de él. Los valores de algunos de estos parámetros y variables determinan los costos de capital y de operación de las unidades.

El módulo que se utiliza en el sistema en estudio es:

1. Absorbedor (*absorber*)

Es el modelo más simple porque ignora la cinética de absorción y si el absorbedor es empacado es tratado por el simulador como una columna de platos con una eficiencia igual a 1.

En función de la información que reciba el módulo se calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondiente a la torre. Los cálculos se basan en los balances de materiales y energía dentro de una torre de platos:

Implementación del modelo en Chemcad:

Para la simulación de la operación de una columna en *Chemcad* se utilizan los modelos propuestos en Usagaua, & Cepero, (2010), porque son los que propician los mejores resultados para la modelación de una columna empacada.

- Modelo valor de K (constante de velocidad): *Amino*
- Modelo de entalpía: *Lee Kessler*
- Modelo de entalpía electrolítica: Sí

Definición de las corrientes de entrada:

Corriente S1

<u>Flujo de solvente kg/h</u>	<u>Temperatura °C</u>	<u>Presión kgf/cm²</u>
9000	50	6,0

Se considera que la fracción molar de H₂S en el solvente de diseño (DEA) es de 0,002 molH₂S/molDEA y no cero como se refleja en los parámetros de diseño, pues se analizan las condiciones de diseño de la torre regeneradora de amina.

Cuando se opera una planta de este tipo no es conveniente asumir que en la amina que se utilice para endulzar el gas no haya presencia de H₂S porque una amina pura no alcanza rápidamente el estado de equilibrio. (Reinoso, 2014).

Corriente S2

<u>Flujo de gas kg/h</u>	<u>Temperatura °C</u>	<u>Presión kgf/cm²</u>
2504	45	1,7

Para la composición del gas hidrocarbonado se utilizan los datos de diseño reflejados en la tabla 2.3.

Implementación del módulo absorber

El módulo cuenta con dos corrientes de entrada: S1 y S2 que se definen anteriormente y dos corrientes de salida que se calculan de forma automática al introducir todos los datos necesarios, S3 (flujo de amina por el tope) y S4 (gas de fondo).

Además para calcularlo se necesitan especificar la presión del tope (1,50 kgf/cm²) y el número de etapas. Como la torre en cuestión posee 3 secciones de empaque se designa un número total de etapas de 6. (Figura 2.3)

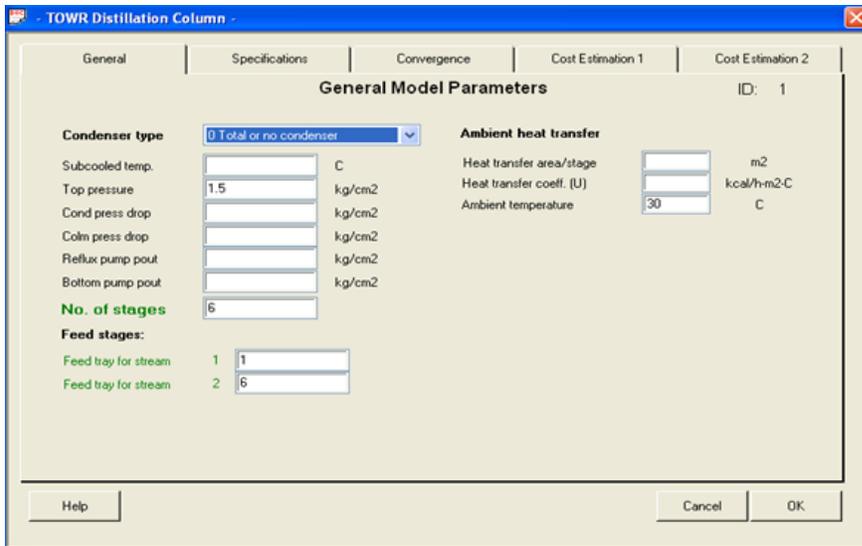


Figura 2.2. Hoja de cálculo general del módulo absorber

En el menú *Sizing* se busca la opción *Packing* y se especifican las características principales del equipo (Figura 2.3).

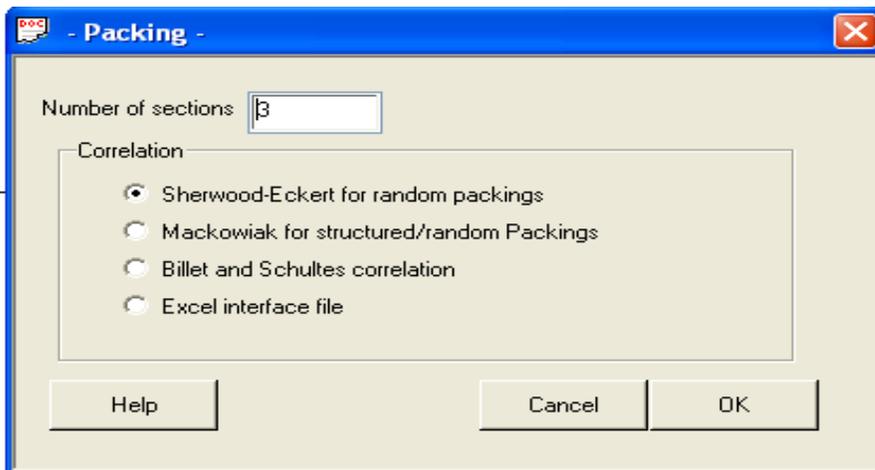


Figura 2.3. Hoja para especificar las características de la columna empacada

Para establecer los parámetros del empaque es necesario definir si la especificación será la presión en el tope o el diámetro de la columna. Como el objetivo del trabajo es la evaluación de la columna se utiliza el diámetro de la misma, además se definen la altura de cada cama empacada (tabla 2.1) y el factor del empaque ($C_f = 65$) (anexo 5) (Figura 2.5)

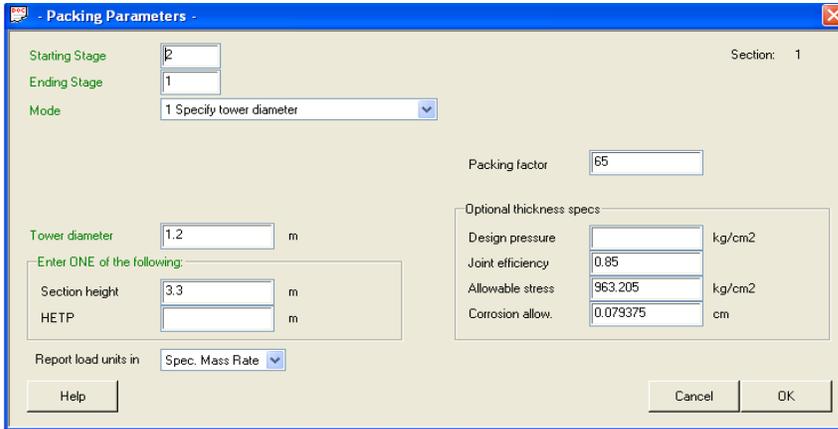


Figura 2.4 Hoja para definir las características de la columna empacada

2.3.2 Validación del modelo de simulación

Para validar el modelo se comparan los resultados que se obtienen a través de la simulación en Chemcad v.6 con las condiciones de diseño de la T-01-304 y se estima el error que se comete al estudiar el sistema con el modelo simulado.

Como criterio de comparación se toma el error relativo:

$$e_{rel} = \frac{X_{diseño} - X_{calculada}}{X_{diseño}} \quad \text{Ec.2.1}$$

Se considera que un error relativo menor que 10 %, permite definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar la operación de la torre.

Las variables que se utilizan para la validación son: flujo y composición del gas por el tope y flujo y composición de la amina por el fondo.

A partir del desarrollo del modelo se realizan estudios de sensibilidad de diferentes parámetros del proceso. Este análisis es fundamental en la validación de un modelo y se realiza con el objetivo de conocer la sensibilidad de la respuesta del modelo a cambios en los parámetros que lo conforman.

El estudio consiste principalmente en variar uno de los parámetros de entrada y mantener el resto constante para obtener el comportamiento de las variables a analizar.

Estudio # 1.

La variable a analizar es el flujo de gas hidrocarbonado, los límites del estudio se definen por las condiciones de diseño de la columna (Tabla 2.1).

Tabla 2.5 Parámetros para determinar la sensibilidad del modelo. Estudio #1

Variables fijas		Variable patrón sujeta a cambio	kg/h
Fracción másica de H ₂ S en el fondo (kg H ₂ S/kg gas)	0,04	Flujo de gas hidrocarbonado	1300
Flujo de DEA (kg/h)	9000		2500
Fracción molar de H ₂ S en el solvente (mol H ₂ S/mol DEA)	0,002		3000
			3500

Estudio # 2.

La variable a analizar es la fracción másica de H₂S en el gas hidrocarbonado, los límites de estudio se definen por las condiciones de diseño de la columna (Tabla 2.2).

Tabla 2.6 Parámetros para determinar la sensibilidad del modelo. Estudio #2

Variables fijas		Variable patrón sujeta a cambio	kg H ₂ S/kg gas
Flujo de gas hidrocarbonado (kg/h)	2504	kg de H ₂ S en el gas hidrocarbonado	101
Flujo de DEA kg/h	9000		200
Fracción molar de H ₂ S en el solvente (mol H ₂ S/mol DEA)	0,002		250
			350
			355
			360

Estudio # 3.

La variable a analizar es el flujo de solvente en la alimentación, los límites de estudio se definen por las condiciones de diseño de la columna (Tabla 2.1).

Tabla 2.7 Parámetros para determinar la sensibilidad del modelo. Estudio #3

Variables Fijas		Variable patrón sujeta a cambio	Valor kg/h
Flujo de gas Hidrocarbonados (kg/h)	2504	Flujo de DEA	6000
Fracción másica de H ₂ S en el fondo (kg H ₂ S/kg Gas)	0,04		8000
Fracción molar de H ₂ S en el solvente (mol H ₂ S/mol DEA)	0,002		10000
			15000

CONCLUSIONES PARCIALES DEL CAPITULO II

1. La caracterización de la unidad objeto de estudio permite conocer las variables operacionales más influyentes y su rango de operación, por lo cual se pudo acotar los límites del estudio.
2. Para la evaluación operacional de la torre absorbedora se desarrolla el modelo de simulación en el simulador de procesos *Chemcad v.6* y que permite determinar los flujos de gas y de líquido a la salida.
3. Se define el error relativo como criterio de validación del modelo de simulación y se establecen tres estudios que permiten determinar la sensibilidad del mismo.

CAPÍTULO III. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.

En este capítulo se desarrolla el modelo de simulación a través del simulador *Chemcad v.6*. Se establecen tres escenarios diferentes para validar el modelo de simulación y finalmente se presentan variantes de operación que permitan reducir las pérdidas de solvente en el gas hidrocarbonado.

3.1 Implementación y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en *Chemcad v.6*

El desarrollo del modelo de simulación se realiza según se explica en el capítulo anterior (Epígrafe 2.3).

Con los datos existentes de las condiciones de diseño de la torre empacada (Tablas 2.1-2.4) se realiza la simulación, mostrándose en el Anexo 6 los resultados de los balances de materia y energía realizados por el simulador y en la Figura 3.1 el esquema simulado de la torre absorbidora T-01-304.

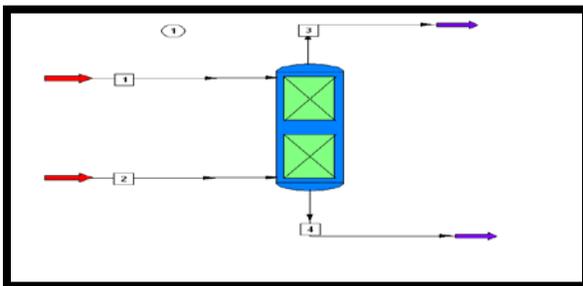


Figura 3.1 Esquema simulado en Chemcad v.6 de la T-01-304.

3.2 Validación del modelo de simulación en Chemcad

3.2.1 Ajuste del modelo de simulación al caso base

Utilizando la información arrojada por la simulación se realiza un análisis comparativo entre las condiciones de diseño y las obtenidas en la simulación de la torre. Se determina el error que se comete al estudiar el sistema con el modelo diseñado, lo que permite definir con que precisión puede ser utilizado éste para predecir y estudiar la operación del equipo.

En la tabla 3.1 se muestran los resultados del ajuste del caso base a través de la comparación entre los resultados que se obtienen con el modelo de simulación y los parámetros de diseño.

Tabla 3.1 Análisis comparativo de los flujos de salida de la torre

		Gas hidrocarbonado de salida			DEA salida		
		Diseño	Simulación	Error %	Diseño	Simulación	Error %
Comp.	UM						
H2	kg/h	8,00	7,991	0,11	0	0,0009	
CH4	kg/h	139,00	138,970	0,02	0	0,0254	
C2H6	kg/h	475,00	474,900	0,02	0	0,0973	
C3H8	kg/h	532,00	531,890	0,02	0	0,1052	
C4H10	kg/h	325,00	324,960	0,01	0	0,0349	
C5H12	kg/h	211,00	209,760	0,59	0	1,2391	
H2S	kg/h	0,00	0,259		101	100,74	0,26
C6H14	kg/h	713,00	707,870	0,72	0	5,1275	
H2O	kg/h	0,00	90,675		7200	7109,323	1,26
DEA	kg/h	0,00	0,002		1800	1799,998	0,00
Total	kg/h	2403,00	2487,277	3,51	9101,00	9016,69	0,93

En la tabla 3.1 se aprecia que los errores que se cometen al simular la operación de la T-01-304 no superan el valor de un 2% comparado con las condiciones de diseño, donde se considera que la solución de solvente, a la entrada, no contiene sulfuro de hidrógeno y que

remueve el 100% del sulfuro contenido en el gas. Además no se contempla que la amina absorba una pequeña fracción de los gases ni que ocurra arrastre de solvente. Es bueno señalar que las pérdidas referidas a los arrastres de solvente en el gas, así como las pérdidas de los componentes hidrocarbonados presentes en la corriente de gas, no son considerados como pérdidas apreciables, pues el error en el flujo total de las corrientes no supera el 4%. Teniendo en cuenta estos elementos se considera que el modelo se ajusta a los parámetros de este tipo de proceso.

3.2.2 Análisis de sensibilidad del modelo de simulación

Una vez que se comprueba el ajuste del modelo al caso base se realiza el análisis de sensibilidad a dicho modelo para comprobar su respuesta ante los cambios que se designaron en los diseños expuestos en el capítulo II, epígrafe 2.3.

Estudio #1.

Tabla 3.2 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #1

Flujo de gas hidrocarbonado S2, (kg/h)	Arrastre de solvente en el gas de salida S3, (kg/h)	Flujo de H ₂ S en el gas de salida S3, (kg/h)
1300	47,41	0,2451
2500	90,29	0,4656
3000	107,79	0,5576
3500	124,02	0,6393

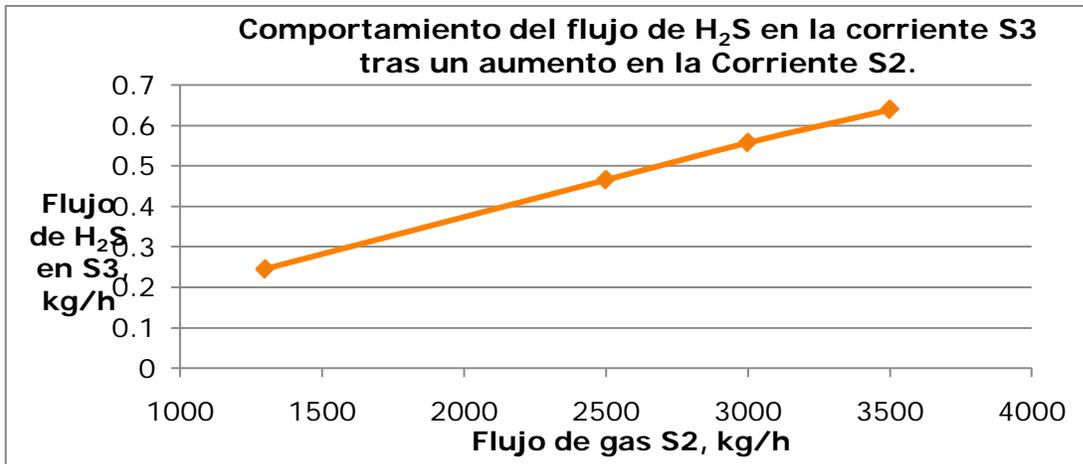


Figura 3.2 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #1. (H₂S en S3)

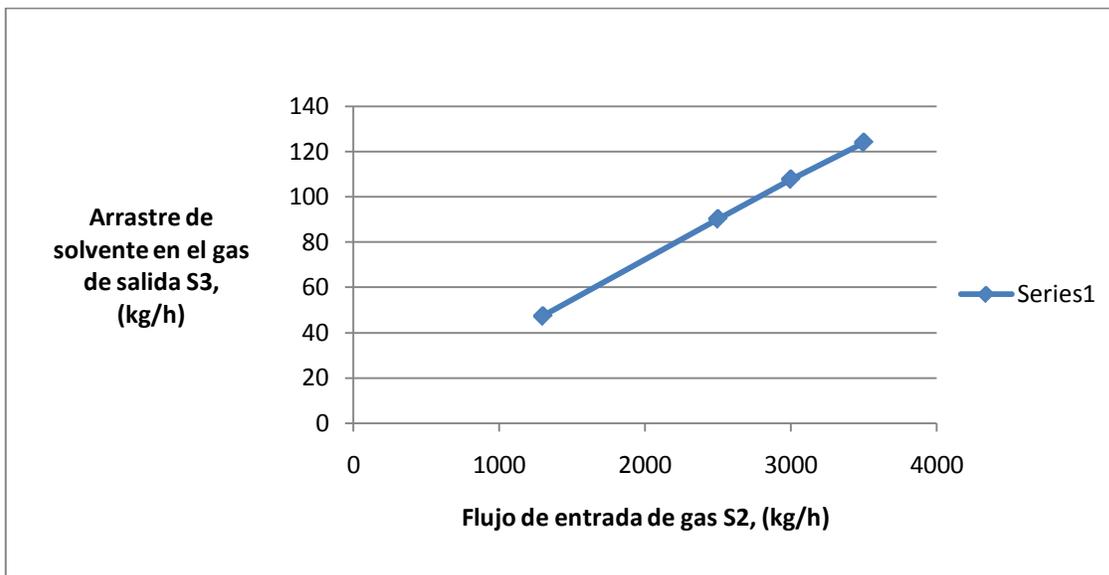


Figura 3.3 Resultados obtenidos en la aplicación del estudio #1 (MDEA en S3)

Se puede apreciar que al aumentar el flujo de gas a la entrada de la torre y mantener la fracción másica de H₂S constante en esta corriente, se produce un aumento del flujo de H₂S en la salida del absorbedor. Estos se deben a que la presión y la temperatura se mantiene constante y por tanto un incremento del flujo a la entrada provoca un aumento de la composición de H₂S a la salida.

Se refleja además, en la Figura 3.3, que al aumentar el flujo de gas a la entrada de la torre se obtiene un aumento en el arrastre de solvente en el gas de salida pues aumenta la velocidad superficial.

Estudio #2.

Tabla 3.3 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #2

Flujo de H ₂ S en el gas de salida S2, (kg/h)	Flujo de H ₂ S en el gas de salida (kg/h)
101	0,259
200	0,2547
250	0,2525
300	0,2632
350	0,2787
355	0,3792
360	1,3046
370	6,2974

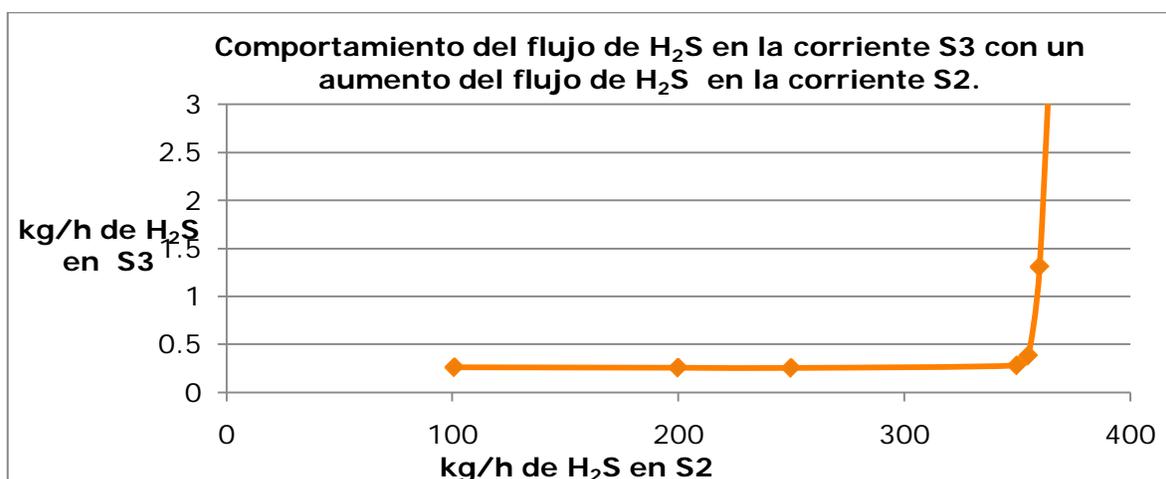


Figura 3.4 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #2

Se puede apreciar que al variar la composición de H₂S en el flujo de gas que se suministra a la torre y mantener constante el flujo de solvente con el cual se endulza, la composición de H₂S en la salida del absorbedor se mantiene prácticamente constante hasta un flujo aproximado de 350 kg/h en el gas de entrada, pero al añadirse flujos mayores a este,

comienza a ascender rápidamente. Este comportamiento está dado a que para concentraciones del gas por debajo de su valor de diseño la difusión se dificulta debido a que se presencia un equilibrio en las masas de H₂S en el gas y el solvente. A medida que la composición de H₂S en el gas comienza a aumentar, el equilibrio se altera y para su restablecimiento se difunde el H₂S en el solvente. Pero si esta concentración continúa aumentando y no se adiciona un volumen mayor de solvente, este se satura y la concentración del sulfuro en el gas a la salida aumenta y no se cumple con los requisitos de este tipo de proceso.

Estudio # 3.

Tabla 3.4 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #3

Flujo de DEA en la alimentación (kg/h)	Flujo de H ₂ S en la corriente S3 (kg/h)
6000	0,2512
8000	0,2579
12000	0,2594
15000	0,2588

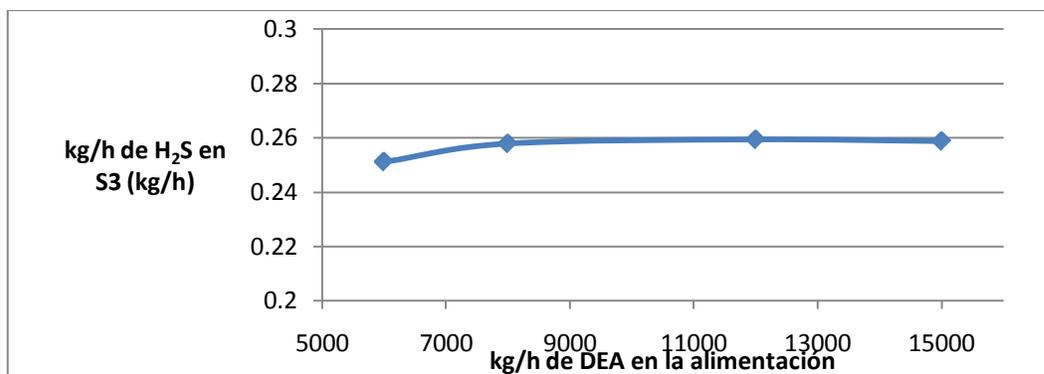


Figura 3.5 Resultados obtenidos con la aplicación del estudio #3.

Se puede apreciar que al aumentar el flujo de solvente a la entrada de la torre, si se mantiene la composición de H₂S constante en el flujo de gas a endulzar, la composición de éste en el gas de tope comienza a aumentar hasta un punto que se estabiliza y se mantiene estable. Esto demuestra que cuando se alcanza el equilibrio aunque el flujo de amina se continúe aumentando, no se logra remover más sulfuro de hidrógeno.

Después de analizar los resultados de los estudios aplicados al modelo se determina que este responde de acuerdo a lo esperado, por tanto se valida el modelo y se procede a su utilización para obtener propuestas para la operación de la torre absorbedora que disminuyan las pérdidas de solvente.

3.3 Propuestas para la operación de la torre absorbedora T-01-304

Para la modelación de la operación actual en el *software Chemcad*, se utiliza el mismo diagrama de flujo de información y la termodinámica antes definida, aunque se redefinen las corrientes. La simulación del modelo se realiza teniendo en cuenta el cambio de solvente DEA por MDEA y se analizan dos casos extremos que se han definido teniendo en cuenta los valores obtenidos durante varias corridas de operación de la planta. Un primer caso donde la composición de H₂S en el gas y la amina se mantienen en su punto más bajo y un segundo caso donde la composición de H₂S en el gas y la amina se mantienen en su punto más alto.

El objetivo es lograr una remoción del H₂S igual o mayor que la del proyecto, de forma tal que a la salida de los absorbedores la presencia de dicho compuesto sea menor y facilite el cumplimiento de las especificaciones de calidad del gas combustible, garantizando el mínimo flujo de solvente posible para endulzar el gas y evitar las pérdidas de éste a la salida de la torre absorbedora.

3.3.1 Análisis de la operación, Caso1.

Definir corriente S1: Solución de MDEA al 40 % con 0,002 mol H₂S /mol MDEA.

<u>Flujo de solvente kg/h</u>	<u>Temperatura °C</u>	<u>Presión kgf/cm²</u>
8400	50	6,0

Definir corriente S2: Gas hidrocarbonado que se recibe del tambor separador B-01-305.

<u>Flujo de gas kg/h</u>	<u>Temperatura °C</u>	<u>Presión kgf/cm²</u>
1400	45	1,7

Tabla 3.5 Composición de S2

Componentes	Fracción masa
H ₂	0,2242
C ₁	0,0126
C ₂	0,1722
C ₃	0,3349
nC ₄	0,0912
iC ₄	0,1214
nC ₅	0,0101
iC ₅	0,0241
H ₂ S	0,0094

En la Tabla 3.5 se muestran los resultados de la simulación de la operación actual con el *software Chemcad*.

Tabla 3.6 Resultados de la modelación para la operación actual. Caso 1

Componentes		Gas salida	MDEA salida
H2	kg/h	54,7461	0,0046
C1	kg/h	13,1841	0,0018
C2	kg/h	210,0537	0,0330
C3	kg/h	593,0303	0,0881
nC4	kg/h	185,9019	0,0173
iC4	kg/h	238,4481	0,0162
nC5	kg/h	21,7135	0,5086
iC5	kg/h	51,4256	0,9242
H2S	kg/h	0,4643	37,1836
MDEA	kg/h	0,0488	3.435,1965
H2O	kg/h	84,7399	4.868,2753
ppmv H ₂ S	%	166	

Se puede apreciar, que aunque las condiciones en la operación se consideran las más factibles, se tienen pérdidas de solvente en la corriente gaseosa; así como pequeñas cantidades de gases en el solvente. Lo que demuestra que las pérdidas podrán ser disminuidas pero no se eliminarán en su totalidad.

Se propone como primera variante de análisis para evaluar la operación, variar el flujo de solvente a la entrada del absorbedor. Para ello se determina un rango de 6100-8000 kg/h con el fin de mantenerlo por debajo del actual (8400 kg/h) y considerar el mínimo del sistema de trasiego (6100 kg/h).

Tabla 3.7 Resultados de la simulación para un flujo de solvente de 6100kg/h

Componentes		Gas salida	MDEA salida
H ₂	kg/h	54,7427	0,0034
C ₁	kg/h	13,1846	0,0014
C ₂	kg/h	214,0611	0,0256
C ₃	kg/h	593,0495	0,0689
nC ₄	kg/h	185,9054	0,0137
iC ₄	kg/h	238,4514	0,0128
nC ₅	kg/h	21,8199	0,4022
iC ₅	kg/h	51,6226	0,7272
H ₂ S	kg/h	0,4599	33,9734
MDEA	kg/h	0,0478	2.494,5946
H ₂ O	kg/h	83,6384	3.513,1934
ppmvH ₂ S	%	164	

Variante 1:

Rango del flujo de MDEA: 6100-8000 kg/h con 0,002 molH₂S/molMDEA

Flujo de gas hidrocarbonado 1400 kg/h con 0,0094 kgH₂S/kg de gas

Tabla 3.8 Resultados de la 1era variante

Corriente S1	Corriente: S3		
	H ₂ S (kg/h)	Solvente (kg/h)	ppmv H ₂ S
6000	0,4594	83,6152	164
6100	0,4599	83,6862	164
6500	0,4602	83,8645	163,8
7000	0,4612	84,3429	165
7500	0,4623	84,5131	165,36
8000	0,4639	84,742	164
8400	0,4643	84,7878	166

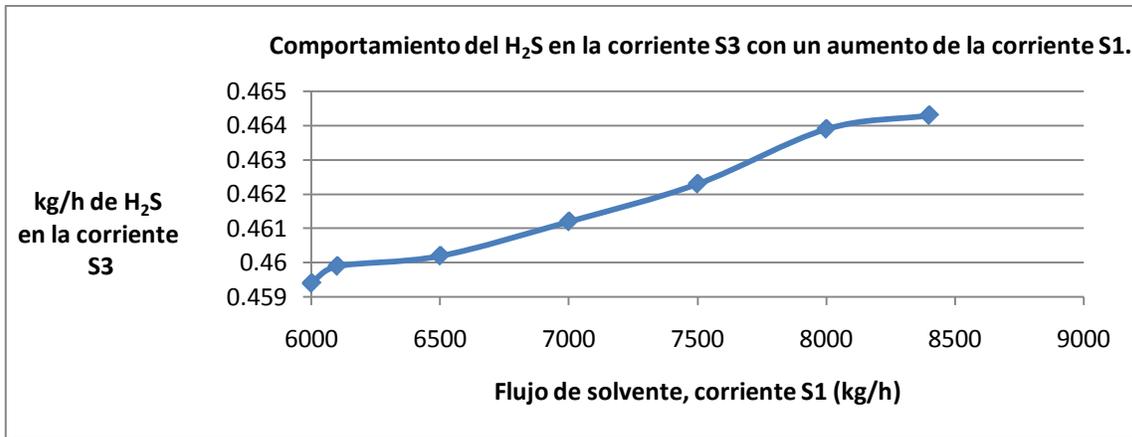


Figura 3.7 Comportamiento del H₂S en la corriente S3

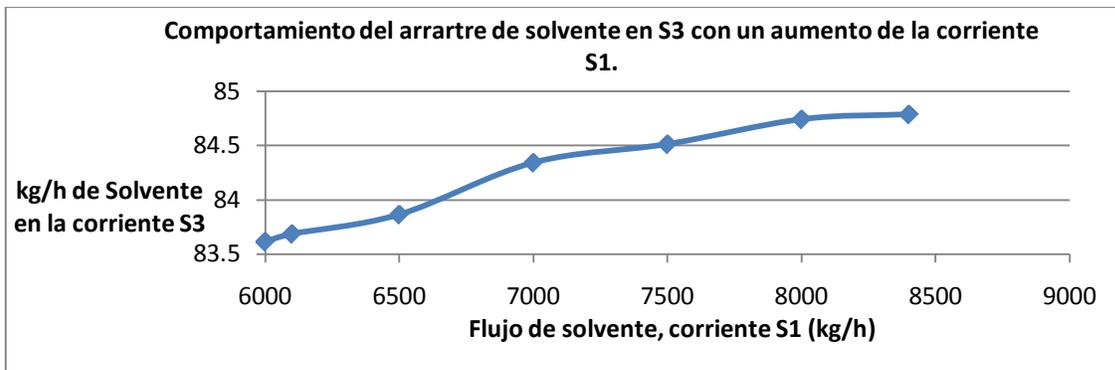


Figura 3.8 Comportamiento del arrastre de solvente en la corriente S3

A pesar de haberse llevado a cabo un cambio en el solvente de diseño y en la concentración del mismo; cuando se analiza el caso 1 con la variante 1 de operación se aprecia que la composición del H₂S en el gas endulzado no tiene cambios representativos, no aumenta con la disminución de solvente ($5 \cdot 10^{-3}$ kg/h), lo que garantiza que la especificación de valores menores a 200 ppmv en el gas se cumpla. Además se puede analizar que las pérdidas de solvente en el gas hidrocarbonado disminuyen al operar con menores flujos de solvente, lo que permite operar la torre con el mínimo del flujo para el que fue diseñado el sistema de trasiego sin afectar la calidad de la remoción en la misma.

Se conoce por la dirección de operaciones de la refinería Camilo Cienfuegos que 1 kg de MDEA cuesta \$3,87 CUC en el mercado internacional y el precio del m³ de agua es \$1,50

CUC. En la tabla 3.10 se presenta el ahorro que se alcanzaría si el gas se tratara con un flujo de MDEA de 6100 kg/h.

Tabla 3.9 Comparación de los gastos operacionales en la compra de solvente

	Flujo de solvente (kg/h)	Flujo de MDEA en el solvente (kg/h)	Flujo de agua en el solvente (kg/h)	Costos (\$/h)
	8400	3360	5040	13003,2
	6100	2440	3660	9442,8
Ahorro				3562,47

Se observa que solamente con llevar el flujo de solvente al mínimo de las condiciones del diseño la empresa ahorraría 3 562,47 \$/h por concepto de compra del solvente limpio y consumo de agua, sin afectar la calidad del gas combustible. (Tabla 3.9)

Variante 2:

Rango del flujo de MDEA: menores de 6000 kg/h con 0,002 molH₂S/molMDEA

Flujo de gas hidrocarbonado 1400 kg/h con 0,0094 kgH₂S/kg de gas

Tabla 3.10 Resultados de la 2da variante

Corriente S1	Corriente: S3		
	H ₂ S (kg/h)	Solvente (kg/h)	ppmvH ₂ S
3800	0,5261	77,8814	268
4000	0,5623	78,6246	199
4800	0,5481	81,2916	196
5000	0,5494	81,3732	196

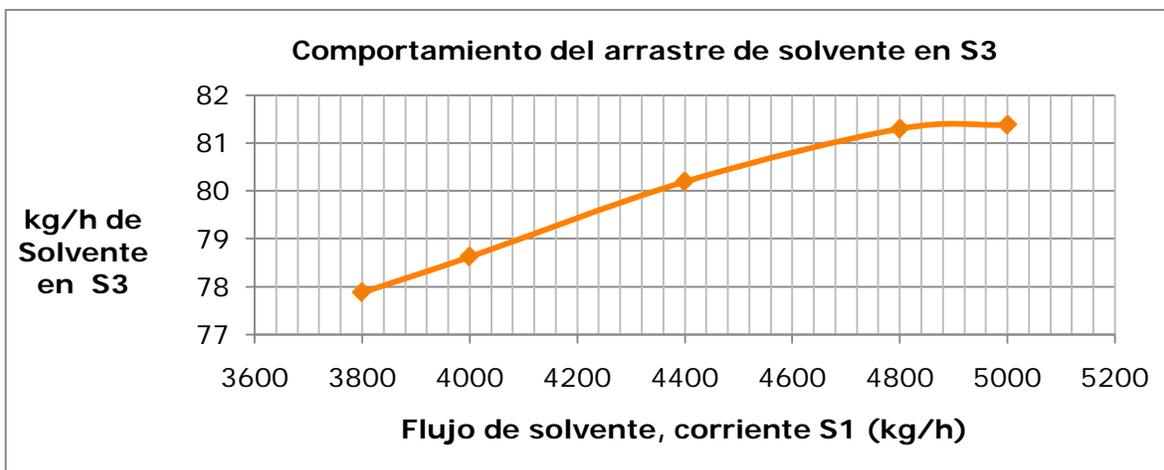


Figura 3.9 Comportamiento del arrastre de solvente en la corriente S3

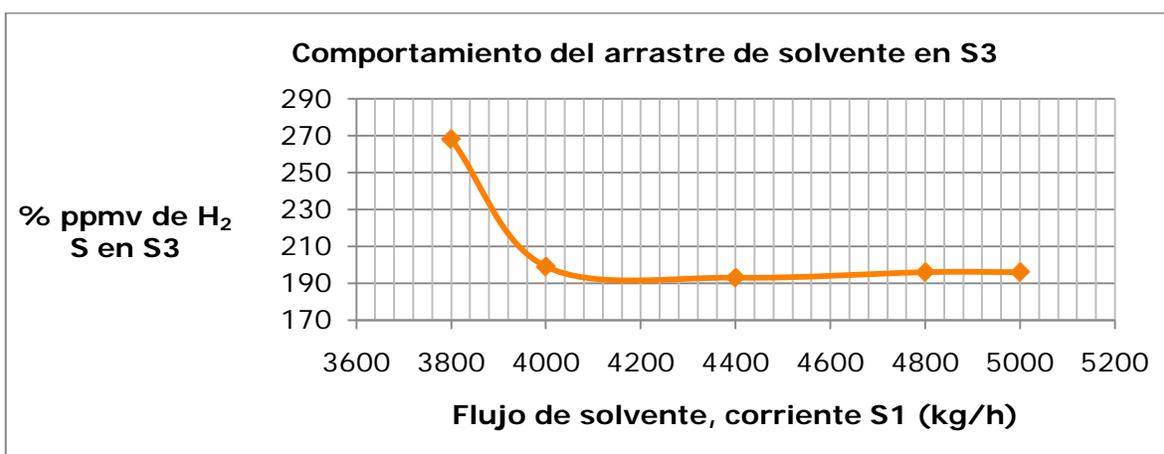


Figura 3.10 Comportamiento del arrastre de solvente en la corriente S3

En la tabla 3.10 se reflejan los resultados que se obtienen a través del modelo simulado para la variante 2 se aprecia que a pesar de trabajar con flujos de solvente menores a los de la operación actual, permanece el arrastre de solvente en la salida de la corriente gaseosa. La composición del H₂S en el gas endulzado no tiene cambios representativos hasta un valor de 3800 kg/h, donde se obtienen valores por encima de los 200 ppmv establecidos para el gas combustible, por lo que no se continúa el estudio.

Tabla 3.11 Resultados de la simulación para un flujo de solvente de 4000kg/h

Componentes		Gas salida	MDEA salida
H ₂	kg/h	54,7437	0,0023
C ₁	kg/h	13,1850	0,0009
C ₂	kg/h	214,0685	0,0182
C ₃	kg/h	593,0684	0,0500
nC ₄	kg/h	185,9093	0,0099
iC ₄	kg/h	238,4551	0,0092
nC ₅	kg/h	21,9268	0,2952
iC ₅	kg/h	51,8199	0,5299
H ₂ S	kg/h	0,5623	31,5561
MDEA	kg/h	0,0431	1635,5344
H ₂ O	kg/h	78,5815	2279,6308
ppmvH ₂ S	%	199	

En la tabla 3.11 se reflejan los resultados que se obtienen a través del modelo simulado para las condiciones de flujo de solvente que garantizan el cumplimiento de la norma en el gas combustible. Se considera como el mínimo flujo de solvente a utilizar en la torre T-01-304 para las condiciones definidas en esta variante, 4000 kg/h de solución de MDEA al 40%.

Si se utilizan los costos del agua y de MDEA del mercado internacional, se puede calcular el ahorro que se tendrá en la operación. (Tabla 3.12)

Tabla 3.12 Comparación de los gastos operacionales en la compra de solvente

	Flujo de solvente (kg/h)	Flujo de MDEA en el solvente (kg/h)	Flujo de agua en el solvente (kg/h)	Costos (\$/h)
	8400	3360	5040	13003,2
	4000	1600	2400	6192
Ahorro				6815,16

Se observa que al operar con el flujo de solvente al mínimo capaz de remover el sulfuro de hidrogeno hasta cumplir con la norma de 200 ppm; la empresa ahorraría 6 815,16 \$/h por concepto de compra del solvente limpio y consumo de agua, sin afectar la calidad del gas combustible.

3.3.2 Análisis de la operación, Caso 2

Definir corriente S1: Solución de MDEA al 40 % con 0,007 mol H₂S /mol MDEA.

<u>Flujo de solvente kg/h</u>	<u>Temperatura °C</u>	<u>Presión kgf/cm²</u>
8400	50	6,0

Definir corriente S2: Gas hidrocarbonado que se recibe del tambor separador B-01-305.

<u>Flujo de gas Nm³/ kg/h</u>	<u>Temperatura °C</u>	<u>Presión kgf/cm²</u>
1400	45	1,7

Tabla 3.13 Composición de S2

Componentes	Fracción másica
H ₂	0,1716
C ₁	0,0126
C ₂	0,1722
C ₃	0,3349
nC ₄	0,0912
iC ₄	0,1214
nC ₅	0,0101
iC ₅	0,0241
H ₂ S	0,06200

En la Tabla 3.13 se muestran los resultados de la simulación con el *software Chemcad* para el caso 2 de la operación actual.

Tabla 3.14 Resultados de la simulación para la operación actual, Caso 2

Componentes		Gas salida	MDEA salida
H₂	kg/h	38,3064	0,0037
C₁	kg/h	12,067	0,0019
C₂	kg/h	195,5865	0,0346
C₃	kg/h	541,8675	0,0924
nC₄	kg/h	169,8649	0,0181
iC₄	kg/h	217,8789	0,0169
nC₅	kg/h	19,7709	0,5344
iC₅	kg/h	46,8617	0,9727
H₂S	kg/h	5,8832	195,0847
MDEA	kg/h	0,0382	3421,659
H₂O	kg/h	68,5133	4864,9642
ppmvH ₂ S	%	2.430	

Cuando se manifiesta el caso 2 en la operación, como se aprecia en la tabla 3.14, el arrastre de solvente en el gas y la composición del H₂S en el gas endulzado es muy superior a 200 ppm.

Tras la simulación se puede observar que la presencia de H₂S en el gas endulzado aumenta alrededor de 5,4 veces (5,8832 kg/h), respecto a la obtenida tras el caso 1 (0,4643 kg/h) aunque se debe destacar que para un mismo flujo de gas a endulzar la concentración de sulfuro de hidrógeno en el gas agrio (0,062 molH₂S/molMDEA) supera un 5.6% al caso 1 (0,0094 molH₂S/molMDEA). Además en este caso el mismo flujo de solvente en la corriente de entrada contiene un valor de 0,005 molH₂S/mol MDEA más que en el primero.

Este estudio se ha basado en las condiciones más severas de operación real, lo que demuestra que cuando se tiene un gas hidrocarburado con altas concentraciones de sulfuro

de hidrógeno no se logra cumplir con las normas establecidas para el gas de salida (< 200 ppmv).

Como el objetivo es disminuir la presencia del H₂S en el gas endulzado se propone una primera variante; aumentar el flujo de solvente a la entrada del absorbedor en un rango de 9000-15000 kg/h. En la tabla 3.15 y en las figuras 3.11 y 3.12 se muestran los resultados obtenidos producto de dicha variación.

Tabla 3.15 Resultados de la 1era variante para el caso 2

Flujo de solvente (kg/h)	Gas salida	
	H ₂ S	Solvente
9000	5,8022	68,7568
10000	5,7397	68,7103
15000	5,6966	68,9127

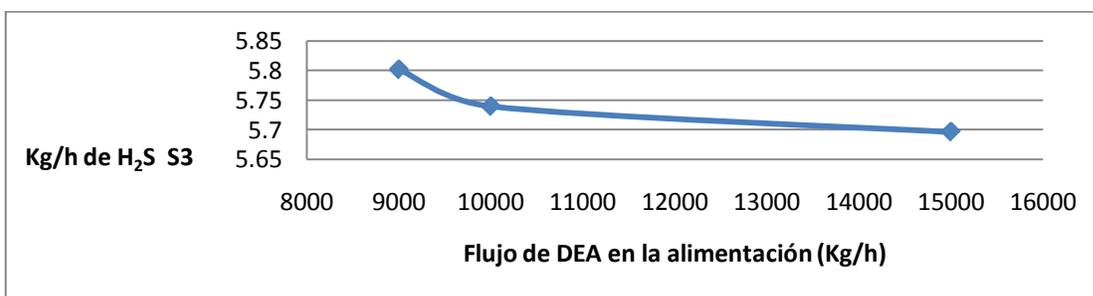


Figura 3.11. Comportamiento del H₂S con un aumento de solvente

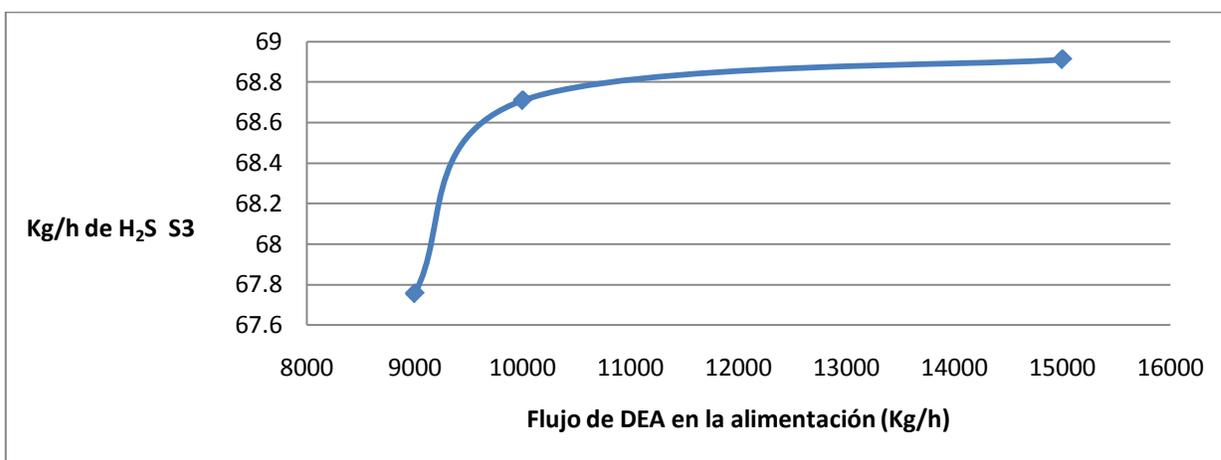


Figura 3.12 Comportamiento del arrastre de solvente en el gas hidrocarbonado endulzado

Después de los resultados que se obtienen para esta variante se determina que un aumento de solvente no soluciona la problemática de este caso de estudio. Una opción sería aumentar la concentración de la amina, pero como éste es un proceso continuo, donde intervienen más de una torre de absorción, esta variación no se puede utilizar pues las operaciones en éstas requieren de un solvente con un 40 % de concentración de MDEA.

En la tabla 3.16 se muestran los resultados de la segunda variante, alimentando el solvente a la concentración de 0,002 molH₂S/mol.

Tabla 3.16 Resultados 2da variante para el caso 2

Flujo de solvente (kg/h) S1	Gas salida S3		ppmvH2S
	H ₂ S	Solvente	
6000	0,8264	68,5029	342
7000	0,4451	68,5826	185
8000	0,432	68,6309	179
9000	0,4382	68,7121	181

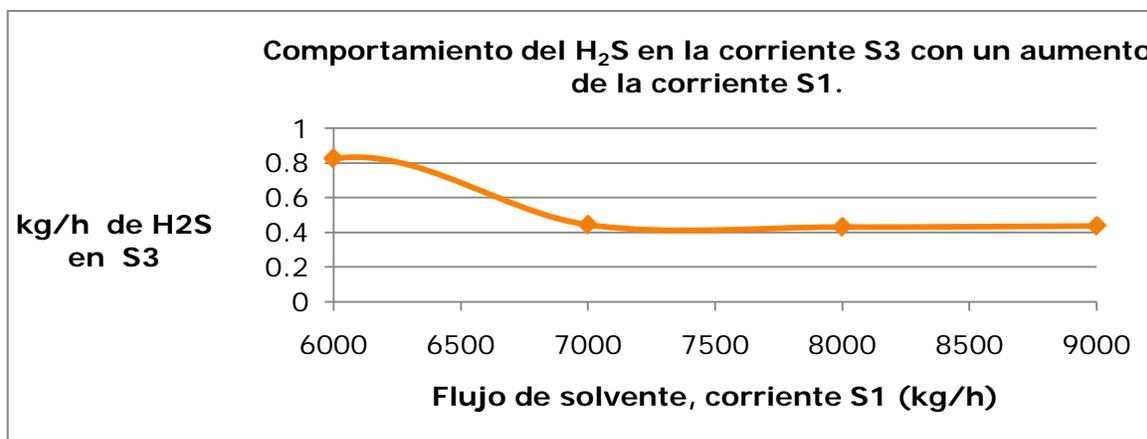


Figura 3.13 Comportamiento del H₂S con un aumento de solvente

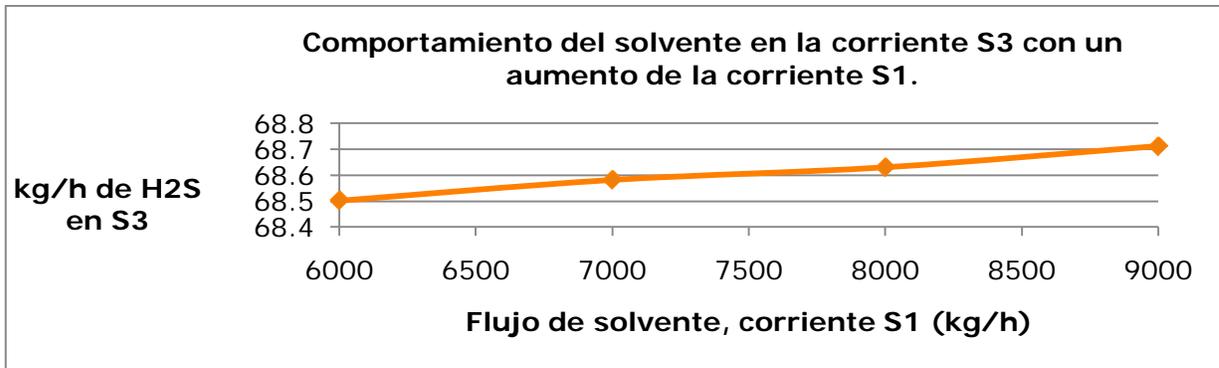


Figura 3.14 Comportamiento del arrastre de solvente en el gas hidrocarbonado endulzado

Analizando la tabla 3.16, las figuras 3.13 y 3.14 se puede observar que cuando el gas agrio tiene un alto contenido de H₂S es importante, para que ocurra la absorción del mismo, que el solvente que se alimenta a la T-01-304 tenga una concentración de 0,002 molH₂S/mol o menos. En caso contrario el gas de salida no cumple con las especificaciones de calidad (200 ppmv) lo que hace necesario mantener la planta regeneradora de amina operando con valores iguales o próximos al diseño.

Además se puede evidenciar que el flujo de solvente para estas condiciones puede disminuirse ente 7000 kg/h, sin afectar la calidad del gas y se logra una pequeña disminución de las pérdidas de solvente.

3.3.3 Propuestas de operación para la T-01-304

Es importante destacar que cuando en una torre de absorción se manifiestan arrastres de solvente, la primera causa operacional es que la velocidad superficial del gas supera la de diseño (inundación).

En el caso de la torre absorbedora T-01-304 que se encuentra operando al 56 % de su capacidad no se excede la velocidad de diseño:

Diseño	Real
3404,72 lb/hft ²	1702,15 lb/hft ²

Existen otras variables que influyen en los procesos de absorción, como son la presión y la temperatura, sin embargo en el sistema de trabajo estas condiciones no pueden ser modificadas porque al ser un proceso continuo están condicionado a otros equipos que responden a estos rangos de operación.

En Vian & Ocón (1952) se plantea que la solubilidad de un gas depende de la presión parcial del gas y no de la presión total del sistema, siempre que esta no sobrepase las 5 atm. El sistema tratado no sobrepasa las 2 atm por lo que la presión no interfiere en la solubilidad del H₂S en la amina y no se justifica el exceso de líquido que se utiliza en el proceso objeto de estudio.

Si se analizan las variantes presentadas con anterioridad se demuestra que se puede operar con un flujo de solvente menor con lo que se logra disminuir las pérdidas de solvente por arrastres en el gas. Además hay que tener en cuenta que las pérdidas de solvente serán disminuidas pero no se eliminarán en su totalidad por lo que se puede pensar en su recuperación instalando un tambor separador a la salida de la torre. Esta medida, permite al menos disminuir las pérdidas económicas que ocasiona dicho arrastre.

Los resultados que se obtienen en las propuestas para el caso 1 y caso 2 manifiestan que si la planta recuperadora de amina opera bajo las condiciones de diseño y logra un solvente con una composición de H₂S de 0,002 mol H₂S/mol MDEA, entonces en la etapa de endulzamiento se obtiene un gas con una concentración de H₂S en el rango de los 150 – 200 ppmv con un flujo mínimo de solvente. Esto traería consigo una disminución de los gastos de operación de la planta hidrofinadora de diesel por el concepto de ahorro de solvente.

CONCLUSIONES

- 1) Mediante el estudio que se realiza se pudo demostrar que la causa fundamental de las pérdidas de solvente es el exceso de flujo que se usa para tratar el gas ácido en la T-01-304.
- 2) Con la simulación en *Chemcad* v.6 de la torre absorbedora T-01-304 se obtuvo un modelo que permite analizar la operación de la torre logrando errores relativos en todas las variables analizadas por debajo del 10% y respondiendo adecuadamente a cambios en las condiciones operacionales.
- 3) Si se tiene un gas hidrocarbonado con baja concentración de sulfuro de hidrógeno (0,01 mol H₂S/mol MDEA) se puede trabajar el sistema de trasiego de solvente en su valor mínimo, lo que reduce el arrastre en 1,102 kg/h e implica un ahorro de 3562,47 \$/h.
- 4) Con un cambio en el sistema de trasiego del solvente es posible reducir la alimentación a la torre hasta valores de 4000 kg/h, lo que garantiza la calidad del gas (199 ppmv H₂S) y permite un ahorro de 6815,16 \$/h.
- 5) Se evidencia que para cumplir con las especificaciones del gas combustible cuando su composición de H₂S supera el 5,6%, el solvente que se utilice debe contener 0,002 moles H₂S/mol MDEA o menos
- 6) Es posible disminuir el flujo de solvente hasta 7000 kg/h cuando el gas hidrocarbonado tiene altas concentraciones de H₂S, sin afectar la calidad del mismo.

RECOMENDACIONES

- 1) Realizar el estudio técnico-económico para la sustitución del sistema de trasiego de solvente a la torre para lograr la disminución de la alimentación a la misma.
- 2) Programar una revisión mecánica de los retenedores de líquido en la próxima parada de la planta para analizar su estado técnico y evitar las pérdidas de solvente por esta causa.
- 3) Realizar un estudio en la planta regeneradora de amina para determinar las causas del incumplimiento de las condiciones de diseño.

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS

- Álvarez,C. (2007). Optimización de la Unidad Despojadora de Aguas Agrias (T-2590) de la Gerencia Complejo Barrancabermeja mediante la aplicación de herramienta de simulación. ECOPETROL. Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas., Santander; Colombia.
- Aspen Technology, Inc. (2015, marzo 15). AspenTech. Recuperado a partir de <http://www.aspentech.com/products/aspenone-engineering/>"
- Barrios, O. *et.al.* (2011). Simulación y control de una columna de absorción continua rellena con anillos tipo *Rasching* a través del software SIMULATROL 6000. Revista INGENIERÍA UC, 18(2), 35-43.
- Brown, G. G. *et. al.* (1965). Operaciones básicas de la Ingeniería Química. Mariano Cubí: Marín, S.A.
- Carlson, E. (1996). Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. Chemical Engineering Progress, October.
- DYNSIM. (2015, febrero 15). Recuperado a partir de http://iom.invensys.com/LA/pages/SimSci_DynSimSuite_DYNSIM.aspx
- Frank,O. (1979). Shortcuts for Distillation Design. Chemical Engineering.
- Geankoplis, C.J. (1998). Procesos de transporte y operaciones unitarias (3era ed.). México: Compañía Editorial Continental, S.A. DE C.V.
- Gibrán, W., & Pacho, J.D. (2006). Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural. Tecnol.Ciencia Ed. (IMIQ), 21(1).

- GPSA (1998). Engineering Data Book (11.^a ed.). USA: Tulsa.
- Han, L., & Perozo, M. P. (2014). Mejoras en la preparación de soda del sistema de lavado cáustico de la planta de oleofinas I del complejo "Ana María Campos". Rafael Urdaneta, Maracaibo, Venezuela.
- HENAO, C., & VÉLEZ, J. (2002). Manual del laboratorio diseño de procesos químicos - Uso del paquete de simulación HYSYS.Process. UPB. Medellín.
- Henly, E. J., & Seader, J. D. (2000). Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería química. México D.F., México: Reverté Ediciones, S.A. de C.V.
- Huttenhuis, P.G. (2009). The Acid Gas Solubility in Aqueous N-Methyldiethanolamine; Experiments and Thermodynamic Modelling. University of Groningen, Enschede, The Netherlands.
- Kent, R. L., & Eisenberg, B. (1976). Better Data for Amine Treating. Hydrocarbon Processing.
- Lafarge. (2004). La industria del refino en España, julio-agosto.2004.
- Littel. (1991). Absorption of CO₂ in aqueous blends of diglycolamine® and morpholine. ELSEVIER, 61(12).
- Martínez, S, & Hugo, V. (2000). Simulación de Procesos en Ingeniería Química. Plaza y Valdés Editores, México, Tamaulipas.
- Martínez, V. (2000). Simulación de Procesos en Ingeniería Química. México: Plaza y Valdéz.
- McCabe, W. et. al. (1991). Operaciones unitarias en Ingeniería química (4^{ta} ed.). Madrid, España: McGraw-Hill Interamericana de España.

- McGraw Hill. (2009). Conclusions and Recommendations for thermo models. Recuperado a partir de www.chemstations.net.
- Medina, M. A. (2011). Análisis técnico-económico para la selección de un proceso de endulzamiento del gas natural producido por técnicas de inyección de vapor. Universidad Del Zulia, Maracaibo, Venezuela.
- Misari, M.C., & Orihuela, E. S. (2011). Evaluación del efecto del tipo de relleno (anillo raschig y montura berl de cerámico) sobre el factor de reacción en la absorción química del dióxido de carbono puro con hidróxido de sodio en la columna de absorción del LOPU-FIQ-UNCP. Universidad Nacional del Centro del Perú, Huancayo Perú.
- Muñecas, V. M. Á. (2005). Caracterización y tratamiento del crudo de petróleo. Ingeniería Química, 87-93.
- Nadales V., Rosa D. (2007). Estudio comparativo de tecnologías convencionales para la remoción de gases ácidos en la industria del gas, con fracciones provenientes del ALOE VERA. Universidad Central de Venezuela, Caracas,.
- Nagpal. S. (2010). Designing a selective MDEA tail-gas treating unit: Following these protocols will enhance sulfur recovery efficiency. Hydrocarbon Processing, 89(1), 43.
- Oi, L. E. (2007). Aspen HYSYS Simulation of CO₂ Removal by Amine Absorption from Gas Based Power Plant. (pp. 73-81). Presentado en SIMS2007, Goteborg: Telemark University College.
- Pacheco, H. S. (2006). Evaluación del software para la simulación de procesos químicos.

- Pávlov, K. F. *et. al.* (1981). Problemas y ejemplos para el curso de Operaciones básicas y aparatos en tecnología química. (Español.). URSS: Mir.
- Perry, R. H. (2001). Perry Manual del Ingeniero Químico (6ta ed., Vols. 1-VI, Vol. IV). Madrid, España: McGraw-Hill Interamericana de España.
- Perry, R. H. (2007). Perry Manual del Ingeniero Químico (8ta ed., Vols. 1-VI, Vol. IV). Madrid, España: McGraw-Hill Interamericana de España.
- Polasek, J., & Bullin, J. (2009). Selecting Amines for Sweetening Units. Bryan Research and Engineering, Inc.
- PRO/II. (2007). United States of America: Invensys Systems, Inc.
- Ramírez, M. C. (2005). Desarrollo de módulos de simulación de procesos en Ingeniería química. Universidad de el Salvador, Ciudad Universitaria.
- Reinoso, B. D. (2014, junio). Estudio de procesos para la captura de co2 desde el gas asociado de petróleo y fuentes fijas de combustión para utilizarlo en recuperación mejorada en el Campo Edén Yuturi EPF Bloque 12 operado por PETROAMAZONAS EP. Universidad Tecnológica Equinoccial, Quito.
- Rodríguez, N. (2001). Informática Aplicada a la Ingeniería de Procesos I: Modelado y Optimización. Universidad Tecnológica Nacional, Rosario, Argentina:
- Rosales, J.B. (2004). Diseño de una planta de endulzamiento de gas natural con aminas reformuladas. Zulia, Maracaibo, Venezuela.
- Sánchez, A. G. *et. al.* (2012, agosto). Simulación de la ozonación de agua residual en una torre empacada. Revista cubana de Química, XXIV(2), 166-174.
- Scenna, N. J. (1999). Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Argentina: Universidad Tecnológica Nacional.

Shulman, H. L. *et. al.* (1955). AIChE J.

Shulman, H. L. *et. al.* (1957). AIChE J.

Treybal, R. E. (1999). Operaciones de Transferencia de Masa (2da Edición)

Usagaua, R.R., & Cepero, L.P. (2010). Modelación Matemática de la Torre T-304 usando el CHEMCAD. Camilo Cienfuegos, Matanzas.

Vian, A., & Ocón, J. (1952). Elementos de la Ingeniería Química (primera.).

ANEXOS

Anexo 1. Inundación y caída de presión en columnas rellenas. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

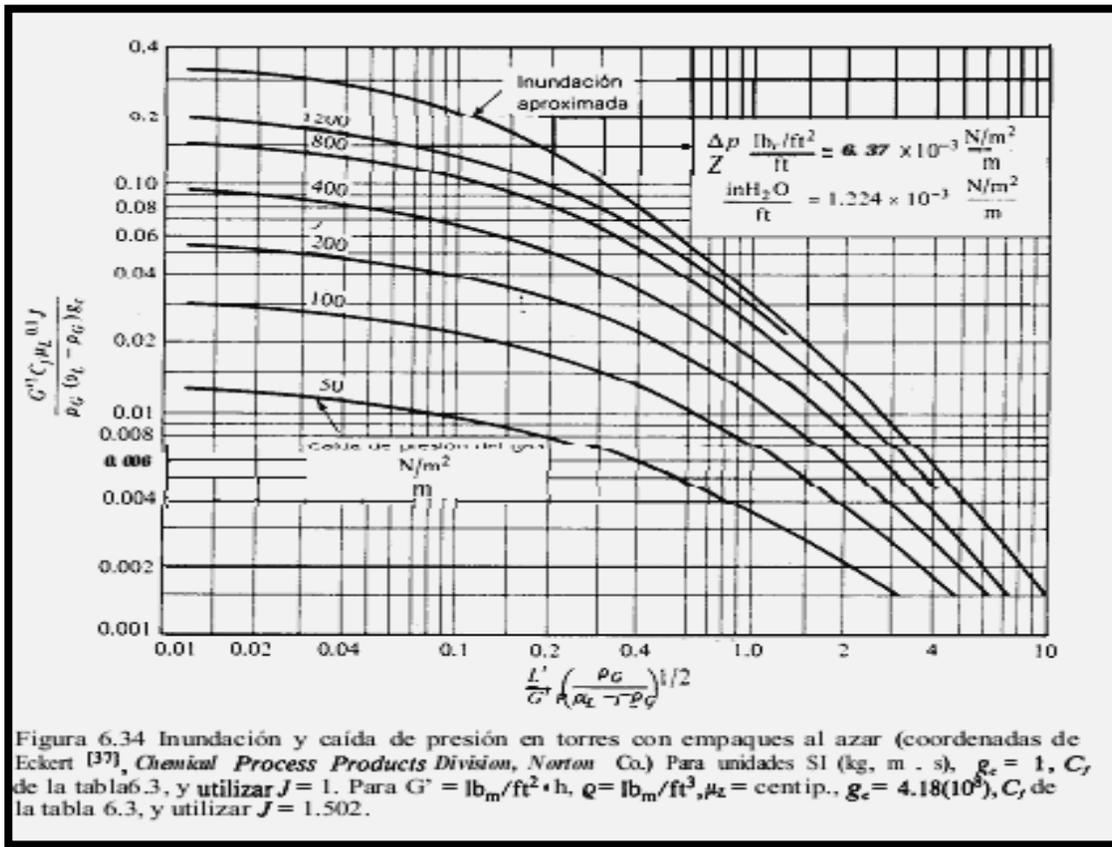
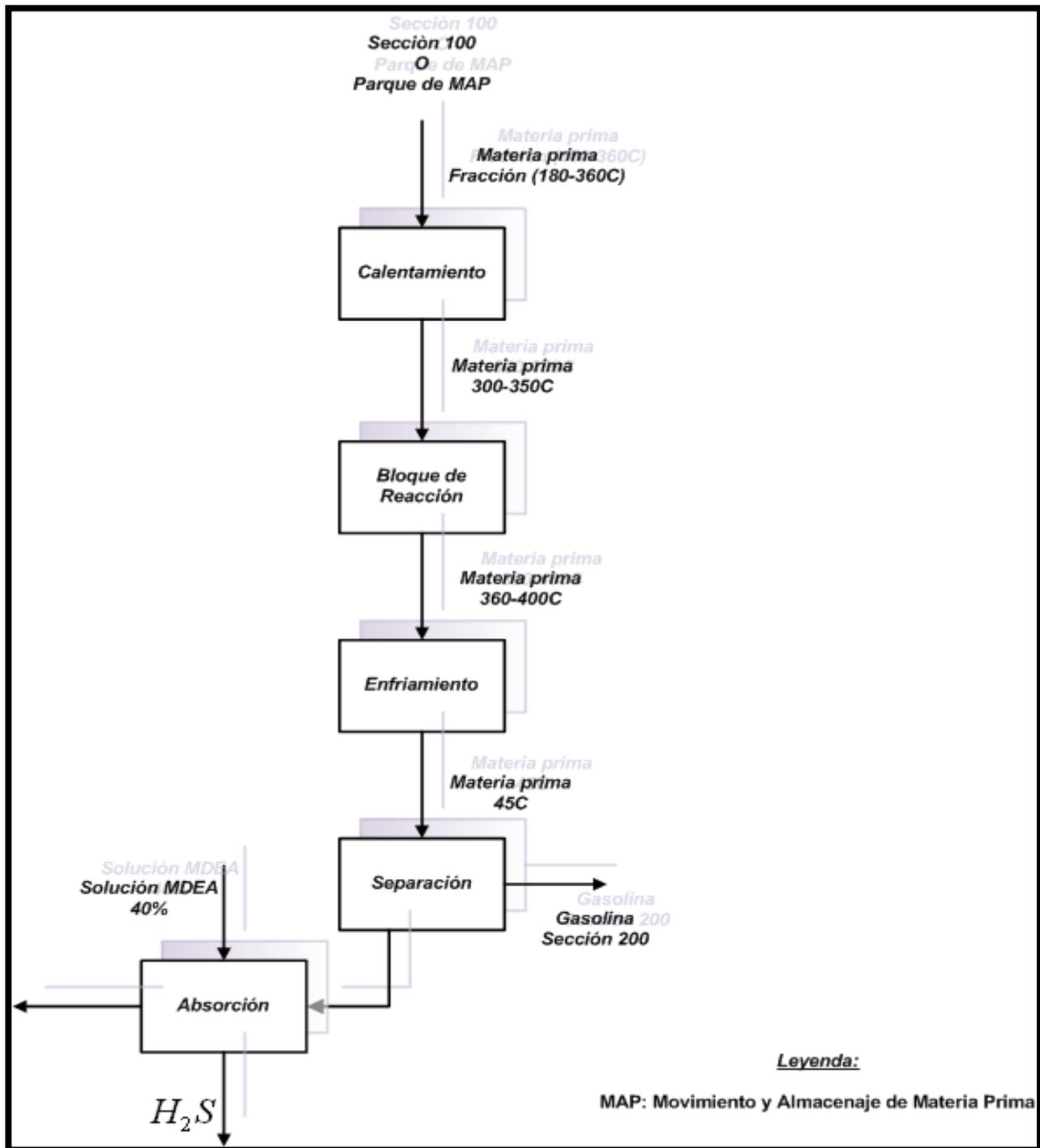


Figura 6.34 Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (coordenadas de Eckert [37], Chemical Process Products Division, Norton Co.) Para unidades SI (kg, m · s), $g_c = 1$, C_p de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1$. Para $G' = \text{lb}_m/\text{ft}^2 \cdot \text{h}$, $q = \text{lb}_m/\text{ft}^3$, $\mu_L = \text{centip.}$, $g_c = 4.18(10^8)$, C_p de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1.502$.

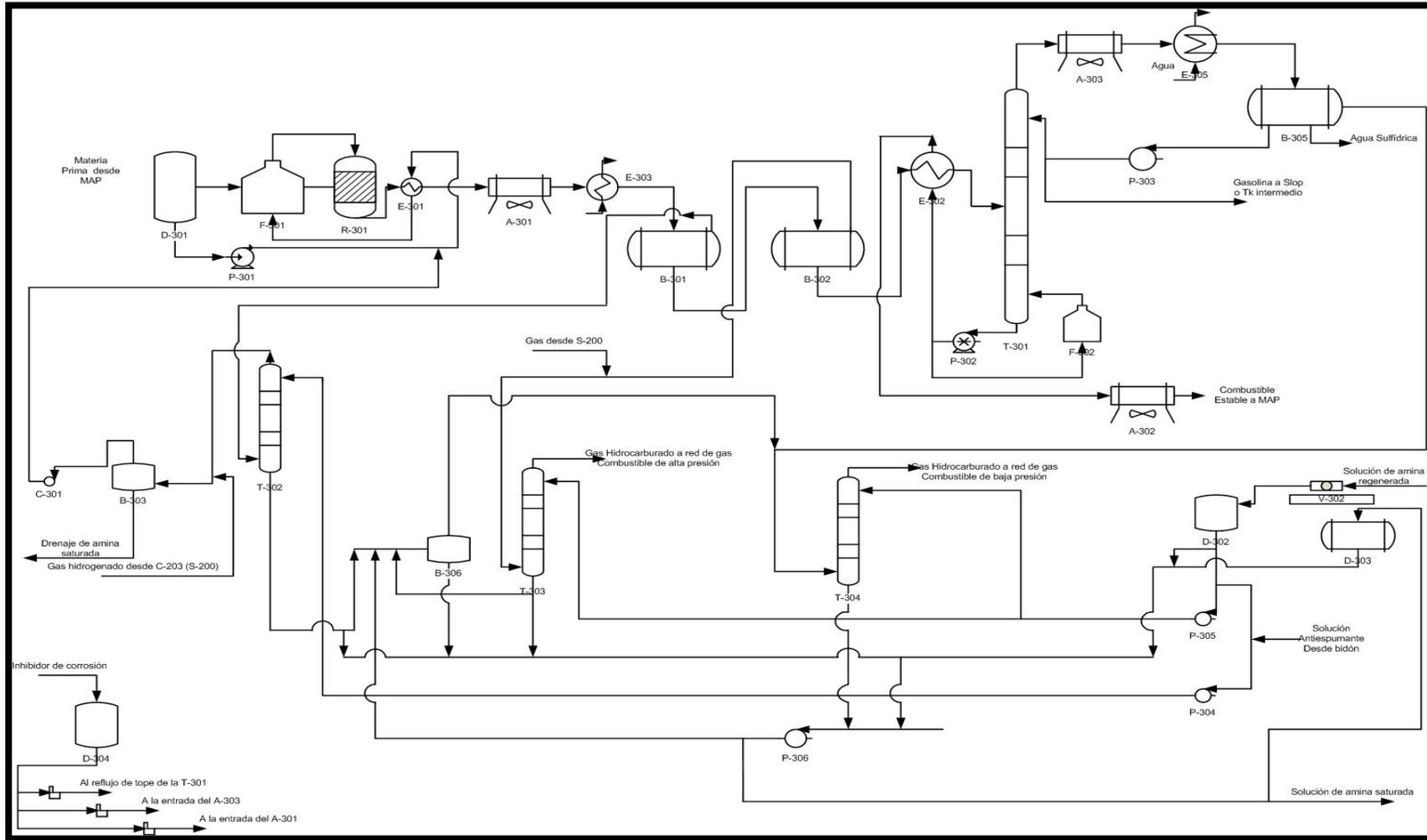
Anexo 2. Normativas para la emisión de H₂S (g).

NORMATIVA	Contaminantes mg/Nm ³										
	NO _x		SO _x		Partículas sólidas			Vanadio	Níquel	H ₂ S	OTROS
IEC/2007 Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación del petróleo	450 mg/Nm ³ (ppmv)		150 ppmv para las unidades de recuperación de azufre; 500 ppmv para el resto de unidades		50 mg/Nm ³ (ppmv)			5 mg/Nm ³	1 mg/Nm ³	10 mg/Nm ³ (ppmv)	
EEUU - Regulaciones Federales Regla 62-204.800, F.A.C. 12010 Subparte JA-Normas de Funcionamiento para refinerías de petróleo.			250 ppmv (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de oxidación o un sistema de control de reducción seguida de la incineración)							10 ppmv (con un sistema de control de reducción no seguido por la incineración)	
			300 ppmv (Unidad de Recuperación de azufre con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)								
YENEZUELA Decreto N.º 638/1995 Normas sobre calidad del aire y control de la contaminación atmosférica.	300 mg/Nm ³ (Existentes) Actividades sin normas específicas		Nuevas	Existentes	Calderas y hornos	120 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Calderas y hornos			300 mg/Nm ³ (Existentes) Tanques de almacenamiento de azufre líquido y de productos provenientes de conversión profunda. Plantas Claus.		
	150 mg/Nm ³ (Nuevas) Actividades sin normas específicas		4200 mg/Nm ³	5000 mg/Nm ³	Regeneración de las unidades de craqueo	50 mg/Nm ³ (Existentes y Nuevas) Regeneración de las unidades de craqueo				150 mg/Nm ³ (Nuevas)	
BRASIL Propuesta final de estándares para emisiones gaseosas de fuentes fijas, 3 de junio de 2011	450 mg/Nm ³ (Combustible líquido y gas de refinería.		Gas de Refinería	Combustible líquido	Gas de Refinería	Combustible líquido			10 ppmv	CO: 1500 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 500 mg/Nm ³ (FCC) Combustible líquido	
			500 mg/Nm ³ (Hornos y calderas, FCC)	1700 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 5000 mg/Nm ³ (Hornos de hidrosulfuración) 3000 mg/Nm ³ FCC	50 mg/Nm ³ (Hornos y calderas, FCC)	150 mg/Nm ³ (Hornos y calderas) 100 mg/Nm ³ FCC					
			150 mg/Nm ³ (Recuperación de azufre)	3400 mg/Nm ³							
PERU D.S. 015-2006-EM Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos MEXICO-NOM-CCAT-000-1994	460 mg/Nm ³		150 mg/Nm ³ para las unidades de recuperación de azufre; 500 mg/Nm ³ para el resto de unidades		50 mg/Nm ³			2 mg/Nm ³	152 mg/Nm ³	Olor: No ofensivo en el punto receptor	
COLOMBIA Resolución 0909 de 2008 Normas y estándares de emisión admisibles de contaminantes a la atmósfera por fuentes fijas (actividades industriales)	Existentes	Nuevas	Existentes	Nuevas	Flujo contaminante	Existentes	Nuevas				
	550 mg/Nm ³	500 mg/Nm ³	550 mg/Nm ³	500 mg/Nm ³	= < 0,5 kg/h	250 mg/Nm ³	150 mg/Nm ³				
					> 0,5 kg/h	150 mg/Nm ³	50 mg/Nm ³				

Anexo 3. Diagrama del bloque del proceso tecnológico de la planta de tratamiento de gases. Sección 300-1



Anexo 4. Diagrama de flujo del proceso tecnológico de la planta de tratamiento de gases. Sección 300-1.



Anexo 5. Característica de rellenos volcados al azar. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

Tabla 6.3 Características de los empaques aleatorios*

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 (¼)	9.5 (¾)	13 (½)	16 (⅝)	19 (¾)	25 (1)	32 (1¼)	38 (1½)	50 (2)	76 (3)	89 (3½)
Anillos de Raschig											
Cerámica:											
Espesor de pared, mm	0.8	1.6	2.4	2.4	2.4	3	4.8	4.8	6	9.5	
C_f	1600	1000	580	380	255	155	125	95	65	37	
C_D			90.9	74.9	45.7	30.1		181.8	135.6		
ϵ	0.73	0.68	0.63	0.68	0.73	0.73	0.74	0.71	0.74	0.78	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	787 (240)	508 (155)	364 (111)	328 (100)	262 (80)	190 (58)	148 (45)	125 (38)	92 (28)	62 (19)	
Metal											
0.8 mm pared											
C_f	700	390	300	170	155	115					
ϵ	0.69		0.84		0.88	0.92					
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$	774 (238)		420 (128)		274 (83.5)	206 (62.7)					
1.6 mm pared											
C_f			410	290	220	137	110	83	57	32	
C_D			688	431	485	304		172.9	133.5		
ϵ			0.73		0.78	0.85	0.87	0.90	0.92	0.95	
$a_p, m^2/m^3 (ft^2/ft^3)$			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.9)	135 (41.2)	108 (31.4)	68 (20.6)	

*Anexo 6. Reporte de resultados del simulador Chemcad.
Estudio 1*

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 1300 kg/h con 101 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:25:06

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0468	46.2723
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-7.1421E+005	-8.5255E+005	-2.8586E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8473	31.6761	32.7028	408.8206
Total kg/h	9000.0000	1300.0001	1289.0588	9010.9420
Total std L m3/h	8.8215	2.6402	2.6118	8.8499
Total std V m3/h	9186.17	709.98	732.99	9163.16
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1196	0.0000	47.4074	6995.7135
Hydrogen	0.0000	5.0000	4.9990	0.0010
Hydrogen Sulfide	13.9119	52.0000	0.1364	65.7756
Methane	0.0000	72.0000	71.9765	0.0235
Ethane	0.0000	247.0000	246.9118	0.0882
Propane	0.0000	276.0000	275.9043	0.0957
N-Butane	0.0000	84.0000	83.9820	0.0180
I-Butane	0.0000	84.0000	83.9869	0.0131
I-Pentane	0.0000	55.0000	54.4670	0.5330
N-Pentane	0.0000	55.0000	54.3124	0.6876
N-Hexane	0.0000	370.0000	364.9740	5.0260
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9678	0.0000	0.0011	1942.9667

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 2500 kg/h con 101 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 16:53:01

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0770	42.9730
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.3760E+006	-1.6413E+006	-2.8459E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8473	60.2304	62.1937	407.8840
Total kg/h	9000.0000	2503.0000	2485.2953	9017.7060
Total std L m3/h	8.8215	5.0626	5.0141	8.8700
Total std V m3/h	9186.17	1349.98	1393.99	9142.17
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1196	0.0000	90.2916	6952.8295
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9991	0.0009
Hydrogen Sulfide	13.9119	101.0000	0.2590	114.6529
Methane	0.0000	139.0000	138.9750	0.0250
Ethane	0.0000	475.0000	474.9045	0.0956
Propane	0.0000	532.0000	531.8966	0.1034
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9802	0.0198
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9856	0.0144
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.9143	0.5857
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.7404	0.7596
N-Hexane	0.0000	713.0000	707.3468	5.6532
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9678	0.0000	0.0021	1942.9660

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 3000 kg/h con 101 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:27:29

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	49.9418	41.6379
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.6492E+006	-1.9666E+006	-2.8407E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8473	72.4020	74.7477	407.5015
Total kg/h	9000.0000	3000.0000	2979.5588	9020.4400
Total std L m3/h	8.8215	6.0735	6.0168	8.8782
Total std V m3/h	9186.17	1622.79	1675.37	9133.59
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1196	0.0000	107.7917	6935.3272
Hydrogen	0.0000	10.0000	9.9991	0.0009
Hydrogen Sulfide	13.9119	121.0000	0.3088	134.6031
Methane	0.0000	167.0000	166.9746	0.0254
Ethane	0.0000	569.0000	568.9019	0.0981
Propane	0.0000	637.0000	636.8939	0.1061
N-Butane	0.0000	195.0000	194.9796	0.0205
I-Butane	0.0000	195.0000	194.9851	0.0149
I-Pentane	0.0000	126.0000	125.3965	0.6035
N-Pentane	0.0000	126.0000	125.2154	0.7846
N-Hexane	0.0000	854.0000	848.1100	5.8901
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9678	0.0000	0.0024	1942.9654

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 3500 kg/h con 101 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:33:23

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	49.6812	40.2229
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.9240E+006	-2.2898E+006	-2.8359E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8473	84.4690	87.1205	407.1957
Total kg/h	9000.0000	3500.0007	3475.3085	9024.6906
Total std L m3/h	8.8215	7.0857	7.0192	8.8880
Total std V m3/h	9186.17	1893.26	1952.69	9126.74
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1196	0.0000	124.0177	6919.1011
Hydrogen	0.0000	11.6667	11.6657	0.0009
Hydrogen Sulfide	13.9119	141.1667	0.3545	154.7242
Methane	0.0000	194.8333	194.8074	0.0259
Ethane	0.0000	663.8335	663.7322	0.1013
Propane	0.0000	743.1669	743.0569	0.1099
N-Butane	0.0000	227.5000	227.4787	0.0213
I-Butane	0.0000	227.5000	227.4845	0.0155
I-Pentane	0.0000	147.0000	146.3722	0.6278
N-Pentane	0.0000	147.0000	146.1819	0.8181
N-Hexane	0.0000	996.3335	990.1542	6.1792
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9678	0.0000	0.0028	1942.9651

Estudio 2

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 2500 kg/h con 200 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 16:59:26

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0683	43.3012
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.3447E+006	-1.5908E+006	-2.8478E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8472	61.9869	60.9499	410.8842
Total kg/h	9000.0000	2503.0002	2385.0895	9117.9092
Total std L m3/h	8.8215	5.0387	4.8640	8.9962
Total std V m3/h	9186.17	1389.35	1366.11	9209.41
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1192	0.0000	88.4493	6954.6705
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9991	0.0009
Hydrogen Sulfide	13.9119	200.0000	0.2547	213.6572
Methane	0.0000	139.0000	138.9751	0.0250
Ethane	0.0000	475.0000	474.9046	0.0955
Propane	0.0000	532.0001	531.8968	0.1034
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9802	0.0198
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9856	0.0144
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.9022	0.5978
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.7252	0.7748
N-Hexane	0.0000	614.0000	609.0149	4.9851
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9676	0.0000	0.0020	1942.9656

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 2500 kg/h con 250 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:02:00

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0670	43.5947
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.3289E+006	-1.5655E+006	-2.8488E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8472	62.8740	60.3249	412.3964
Total kg/h	9000.0000	2503.0002	2334.6694	9168.3306
Total std L m3/h	8.8215	5.0266	4.7884	9.0597
Total std V m3/h	9186.17	1409.24	1352.10	9243.31
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1192	0.0000	87.5368	6955.5843
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9991	0.0009
Hydrogen Sulfide	13.9119	250.0000	0.2525	263.6594
Methane	0.0000	139.0000	138.9753	0.0247
Ethane	0.0000	475.0000	474.9060	0.0940
Propane	0.0000	532.0001	531.8985	0.1016
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9806	0.0194
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9859	0.0141
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.9105	0.5895
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.7362	0.7638
N-Hexane	0.0000	564.0000	559.4860	4.5139
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9676	0.0000	0.0020	1942.9656

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 2500 kg/h con 355 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:08:27

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.3024	44.0593
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.2958E+006	-1.5156E+006	-2.8505E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8472	64.7370	59.0782	415.5060
Total kg/h	9000.0000	2503.0004	2230.1345	9272.8641
Total std L m3/h	8.8215	5.0012	4.6312	9.1914
Total std V m3/h	9186.17	1450.99	1324.16	9313.01
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1192	0.0000	86.7075	6956.4126
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9992	0.0008
Hydrogen Sulfide	13.9119	355.0000	0.3792	368.5326
Methane	0.0000	139.0000	138.9768	0.0232
Ethane	0.0000	475.0000	474.9127	0.0874
Propane	0.0000	532.0001	531.9059	0.0943
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9821	0.0179
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9869	0.0131
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.9465	0.5535
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.7839	0.7161
N-Hexane	0.0000	459.0000	455.5518	3.4482
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9676	0.0000	0.0020	1942.9656

Amina 9000 kg/h con 0.002 y Gas 2500 kg/h con 370 kgH₂S

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:06:20

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.2174	44.2526
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8724E+007	-1.2683E+006	-1.4820E+006	-2.8511E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	409.8472	64.4229	58.4121	415.8580
Total kg/h	9000.0000	2453.0003	2169.9201	9283.0788
Total std L m3/h	8.8215	4.9221	4.5399	9.2038
Total std V m3/h	9186.17	1443.95	1309.23	9320.89
Flowrates in kg/h				
Water	7043.1192	0.0000	85.0578	6958.0618
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9992	0.0008
Hydrogen Sulfide	13.9119	370.0000	6.2974	377.6145
Methane	0.0000	139.0000	138.9769	0.0231
Ethane	0.0000	475.0000	474.9133	0.0868
Propane	0.0000	532.0001	531.9065	0.0937
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9822	0.0177
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9870	0.0130
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.9500	0.5501
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.7885	0.7115
N-Hexane	0.0000	394.0000	391.0598	2.9401
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1942.9676	0.0000	0.0018	1942.9658

Estudio 3

Gas 2500 kg/h con 101 kgH₂S Amina 6000 kg/h con 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:16:52

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	49.5875	39.7206
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.9150E+007	-1.3760E+006	-1.6355E+006	-1.8890E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	273.2315	60.2304	62.0892	271.3727
Total kg/h	6000.0000	2503.0002	2484.8663	6018.1329
Total std L m3/h	5.8810	5.0626	5.0147	5.9289
Total std V m3/h	6124.11	1349.98	1391.64	6082.45
Flowrates in kg/h				
Water	4695.4132	0.0000	87.9741	4607.4385
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9994	0.0006
Hydrogen Sulfide	9.2746	101.0000	0.2512	110.0234
Methane	0.0000	139.0000	138.9826	0.0174
Ethane	0.0000	475.0000	474.9314	0.0686
Propane	0.0000	532.0001	531.9256	0.0745
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9857	0.0143
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9895	0.0104
I-Pentane	0.0000	105.5000	105.0739	0.4262
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.9442	0.5558
N-Hexane	0.0000	713.0000	708.8066	4.1933
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1295.3119	0.0000	0.0020	1295.3099

Gas 2500 kg/h con 101 kgH₂S Amina 10000 kg/h con 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:18:28

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.1005	43.7265
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-3.1916E+007	-1.3760E+006	-1.6413E+006	-3.1650E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	455.3858	60.2304	62.1913	453.4250
Total kg/h	10000.0000	2503.0002	2484.7655	10018.2333
Total std L m3/h	9.8017	5.0626	5.0132	9.8511
Total std V m3/h	10206.86	1349.98	1393.93	10162.91
Flowrates in kg/h				
Water	7825.6883	0.0000	90.3928	7735.2958
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9990	0.0010
Hydrogen Sulfide	15.4577	101.0000	0.2594	116.1983
Methane	0.0000	139.0000	138.9724	0.0276
Ethane	0.0000	475.0000	474.8953	0.1048
Propane	0.0000	532.0001	531.8868	0.1133
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9784	0.0216
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9843	0.0158
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.8610	0.6390
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.6724	0.8276
N-Hexane	0.0000	713.0000	706.8619	6.1381
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	2158.8532	0.0000	0.0021	2158.8512

Gas 2500 kg/h con 101 kgH₂S Amina 15000 kg/h con 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 17:19:04

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0501	45.7938
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-4.7874E+007	-1.3760E+006	-1.6390E+006	-4.7610E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	683.0788	60.2304	62.1332	681.1761
Total kg/h	15000.0000	2503.0002	2481.2597	15021.7425
Total std L m3/h	14.7025	5.0626	5.0079	14.7572
Total std V m3/h	15310.29	1349.98	1392.63	15267.64
Flowrates in kg/h				
Water	11738.5329	0.0000	90.0846	11648.4487
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9986	0.0014
Hydrogen Sulfide	23.1865	101.0000	0.2588	123.9278
Methane	0.0000	139.0000	138.9596	0.0404
Ethane	0.0000	475.0000	474.8493	0.1507
Propane	0.0000	532.0001	531.8367	0.1635
N-Butane	0.0000	162.0000	161.9692	0.0307
I-Butane	0.0000	162.0000	161.9775	0.0225
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.5934	0.9066
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.3300	1.1701
N-Hexane	0.0000	713.0000	704.4000	8.6000
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	3238.2799	0.0000	0.0020	3238.2785

Gas 1400 kg/h con 0.0094 de H₂S y Amina 8400 kg/h 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 13:54:41

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0739	42.4300
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.1876E+007	-7.4771E+005	-1.0105E+006	-2.1614E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	304.1108	57.6459	61.5776	300.1792
Total kg/h	8400.0000	1400.0002	1457.7517	8342.2494
Total std L m3/h	8.2699	3.4887	3.5386	8.2200
Total std V m3/h	6816.23	1292.06	1380.18	6728.11
Flowrates in kg/h				
Water	4953.0147	0.0000	84.7399	4868.2753
Hydrogen	0.0000	54.7461	54.7415	0.0046
Hydrogen Sulfide	11.7401	25.9077	0.4643	37.1836
Methane	0.0000	13.1859	13.1841	0.0018
Ethane	0.0000	214.0867	214.0537	0.0330
Propane	0.0000	593.1184	593.0303	0.0881
N-Butane	0.0000	185.9192	185.9019	0.0173
I-Butane	0.0000	238.4643	238.4481	0.0162
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.4256	0.9242
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.7135	0.5086
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	3435.2453	0.0000	0.0488	3435.1965
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Gas 1400 kg/h con 0.0094 de H₂S y Amina 7500 kg/h 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 14:51:19

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0127	41.5427
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.9532E+007	-7.4771E+005	-1.0097E+006	-1.9270E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	271.5275	57.6459	61.5645	267.6090
Total kg/h	7500.0001	1400.0000	1457.6044	7442.3957
Total std L m3/h	7.3838	3.4887	3.5385	7.3340
Total std V m3/h	6085.92	1292.06	1379.88	5998.09
Flowrates in kg/h				
Water	4422.3347	0.0000	84.4646	4337.8704
Hydrogen	0.0000	54.7460	54.7419	0.0041
Hydrogen Sulfide	10.4823	25.9077	0.4623	35.9276
Methane	0.0000	13.1859	13.1843	0.0016
Ethane	0.0000	214.0868	214.0566	0.0301
Propane	0.0000	593.1184	593.0379	0.0804
N-Butane	0.0000	185.9191	185.9033	0.0158
I-Butane	0.0000	238.4642	238.4494	0.0148
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.5011	0.8487
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.7543	0.4677
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	3067.1827	0.0000	0.0485	3067.1349
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Gas 1400 kg/h con 0.0094 de H₂S y Amina 5000 kg/h 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 14:55:58

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	49.3848	37.8264
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.3022E+007	-7.4771E+005	-1.0014E+006	-1.2768E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	181.0183	57.6459	61.4137	177.2506
Total kg/h	5000.0000	1400.0000	1455.1429	4944.8572
Total std L m3/h	4.9226	3.4887	3.5363	4.8749
Total std V m3/h	4057.28	1292.06	1376.50	3972.83
Flowrates in kg/h				
Water	2948.2228	0.0000	81.6447	2866.5784
Hydrogen	0.0000	54.7460	54.7432	0.0028
Hydrogen Sulfide	6.9882	25.9077	0.4478	32.4480
Methane	0.0000	13.1859	13.1848	0.0011
Ethane	0.0000	214.0868	214.0649	0.0219
Propane	0.0000	593.1184	593.0590	0.0593
N-Butane	0.0000	185.9191	185.9073	0.0118
I-Butane	0.0000	238.4642	238.4532	0.0110
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.7196	0.6302
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.8723	0.3497
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	2044.7889	0.0000	0.0460	2044.7430
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Gas 1400 kg/h con 0.0094 de H₂S y Amina 4000 kg/h 0.002

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 14:57:03

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	48.6227	35.7426
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.0417E+007	-7.4771E+005	-9.9153E+005	-1.0174E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	144.8147	57.6459	61.2340	141.2265
Total kg/h	4000.0000	1400.0000	1452.0322	3947.9670
Total std L m3/h	3.9380	3.4887	3.5333	3.8934
Total std V m3/h	3245.82	1292.06	1372.48	3165.40
Flowrates in kg/h				
Water	2358.5782	0.0000	78.3494	2280.2288
Hydrogen	0.0000	54.7460	54.7438	0.0023
Hydrogen Sulfide	5.5905	25.9077	0.4639	31.0344
Methane	0.0000	13.1859	13.1850	0.0009
Ethane	0.0000	214.0868	214.0685	0.0182
Propane	0.0000	593.1184	593.0683	0.0500
N-Butane	0.0000	185.9191	185.9093	0.0099
I-Butane	0.0000	238.4642	238.4550	0.0092
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.8195	0.5302
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.9266	0.2954
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	1635.8308	0.0000	0.0431	1635.7877
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Condiciones severas de operación

Gas 1400 kg/h con 0.06200 de H₂S y Amina 8400 kg/h 0.007

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 15:50:20

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0134	43.5283
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.1793E+007	-7.0268E+005	-8.9648E+005	-2.1600E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	303.8835	50.7502	50.1174	304.5163
Total kg/h	8400.0000	1400.0000	1316.6182	8483.3813
Total std L m3/h	8.2792	3.1881	3.0637	8.4036
Total std V m3/h	6811.14	1137.50	1123.31	6825.32
Flowrates in kg/h				
Water	4933.4779	0.0000	68.5133	4864.9642
Hydrogen	0.0000	38.3101	38.3064	0.0037
Hydrogen Sulfide	44.8263	156.1416	5.8832	195.0847
Methane	0.0000	12.0486	12.0467	0.0019
Ethane	0.0000	195.6211	195.5865	0.0346
Propane	0.0000	541.9599	541.8675	0.0924
N-Butane	0.0000	169.8830	169.8649	0.0181
I-Butane	0.0000	217.8959	217.8789	0.0169
I-Pentane	0.0000	47.8344	46.8617	0.9727
N-Pentane	0.0000	20.3053	19.7709	0.5344
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	3421.6955	0.0000	0.0382	3421.6579
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Gas 1400 kg/h con 0.06200 de H₂S y Amina 10000 kg/h 0.007

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 15:52:53

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0557	44.5383
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.5945E+007	-7.0268E+005	-8.9679E+005	-2.5750E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	361.7662	50.7502	50.1175	362.3988
Total kg/h	10000.0010	1400.0000	1316.3564	10083.6445
Total std L m3/h	9.8562	3.1881	3.0632	9.9811
Total std V m3/h	8108.50	1137.50	1123.32	8122.68
Flowrates in kg/h				
Water	5873.1884	0.0000	68.6720	5804.5166
Hydrogen	0.0000	38.3101	38.3057	0.0044
Hydrogen Sulfide	53.3647	156.1416	5.7397	203.7666
Methane	0.0000	12.0486	12.0463	0.0023
Ethane	0.0000	195.6211	195.5804	0.0408
Propane	0.0000	541.9599	541.8510	0.1089
N-Butane	0.0000	169.8830	169.8618	0.0212
I-Butane	0.0000	217.8959	217.8760	0.0199
I-Pentane	0.0000	47.8344	46.7012	1.1333
N-Pentane	0.0000	20.3053	19.6838	0.6215
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	4073.4477	0.0000	0.0383	4073.4096
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Gas 1400 kg/h con 0.06200 de H₂S y Amina 15000 kg/h 0.007

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/21/2015 Time: 15:56:10

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0341	46.3360
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-3.8917E+007	-7.0268E+005	-8.9615E+005	-3.8723E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	542.6491	50.7502	50.0969	543.3024
Total kg/h	15000.0000	1400.0000	1315.3544	15084.6448
Total std L m3/h	14.7843	3.1881	3.0616	14.9108
Total std V m3/h	12162.75	1137.50	1122.85	12177.39
Flowrates in kg/h				
Water	8809.7800	0.0000	68.5745	8741.2060
Hydrogen	0.0000	38.3101	38.3035	0.0066
Hydrogen Sulfide	80.0470	156.1416	5.6966	230.4919
Methane	0.0000	12.0486	12.0452	0.0034
Ethane	0.0000	195.6211	195.5614	0.0598
Propane	0.0000	541.9599	541.7996	0.1603
N-Butane	0.0000	169.8830	169.8522	0.0308
I-Butane	0.0000	217.8959	217.8670	0.0289
I-Pentane	0.0000	47.8344	46.2028	1.6316
N-Pentane	0.0000	20.3053	19.4133	0.8920
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	6110.1709	0.0000	0.0382	6110.1333
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Condiciones actuales de operación

Gas 1400 kg/h (0.062) Amina 9000 kg/h (0.002)

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/23/2015 Time: 09:32:41

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0633	43.8928
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.3437E+007	-7.0268E+005	-8.9625E+005	-2.3244E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	325.8280	50.7502	49.9664	326.6119
Total kg/h	9000.0000	1400.0000	1311.2308	9088.7703
Total std L m3/h	8.8608	3.1881	3.0567	8.9922
Total std V m3/h	7302.99	1137.50	1119.93	7320.56
Flowrates in kg/h				
Water	5306.3760	0.0000	68.7121	5237.6643
Hydrogen	0.0000	38.3101	38.3060	0.0041
Hydrogen Sulfide	13.2990	156.1416	0.4382	169.0025
Methane	0.0000	12.0486	12.0465	0.0021
Ethane	0.0000	195.6211	195.5834	0.0377
Propane	0.0000	541.9599	541.8593	0.1006
N-Butane	0.0000	169.8830	169.8634	0.0196
I-Butane	0.0000	217.8959	217.8774	0.0184
I-Pentane	0.0000	47.8344	46.7791	1.0554
N-Pentane	0.0000	20.3053	19.7260	0.5793
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	3680.3251	0.0000	0.0396	3680.2861
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000

Gas 1400 Kg/h (0.0094) Amina 4800 Kg/h (0.002)

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/27/2015 Time: 07:32:04

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	49.2942	37.3567
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.2499E+007	-7.4771E+005	-1.0001E+006	-1.2246E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	173.7725	57.6459	61.3950	170.0234
Total kg/h	4800.0000	1400.0000	1454.8718	4745.1277
Total std L m3/h	4.7259	3.4887	3.5361	4.6785
Total std V m3/h	3894.87	1292.06	1376.09	3810.84
Flowrates in kg/h				
Water	2829.8545	0.0000	81.2460	2748.6083
Hydrogen	0.0000	54.7460	54.7433	0.0027
Hydrogen Sulfide	7.4529	25.9077	0.5481	32.8125
Methane	0.0000	13.1859	13.1848	0.0011
Ethane	0.0000	214.0868	214.0655	0.0213
Propane	0.0000	593.1184	593.0605	0.0578
N-Butane	0.0000	185.9191	185.9077	0.0115
I-Butane	0.0000	238.4642	238.4535	0.0107
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.7359	0.6138
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.8811	0.3409
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	1962.6929	0.0000	0.0456	1962.6475
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ppmvH ₂ S			196.9	

Gas 1400 Kg/h (0.0094) Amina 4000 Kg/h (0.002)

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/27/2015 Time: 07:34:37

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	48.6747	35.7873
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.0416E+007	-7.4771E+005	-9.9227E+005	-1.0171E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	144.8104	57.6459	61.2498	141.2065
Total kg/h	4000.0000	1400.0000	1452.3636	3947.6370
Total std L m3/h	3.9382	3.4887	3.5337	3.8932
Total std V m3/h	3245.73	1292.06	1372.83	3164.95
Flowrates in kg/h				
Water	2358.2121	0.0000	78.5815	2279.6308
Hydrogen	0.0000	54.7460	54.7437	0.0023
Hydrogen Sulfide	6.2107	25.9077	0.5623	31.5561
Methane	0.0000	13.1859	13.1850	0.0009
Ethane	0.0000	214.0868	214.0685	0.0182
Propane	0.0000	593.1184	593.0684	0.0500
N-Butane	0.0000	185.9191	185.9093	0.0099
I-Butane	0.0000	238.4642	238.4551	0.0092
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.8199	0.5299
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.9268	0.2952
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	1635.5771	0.0000	0.0431	1635.5344
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ppmvH ₂ S			199	

Gas 1400 Kg/h (0.0094) Amina 3800 Kg/h (0.002)

CHEMCAD 6.0.1

Page 1

Job Name: diseño Date: 10/27/2015 Time: 07:37:15

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	48.5037	34.9546
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-9.8950E+006	-7.4771E+005	-9.9008E+005	-9.6526E+006
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	137.5699	57.6459	61.2079	134.0078
Total kg/h	3800.0000	1400.0000	1451.6073	3748.3921
Total std L m3/h	3.7413	3.4887	3.5330	3.6971
Total std V m3/h	3083.44	1292.06	1371.89	3003.60
Flowrates in kg/h				
Water	2240.3014	0.0000	77.8388	2162.4622
Hydrogen	0.0000	54.7460	54.7439	0.0022
Hydrogen Sulfide	5.9002	25.9077	0.5261	31.2818
Methane	0.0000	13.1859	13.1850	0.0009
Ethane	0.0000	214.0868	214.0691	0.0176
Propane	0.0000	593.1184	593.0696	0.0488
N-Butane	0.0000	185.9191	185.9095	0.0096
I-Butane	0.0000	238.4642	238.4553	0.0089
I-Pentane	0.0000	52.3498	51.8335	0.5163
N-Pentane	0.0000	22.2220	21.9340	0.2881
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	1553.7983	0.0000	0.0426	1553.7559
Diethanolamine	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
ppmvH ₂ S			268.03	