UNIVERSIDAD DE CIENFUEGOS "CARLOS RAFAEL RODRÍGUEZ"

FACULTAD DE INGENIERÍA

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA

TRABAJO DE DIPLOMA EN OPCIÓN AL TÍTULO DE INGENIERO QUÍMICO

Título:

Propuesta de mejora para torre de absorción en la hidrofinación del diesel en la refinería "Camilo Cienfuegos"

Autor:

Elizabeth Yera Suárez

Tutores:

Ing. Regla Martha Brito Broche

MSc. Leiby Montes de Oca Rodríguez.

Colaboradores:

MSc. Gabriel Orlando Lobelles Sardiñas

MSc. Serguei Varela Pared

Cienfuegos, 2015

Pensamiento

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

Albert Einstein

Agradecimientos

Agradecimientos

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.

Agradezco a todo el personal de la refinería ¨Camilo Cienfuegos¨ que aporto su granito de arena en la confección de este trabajo

Dedicatoria

A mis padres, los tesoros de mi vida.

A mi tata, mi cuñado y mi niño que aunque están lejos, siempre están conmigo.

A mi novio y su familia por su apoyo a cada minuto.

A mi mejor amiga mi hermanita del alma.
A mis tutores y colaboradores por todo su esfuerzo.

Síntesis

SÍNTESIS

En la refinación de petróleo, existen estándares de calidad para cada uno de los productos finales de dicho proceso, los que responden a las exigencias técnicas de los clientes finales, así como existen normas de emisiones tanto líquidas como gaseosas que conducen a la defensa del medioambiente. Es conocido que en la refinería de Cienfuegos, como proceso auxiliar de la hidrodesulfuración de diesel se utilizan procesos de endulzamiento de gases en el cual intervienen torres absorbedoras. Es objetivo de este estudio evaluar los parámetros operacionales de la torre absorbedora T-01-304, lo que permitirá identificar causas o fallas técnicas que provocan los arrastres de MDEA, así como el incumplimiento de las especificaciones del gas combustible. En tal sentido se propone la metodología que permite la obtención del modelo de simulación en los *softwares Hysys y Chemcad* para la evaluación integral de dicha torre, donde se exponen cada una de las herramientas consideradas y su aplicación posibilitó la identificación de las principales fallas que provocan los arrastres de MDEA y los incumplimiento de las especificaciones de la salida del gas. Se detalla la metodología para el diseño de la torre absorbedora en condiciones severas de operación como parte de la propuesta de mejora, que unido a las otras propuestas de conjunto permitirán el logro de tales resultados.

Finalmente las conclusiones dan respuesta a los objetivos trazados y validan la hipótesis del trabajo, mientras las recomendaciones permitirán la generalización de los resultados alcanzados.

Palabras claves: Absorción-aminas-especificaciones-gas combustible.

Abstract

ABSTRACT

In petroleum refining, there are quality standards for each of the final products of this process, which meet the technical requirements of end customers, and there are rules of both liquid and gaseous emissions that lead to environmental protection. It is known that in the Cienfuegos refinery, the process as auxiliary diesel hydrodesulphurization gas sweetening processes involved in absorber towers which are used. Objective of this study is to evaluate the operational parameters of the absorber tower T-01-304, which will identify causes or technical failures that cause trawls MDEA, and breach of gas fuel specifications. In this sense, the methodology to obtain the simulation model in Hysys and CHEMCAD software for comprehensive evaluation of the tower, which displays each of the tools and their application considered possible the identification of the main faults that cause is proposed MDEA trawls and failure to meet specifications of the gas outlet. The methodology for the design of the absorber tower in severe operating conditions as part of the proposed improvements, which together with the other proposals set will allow the achievement of such results is detailed.
Finally, the conclusions give response to the objectives and validate the hypothesis of work, while the recommendations will allow the generalization of the results obtained.

Keywords: Absorption amines-gas-fuel specifications

Indice

INDICE

SÍNTESIS

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_2S). 15

1.5 Selección de solvente. 17

1.5.1 Selección de aminas para la remoción del H_2S. 18

1.6. Aspectos básicos sobre simulación. 22

1.7 *Softwares* 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. 30

2.2 Descripción del caso de estudio, T-01-304. 31

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. 33

2.3.2. Validación del modelo de simulación. 38

2.4 Metodología para un rediseño de la T-01-304 en condiciones severas de operación. 39

2.4.1 Determinación del flujo de amina. 40

2.4.2 Determinación de la configuración geométrica del equipo a emplear en la separación. 41

2.4.3 Cálculo de la caída de presión (ΔP) total de la columna. 47

Conclusiones parciales del Capítulo II. 49

CAPÍTULO III. DISCUSIÓN DE RESULTADOS. PROPUESTA DE MEJORA..... 50

3.1 Implementación y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en *Hysys*.... 50

3.2. Implementación y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en Chemcad. 50

3.2.4. Validación del modelo de simulación en Chemcad 52

3.3. Propuestas de mejoras para la operación de la T-01-304. 54

3.3.1. Análisis de la operación, Caso1. 55

3.3.2. Análisis de la operación, Caso 2. 59

3.3.3 Propuestas de mejoras para la operación de la T-01-304. 63

3.4 Desarrollo de la metodología de rediseño de la T-01-304. 64

3.5. Análisis de los resultados de la metodología de rediseño de la T-01-304. 71

CONCLUSIONES 72

RECOMENDACIONES 73

REFERENCIAS BIBLIOGRAFICAS 74

ANEXOS 78

Introducción

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, las fibras sintéticas, los reactivos químicos.

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 y las legislaciones internacionales que en la actualidad exigen una concentración de 1500 ppm % volumen de CO_2 y 4 ppm % volumen de H_2S y para evitar problemas de corrosión han surgido diversos métodos de remoción de gases ácidos que van desde los lechos sólidos, los sistemas de aminas regenerables (endulzamiento), generalmente utilizados cuando se procesan altos volúmenes y contenidos de H_2S; hasta los secuestrantes líquidos, utilizados en el gas tratado, para alcanzar niveles muy bajos de H_2S en la corriente de gas.(Medina, M. A., 2011)

Los procesos de endulzamiento en general constan de varias etapas. Una primera etapa conocida como endulzamiento donde se remueve por algún mecanismo de contacto el H_2S y el CO_2 al gas. Le sigue una regeneración donde la sustancia que removió 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; el gas que sale de la unidad de limpieza del gas de cola sólo posee entre el 1 y 0,3% del H_2S removido, y no es recomendable descargarlo a la atmósfera por eso se envía a una unidad de incineración donde mediante combustión el H_2S es convertido en SO_x, un gas que es menos contaminante que el H_2S. Esta unidad debe estar en toda planta de endulzamiento.(Nadales V., Rosa D, 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 reactivaron tres 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 en el 2012, la Sección 300-1 (Hidrofinación de diesel).

En el hidro-tratamiento de diesel se generan gases cuyo principal contaminante es precisamente el H_2S. Para la disminución de la concentración del mismo se utilizan plantas de endulzamiento. Donde el equipamiento principal son las torres de absorción empacadas o de relleno y como solvente generalmente son usadas las aminas, para el caso de estudio se usa la metildietanolamina (MDEA) por su alto poder selectivo para la absorción del H_2S presente en el gas combustible de alimentación a dicho absorbedor. Sin embargo en los gases combustibles obtenidos a la salida de la torre absorbedora T-01-304 de la planta hidrofinadora de diesel existe arrastre del solvente MDEA, lo cual supone pérdidas económicas por ese concepto además se incumple con las especificaciones del gas combustible. Por consiguiente para este estudio fue identificado el siguiente problema científico:

Problema científico.

¿Evaluar la torre absorbedora T-01-304, permitirá identificar causas o fallas técnicas que provocan los arrastres de MDEA, así como el incumplimiento de las especificaciones del gas combustible?

Hipótesis:

Una evaluación de la torre absorbedora (T-01-304), permitirá identificar las causas que provocan las pérdidas del solvente así como el cumplimiento de las especificaciones del gas combustible.

Objetivo general:

- Realizar propuesta de mejora de la torre T-01-304 del bloque de absorción de la planta hidrofinadora de diesel

Objetivos específicos:

- Elaborar una marco teórico sobre los procesos de absorción en la refinación de petróleo, así como la simulación para la evaluación de torres absorbedoras.
- Evaluar el comportamiento operacional de la torre absorbedora (T-01-304).
- Presentar propuesta de mejora para la operación de la torre absorbedora (T-01-304).

A partir de lo antes expuesto se espera obtener los siguientes resultados:

Resultados esperados de la investigación

- Se accionará de manera positiva sobre los impactos económicos y calidad que tienen lugar en el proceso fundamental.
- Tendrá como salida la simulación de la torre absorbedora para diferentes escenarios, para la evaluación integral, que sin duda tendrá un valor agregado a la investigación.
- Se presentarán propuestas de mejora que conlleven al cumplimiento de los objetivos trazados.

Estructura del trabajo

Capítulo I: Marco teórico de la investigación.

En este capítulo se hace una revisión crítica a 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 hidrofinadora de diesel en refinerías de petróleo, torres empacadas o de relleno y utilizando como solvente compuestos de amina, así como otros equipos fundamentales del proceso en cuestión. Además se hace una revisión crítica de los principales simuladores más usados en el mundo de la refinación y de ellos se seleccionan dos (*Hysys y 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 los *softwares Hysys y Chemcad*. Se detalla la metodología para el diseño de la torre absorbedora en condiciones severas de operación como parte de la propuesta de mejora.

Capítulo III: Discusión de resultados y propuesta de mejora.

En el capítulo se presentan las simulaciones de la torre absorbedora para diferentes escenarios siguiendo la metodología del capítulo II, donde se recogen los resultados de su aplicación. Se hace un detallado análisis de los mismos como parte de la evaluación integral al proceso en cuestión y se presentan las propuestas de mejora que permiten el cumplimiento de los objetivos trazados

Capítulo 1

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 y en concreto las torres empacadas. Se abordan las cuestiones principales de las sustancias que interactúan: el H_2S 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, R. E., 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, W. et. al, 1991)

Las operaciones de transferencia de masa se pueden clasificar según (Treybal, R. E., 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, R. E., 1999)

Según (Geankoplis, C.J., 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, W. et. al, 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, R. H., 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, M.C. & Orihuela, E. S., 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, R. E., 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, R. E., 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, R. E., 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, C.J., 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.

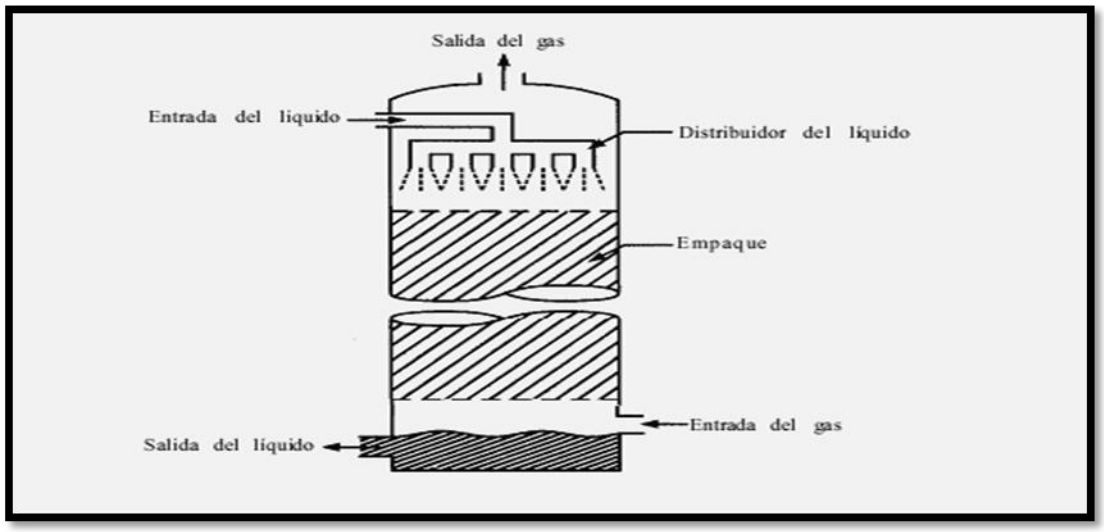


Figura 1.1 Flujos y características de absorción para torres empacadas. Fuente (Geankoplis, C.J., 1998)

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, W. et. al, 1991).

En (Misari, M.C. & Orihuela, E. S., 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, R. E., 1999).

En la evolución de los empaques al azar se reconocen tres generaciones, aunque recientemente se ha sugerido el inicio de una cuarta: (Misari, M.C. & Orihuela, E. S., 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 desarrolladas desde finales de los años 50 hasta iniciados 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.

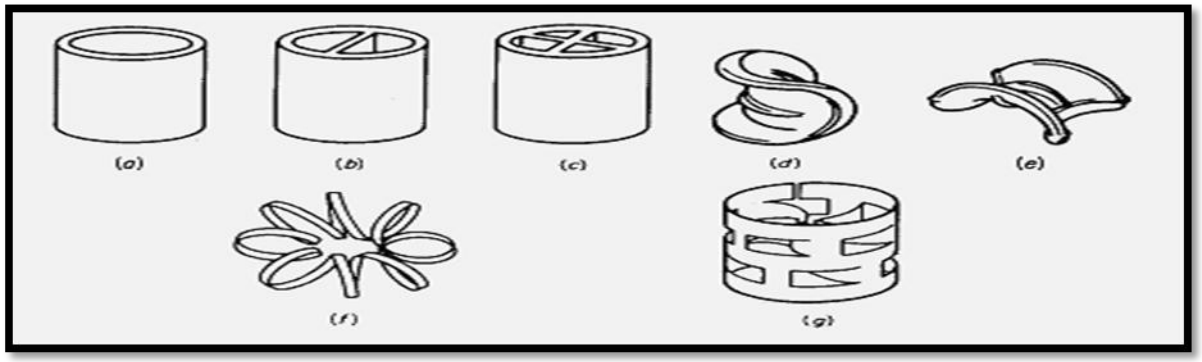


Figura 1.2 Empaques al azar. Fuente (Treybal, R. E., 1999).

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, M.C. & Orihuela, E. S., 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, R. E., 1999).

No solo el orden de los empaque 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.

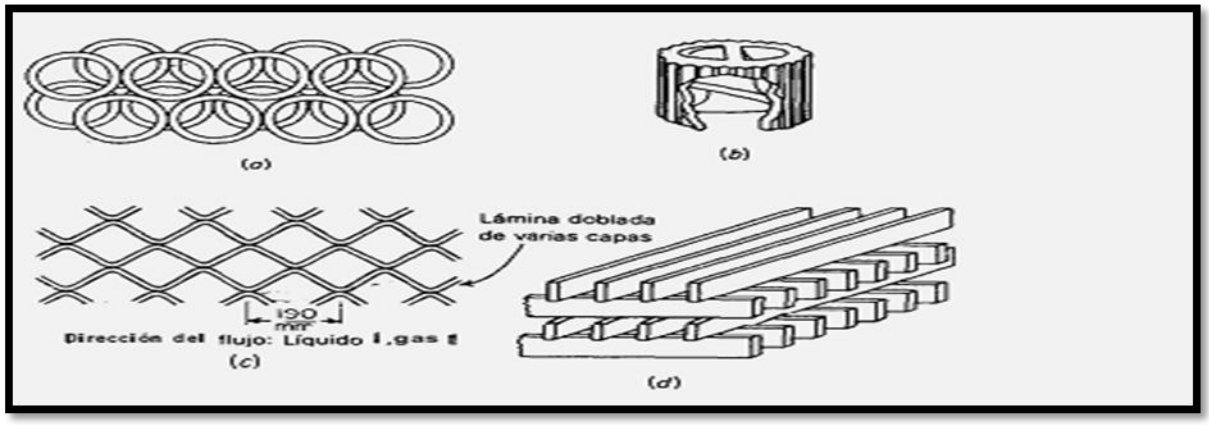


Figura 1.3 Empaques regulares o amontonados. Fuente(Treybal, R. E., 1999)

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, M.C. & Orihuela, E. S., 2011).

Tabla 1.1 Tamaño de empaques recomendados. Fuente (Misari, M.C. & Orihuela, E. S., 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, R. E., 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 depresión 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, E. J. & Seader, J. D., 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, colectará prácticamente todas las partículas de neblina. Otros tipos de eliminadores incluyen ciclones y rearreglos del tipo de persianas venecianas. Un metro de empaque al azar seco es muy efectivo. (Treybal, R. E., 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, E. J. & Seader, J. D., 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, E. J. & Seader, J. D., 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, C.J., 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, R. E., 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.

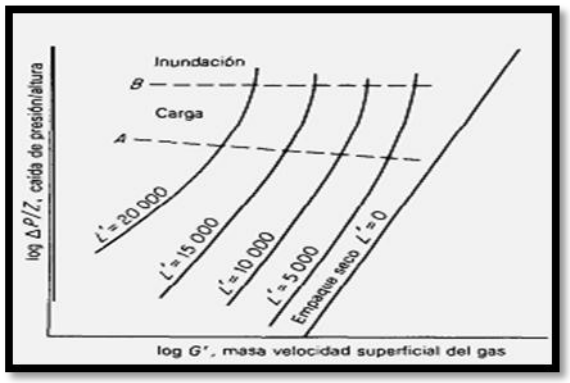


Figura 1.4 Caída de presión del gas típica para el flujo a contracorriente del líquido y el gas en empaques al azar. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

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 11, 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 retenido 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 fricciona1 de un fluido sobre el otro, por aspersión del líquido en el gas.

Relación mínima líquido-gas para absorbedores.

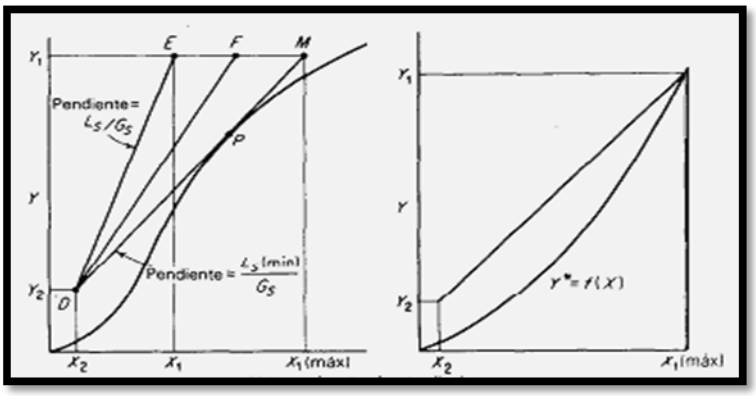


Figura 1.5 Relación mínima líquido-gas, absorción. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

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 (H_2S).

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 (Lafarge, 2004) 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.

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 (Ver anexo 1), provocan el envenenamiento de los catalizadores del proceso de refino, por lo que se eliminan en reactores de HDS (Hidrodesulfuración) (Muñecas, V. M. Á, 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 H_2S sobre la corrosión del acero en los sistemas de condensación de vapores de tope**.** (Álvarez, C., 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 $ClNH_4$ 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.

$$Fe + HCl \leftrightarrow FeCl_2 + H_2 \qquad \text{Ec.1.1}$$

$$SH_2 + H_2O \leftrightarrow H_3O + + SH^- \ (pH = 4{,}5) \qquad \text{Ec.1.2}$$

$$FeCl_2 + SH_2S \leftrightarrow Fe + 2HCl \qquad \text{Ec.1.3}$$

$$2NH_3 + HCl \leftrightarrow ClNH_4 \qquad \text{Ec.1.4}$$

$$SH_2 + 2NH_3 \leftrightarrow S(NH_4)_2 \qquad \text{Ec.1.5}$$

El H_2S juega un papel importante en la corrosión por HCl a temperaturas cercanas al punto de ebullición del agua. El $FeCl_2$ disuelto puede reaccionar con el H_2S, 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 pH ≤ 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 inyecto, 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:

$$H_2S + 1/2\,O_2 = H_2O + S \qquad \text{Ec.1.6}$$

$$H_2S + 3/2O_2 = H_2O + SO_2 \qquad \text{Ec.1.7}$$

$$2H_2S + SO_2 = 2H_2O + 3S \quad \textbf{Reacción de CLAUS} \qquad \text{Ec.1.8}$$

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, etc.

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, R. E., 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, J. & Bullin, J., 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 CO_2 y H_2S. (Reinoso, B. D., 2014)

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

Aminas primarias	
Monoetanolamina (MEA)	$C_2H_4OH - NH_2$
Diglicolamina (DGA)	$HOC_2H_4OC_2H_4-NH_2$
Aminas secundarias	
Dietanolamina (DEA)	$C_2H_4OH-N-C_2H_4OH$ H
Disopropanolamina (DIPA)	$C_3H_5OH-N-C_3H_5OH$ H
Aminas terciarias	
Trietanolamina (TEA)	$C_2H_4OH -N- C_2H_4OH$ C_2H_4OH
Metildietanolamina (MDEA)	$C_2H_4OH -N- C_2H_4OH$ CH_3

Tabla 1.3 Datos y condiciones típicas de operación de aminas. Fuente: (Polasek, J. & Bullin, J., 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 H_2S	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 CO_2 y del H_2S, aunque algunas impurezas, tales como: el COS, CS_2 y el oxígeno tienden a degradar la solución, por lo cual no se recomienda en esos casos. (Rosales. J.B., 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.DEA también podría tener el potencial para la eliminación selectivo de H_2S de fuentes que contienen CO_2, bajo ciertas condiciones.(Polasek, J. &Bullin, J., 2009).

Aunque 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 CO_2 y algunos mercaptanos. El endulzamiento con DGA limita la eliminación de una pequeña cantidad de gas ácido (<5-10%). (Polasek, J. & Bullin, J., 2009)

Tabla 1.4 Procesos con alcanolaminas. Fuente* (*Rosales. J.B., 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 CO_2, 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 H_2S cuando ambos gases están presente (CO_2 y H_2S).

Una ventaja de la MDEA, para la remoción del CO_2 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 H_2S en presencia del CO_2. En estos casos la MDEA es más favorable. Bajo ciertas condiciones puede obtenerse un gas con calidad para gasoducto de 4 ppm de H_2S y al mismo tiempo desde 40 al 60 % del CO_2 presente, puede fluir a través del contactor sin reaccionar. Con una alta relación CO_2/H_2S, 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. J.B., 2004)

Según (Huttenhuis, P.G., 2009) y (Nagpal. S, 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 realzada por el hecho de que es también selectiva, reaccionando con todo el H_2S (g), y solamente una parte de CO_2, mientras que la MEA y DEA reacciona con todo el CO_2 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. Fuente: (Nagpal. S, 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 se realiza una comparación de la selectividad de las alcanolaminas principales.

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

	Selectividad	Capacidad	
Amina		**Mol de H_2S/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 H_2S la reacción deseada es la siguiente:

- H_2S - Transferencia de protón (instantánea)

$$R_1R_2R_3N + H_2S \leftrightarrow R_1R_2R_3NH^+ + HS^- \qquad \text{Ec.1.9}$$

Siempre que en el sistema haya presencia de dióxido de carbono (CO_2), las alcanolaminas reaccionan con este. La velocidad es mayor con las aminas secundarias que con las terciarias. Las velocidades de reacción del H_2S 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 CO_2.

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

$$CO_2 + R_3N + H_2O \leftrightarrow R_3NH^+ + HCO_3^- \quad \text{Ec.1.10}$$

$$CO_2 + 2\,R_2NH \leftrightarrow R_2NH_2 + + R_2NCOO^- \quad \text{Ec.1.11}$$

$$CO_2 + OH^- \leftrightarrow HCO_3^- \quad \text{Ec.1.12}$$

$$H_2S + OH^- \leftrightarrow HS^- + H_2O \quad \text{Ec.1.13}$$

$$R_3NH^+ + OH^- \leftrightarrow R_3N + H_2O \quad \text{Ec.1.14}$$

$$R_2NH^{2+} + OH^- \leftrightarrow R_2NH + H_2O \quad \text{Ec.1.15}$$

$$H_3O^+ + OH^{2-} \leftrightarrow H_2O \quad \text{Ec.1.16}$$

$$HS^- + OH^- \leftrightarrow S^{2-} + H_2O \quad \text{Ec.1.17}$$

Las tres primeras reacciones no son instantáneas y la reacción directa entre el CO_2 y el agua (H_2O) 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, M. C., 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, S & Hugo, V., 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, M. C., 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 ser pueden según (Martínez, S & Hugo, V., 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, N. J., 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, L. & Perozo,M. P., 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, L. & Perozo, M. P., 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. («DYNSIM», 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 H_2S y CO_2 del gas natural usando alcanolaminas. Provee datos de aminas primarias (MEA), secundarias (DEA, DIPA, DGA) y terciarias (MDEA). En solución acuosa el H_2S y el CO_2 reaccionan con las alcanolaminas a través de un mecanismo de buffer de ácido-base. (Kent, R. L. & Eisenberg, B., 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, Inc., 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, C. & Vélez, J., 2002)

Para nuestro caso de estudio este programa establece el estado de equilibrio gas líquido a través de la Ley de Henry. Para propósitos generales los modelos de la ecuación de estado de *SRK* y *Peng-Robinson (PR*) son los más usados. El (*PR*) es recomendado para sistemas con hidrocarburos, agua, aire y gases de combustión, componentes típicos en una planta de fuerza.

Las ecuaciones tradicionales de los modelos de estado no son recomendados para sistemas líquidos no ideales. La solución de amina es un sistema electrolítico y también comprende

reacciones químicas, no se espera que pueda ser descrito por ecuaciones de estado tradicionales. Para ello se provee un paquete de propiedades de Aminas donde se puede seleccionar uno de los modelos Kent y Eisenberg o Li Matter para CO_2 en gas y líquido.

Tiene además un paquete electrolítico para calcular los sistemas líquidos que contienen iones. Pueden usarse diferentes modelos de equilibrio electrolítico. Usando un modelo de propiedades de MEA apropiado, los modelos de equilibrio se combinan con modelos cinéticos de reacción, incluyendo expresiones de velocidad de las reacciones químicas que ocurren durante la absorción.(Oi, L. E., 2007)

- ***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, H. S, 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 Hill, 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, O. et.al, 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 "SIMULA TROL 6000" . En (Sánchez, A. G. 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, W. & Pacho, J.D., 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,R.R. & Cepero,L.P., 2010).

Conclusiones parciales del Capítulo 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 fueron seleccionados los simuladores *Hysys y Chemcad* debido a las facilidades que ofrecen los mismos para la evaluación de torres empacadas o rellenas y a la disponibilidad de ellos en la refinería de petróleo ¨Camilo Cienfuegos¨.

Capítulo 11

CAPÍTULO II: MATERIALES Y MÉTODOS.

En este capítulo se realiza una caracterización general de la operación de la torre absorbedora 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 utilizadas.

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, los trabajos de ajuste y puesta en marcha se realizan sin la asistencia técnica soviética, pues ésta es retirada del país en el 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 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 presente sección estaba destinada para el hidrotratamiento de la fracción 180-350^{o}C del crudo soviético Romanskino de 32^{0}API, con un contenido de azufre del 1,4 % peso, con el fin de obtener el combustible diesel al 0,2 % peso.

Motivado por el proceso de reactivación de la refinería con ayuda de la empresa Petróleos de Venezuela, SA (PDVSA) se comenzó a refinar un crudo venezolano, que es una mezcla de Mesa de 30 ^{0}API y Merey de 16 ^{0}API con una relación 12/88 obteniéndose un crudo Mesa-Merey 28 ^{0}API.

Producto del cambio de crudo, del deterioro de las instalaciones y la no reactivación de equipos vitales se realizaron ajustes en el proceso y actualmente se trabaja para refinar diesel de 0,87-0,4 % peso de azufre.

El hidrotratamiento de la fracción 180-350^{o}C se realiza utilizando el catalizador Ni/Mo soportado en base alúmina (GKD-2) con un flujo de gas recirculante rico en hidrógeno y alimentando gas fresco rico en hidrógeno de la sección 200 para mantener una concentración requerida del gas recirculante. En este proceso tiene lugar una hidrogenación de los compuestos sulfurosos contenidos en la materia prima con formación del ácido sulfhídrico, así como un hidrocraqueo parcial con formación del gas hidrocarbonados 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 sulfuros del gas hidrocarbonados se ejecuta en las torres absorbedoras T-01-302 y T-01-304 con una solución de MDEA al 40 % de concentración.

En los anexos 2 y 3 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, T-01-304.

La torre de absorción T-01-304 fue diseñada para el endulzamiento de los gases hidro-carbonados provenientes de los tambores separadores B-01-305, B-01-306 y la T-01-305 de la planta de hidrotratamiento de diesel (HDT) con una carga de H_2S de 42 000 partes por millón (ppm)% masa, con una solución de DEA al 20 % de concentración. En la actualidad la alimentación a la torre es 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 consumido en los hornos y el exceso quemarlo en el *flare*. La metalurgia del sistema de combustible y *flare* se trazó para 100 ppm % volumen como máximo. La solución de MDEA rica se trasiega hasta la planta regeneradora de amina para limpiarse y ponerse en contacto nuevamente con los gases hidrocarbonados.

En los análisis del gas de salida de la T-01-304, que se realizan en el laboratorio se ha podido constatar arrastres de MDEA y que la concentración de H_2S supera los 100 ppm, para los cuales fue diseñada la metalurgia del sistema de combustible y que en ocasiones se eleva por encima de los 200 ppm especificación del gas combustible.

En las siguientes tablas se pueden consultar las características constructivas, parámetros de diseño de la T-01-304 y de operación actual.

Tabla 2.1 Características constructivas de la T-01-304.

Características constructivas	
Torre	T-01-304
Denominación	Torre absorbedora del sulfhídrico del gas combustible de baja
Tipo de empaque	anillos *Rasching* 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 cuerpo	Bct3cp3
Caída de presión (kgf/cm^2)	0.5
Presión de trabajo (kgf/cm^2)	1.7
Pres. de prueba (kgf/cm^2)	6
Pres. de cálculo (kgf/cm^2)	1.7
Temperatura. °C fondo/tope	53/45

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

Operación	*Composición*	*Velocidad de flujo*	*Temperatura ^oC*	*Presión kgf/cm^2 (manométrica)*
Flujo de amina a los absorbedores	Solución DEA al 20%	9000 kg/h límite: 6-15	53.0 salida fondo amina	5.0 entrada amina 0.7 salida fondo amina
Flujo de gas a los absorbedores	Gas hidrocarbonados de baja presión	600-1500 Nm^3/h	45.0 entrada	0.7 entrada gas 0.5 salida tope gas

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

Gas hidrocarbonados no depurado de baja presión: T-01-304.	*kg/h*	*kmol/h*
H_2	8	4
CH_4	139	8,69
C_2H_6	475	15,83
C_3H_8	532	12,08
C_4H_{10}	325	5,61
C_5H_{12}	211	2,93
H_2S	101	2,97
Gasolina desnaftada (C_6H_{14})	713	7,82

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

Parámetros	*Gas Hidrocarbonado estable*	*Parámetros*	*MDEA*
Flujo de gas (tope) Nm^3/h		Flujo de líquido (tope) m^3/h	8,3
Flujo de gas (fondo) Nm^3/h	750	Flujo de líquido (fondo) m^3/h	
ppm % volumen (tope)	>100	Relación molar (tope) molH_2S/mol MDEA	≤ 0,007
ppm % volumen (fondo)	9026-62000		

Se debe destacar que en la operación actual no se presentan cambios de temperatura ni de presión, ni para el gas ni para el líquido.

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 utilizan los simuladores de procesos *Chemcad* v.6 y *Hysys v.7.1*, que permiten el análisis de la operación de dicha columna. Estos programas se utilizan 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:

1. Construcción del diagrama de flujo de información (DFI).
2. Definir el orden de cálculo de los módulos del DFI.
3. 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 flujo 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 de flujo 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.

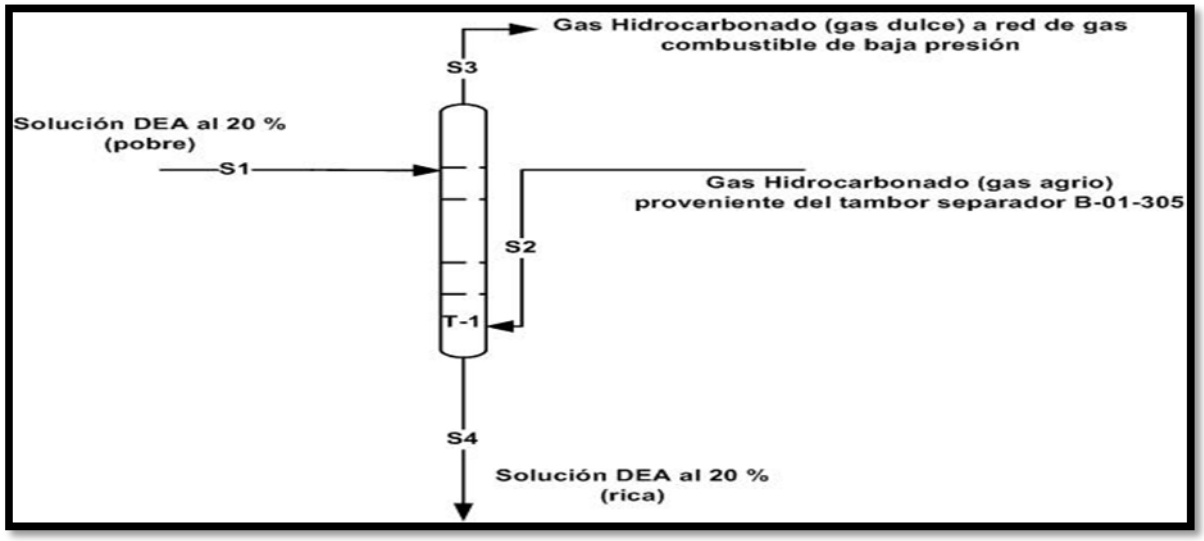


Figura 2.1 Diagrama de flujo de información (DFI) de la T-01-304.

Paso2. 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.

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, las velocidades de flujo 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 utilizan en nuestro sistema es:

1. Absorbedor (absorber)

Es el modelo más simple porque ignora la cinética de absorción. El absorbedor empacado es tratado como una columna de platos con una eficiencia igual a 1. El número de platos es seleccionado igual al número de etapas, cada uno equivale a un plato teórico. Con este modelo el comportamiento estacionario puede ser calculado solamente con alguna aproximación porque el número de etapas (platos teóricos) no puede ser una fracción.

- ***Hysys.***

Para implementar un caso de estudio con un simulador de procesos es necesario, ante todo, realizar la selección del modelo termodinámico por el cual serán calculadas las propiedades físicas de cada corriente. La definición de la termodinámica se puede realizar según el árbol de decisión (Carlson, E, 1996) y los criterios de (Frank, O. 1979).

El *software* Hysys permite crear paquetes de unidades y modelos termodinámicos propios. Según (GPSA, 1998) los autores de *Hysys* crearon un modelo termodinámico que se ajusta específicamente a procesos con aminas, de ahí que se selecciona la ecuación de estado de *Amine Pkg* para definir termodinámicamente el modelo. (Martínez, V. 2000), (Rodríguez, N. 2001).

La corriente S1 es el flujo de la solución de DEA al 20 %.

Flujo de solvente kg/h	***Temperatura ºC***	***Presión kgf/cm^2***
9000	50	6.0

La corriente S2 es el flujo de gas hidrocarbonado que se recibe de los tambores separadores B-01-305, B-01-306 y la T-01-305. La composición se presenta en la (tabla 2.3).

Flujo de gas kg/h	***Temperatura ºC***	***Presión kgf/cm^2***
2504	45	1.7

A este módulo entran las corrientes S1 y S2 que ya se encuentran definidas. Para calcular este módulo se especifica la presión del tope (1.50 kgf/cm^2), la temperatura del tope (45ºC), la presión del fondo (1.70 kgf/cm^2) y la temperatura del fondo (53ºC) y de esa forma quedan definidas las corrientes S3 y S4.

Los resultados que se obtienen no representan un modelo adecuado debido a que la simulación se ejecutó con platos y no con empaques, por lo que es necesario reemplazar los platos por empaques. Se utiliza la utilidad (*Tools/ Utilities/ Tray Sizing*) y se define entonces el tipo de empaque (anillos *Rasching* de cerámica de 2 pulgadas) y las correlaciones de cálculo. Las correlaciones que propone el *Hysys* para el cálculo de columnas empacadas son la correlación de *Robbins* o la correlación de *Sherwood-Leva-Eckert (SLE)*. La correlación de *Robbins* es la correlación predefinida por defecto. Es válida para velocidades superficiales de flujos líquidos inferiores 20000 lb/hft^2. La correlación *SLE (Sherwood-Leva-Eckert)* se utiliza para torres que operan por encima de este valor.

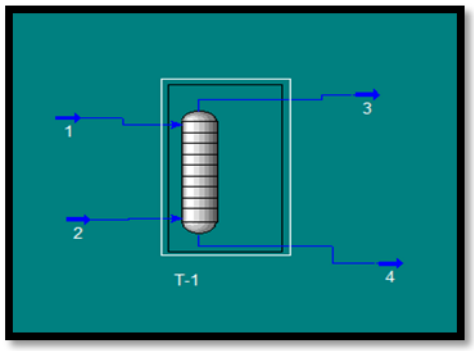


Figura 2.2. Esquema de la T-01-304 en Hysys.

- ***Chemcad***

Para la simulación de la operación en *Chemcad* se utilizaron los modelos propuestos en (Usagaua, R.R. & Cepero, L.P., 2010), porque fueron los que propiciaron los mejores resultados para la modelación del caso de estudio en cuestión.

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

Las corrientes para el caso base son iguales a las descritas para la simulación en Hysys, el flujo de amina por el tope y gas por el fondo.

En este módulo solo se necesita especificar la presión del tope (1.50 kgf/cm^2) y el número de etapas como la torre en cuestión posee 3 secciones de empaque se le designó un número total de etapas de 6. En el menú *Sizing* se busca la opción *Packing* y se especifican las características principales del equipo, se pueden entrar definiéndose las especificaciones de presión en el tope o el diámetro de la columna. Se utilizó esta última y las variables que le suministraron fueron el diámetro de cada sección empacada, su altura (tabla 2.1) y finalmente el factor de empaque (Cf)=65 (anexo 10), (Treybal, R. E., 1999).

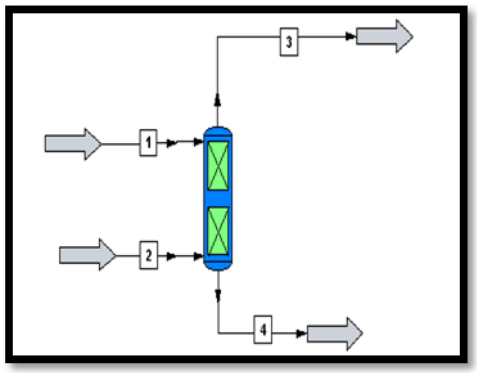


Figura 2.3. Esquema de la T-01-304 en Chemcad.

2.3.2. Validación del modelo de simulación.

Para validar el modelo se simula la operación de la T-01-304 a las condiciones de diseño y se comparan los resultados obtenidos en los diferentes módulos a través de la simulación en *Chemcad* v.6 y *Hysys v.7.1* estimándose el error que se comete al estudiar el sistema con el modelo simulado.

Como criterio de comparación se toma el error relativo:

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

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

En el *software Hysys* los parámetros que se analizan son: diámetro de la torre, altura del empaque irrigado, composición de H_2S a la salida y la caída de presión.

En el *software Chemcad* los parámetros que se analizan son: flujos de gas y de líquido salida y la eficiencia de la torre.

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 los cambios de los parámetros que lo conforman.

Para medir la sensibilidad en los modelos que se conforman en ambos *softwares*, se realiza un estudio que consiste principalmente en variar uno de los parámetros de entrada manteniendo el resto constante y obtener el comportamiento de los parámetros a analizar

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

Variables Fijas		**Variable patrón sujeta a cambio**	**kg/h**
Fracción másica de H_2S en el fondo (kg H_2S/kg Gas)	0.04	**Flujo de gas Hidrocarbonado**	1000
Flujo de DEA (kg/h)	9000		2500
Fracción molar de H_2S en el solvente (mol H_2S/mol DEA)	0.002		3000
			3500

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

Variables Fijas		Variable patrón sujeta a cambio	kg H_2S/kg Gas
Flujo de gas Hidrocarbonados (kg/h)	2504	**Fracción másica de H_2S en el fondo**	0.01
Flujo de DEA kg/h	9000		0.04
Fracción molar de H_2S en el solvente (mol H_2S/mol DEA)	0.002		0.08
			0.1
			0.16

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

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_2S en el fondo (kg H_2S/kg Gas)	0.04		8000
Fracción molar de H_2S en el solvente (mol H_2S/mol DEA)	0.002		10000
			12000
			14000

Tabla 2.8 Parámetros que se analizan.

Variables analizadas	
Hysys	***Chemcad***
Diámetro de la torre (m)	Flujo H_2S a la salida (kg/h)
Altura del empaque irrigado (m)	
Fracción másica H_2S a la salida (kg H_2S/kg Gas)	
Caída de presión. (kgf/cm^2)	

Para poder realizar el estudio la fracción molar de H_2S en el solvente de diseño (DEA) se aumentó hasta un valor de 0.002 mol H_2S/mol DEA. Cuando se opera una planta de este tipo no se puede asumir que en la amina que se utilice para endulzar el gas no haya presencia de H_2S porque una amina pura no alcanza rápidamente el estado de equilibrio. (Reinoso, B. D., 2014). Además mantener la amina completamente limpia incurre en gastos de operación por un diseño riguroso de la planta regeneradora de amina, y las continuas reposiciones de solvente.

2.4 Metodología para un rediseño de la T-01-304 en condiciones severas de operación.

Para la evaluación del caso de estudio, la T-01-304, se tienen en cuenta las nuevas condiciones operacionales sobre las cuales estará soportado el nuevo diseño de la misma.

Este nuevo diseño es comparado con el diseño original en aras de determinar si el equipamiento utilizado está acorde con los requerimientos de la operación actual.

2.4.1 Determinación del flujo de amina.

Cuando se diseña una columna de absorción no se conoce la cantidad de solvente a emplear en la operación. Para su determinación se calcula la máxima relación molar de sulfuro de hidrógeno ($X_{1máx.}$) que se puede absorber por el solvente a la salida de la columna. Esta máxima relación molar se obtiene a partir de la máxima fracción molar que se obtiene cuando se alcanza el equilibrio entre el gas entrante y el líquido solvente en el fondo de la columna, por lo que dicha fracción molar se determina a partir de la ecuación de la línea de equilibrio del sistema, según la siguiente expresión:

$$y_1 = m \cdot x_{1máx} \qquad \text{Ec.2.2}$$

Donde:

y_1: Fracción molar de H_2S en el gas, (mol H_2S/mol gas hidrocarbonado)

$x_{1máx}$: Fracción molar máxima de H_2S en el solvente (mol H_2S/mol DEA)

m: pendiente de equilibrio, (adimensional)

Una vez calculada la máxima concentración de H_2S (g) a la salida de la columna, se determina la mínima cantidad de solvente ($L_{smín}$), necesaria para llevar a cabo la operación de absorción. Esto se realiza a través de la línea de operación de pendiente mínima, la cual toca en un punto a la curva de equilibrio.

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} = \frac{(Y_1 - Y_2)}{(X_{1max} - X_2)} \qquad \text{Ec.2.3}$$

Donde:

(L_S/G_S): Pendiente de la línea de operación.

L_S: Flujo de solvente sin sulfuro de hidrógeno, (masa/tiempo) y se determina como

$$L_s = L \cdot (1 - x) \qquad \text{Ec.2.4}$$

G_S: Flujo de gas sin sulfuro de hidrógeno, (masa/tiempo) y se determina como:

$$G_S = G \cdot (1 - y) \qquad \text{Ec.2.5}$$

$X_{1máx}$: Relación molar máxima del H_2S, se determina por:

$$X_{1máx} = \frac{x_{1máx}}{1 - x_{1máx}} \qquad \text{Ec.2.6}$$

Al tocar la línea de operación de pendiente mínima a la curva de equilibrio, en un punto cesa la transferencia de masa, por lo que debe operarse la columna con un flujo de solvente superior al que se obtiene a partir de esta línea.

El flujo de solvente de operación se obtiene según el criterio de (Treybal, R. E., 1999)

$$L_{S\,op} = (1.5 - 2) \cdot L_{S\,min} \qquad \text{Ec.2.7}$$

Finalmente se determina la concentración de H_2S para las nuevas condiciones.

2.4.2 Determinación de la configuración geométrica del equipo a emplear en la separación.

La determinación de la configuración geométrica del equipo a emplear en la separación incluye: calcular el diámetro de la columna y calcular la altura de la columna.

1-Cálculo del diámetro de la columna:

El diámetro de una columna se dimensiona normalmente para operar a una velocidad del gas menor a la velocidad de inundación. Este cálculo, se realiza a partir de la determinación del área de la sección transversal.

La velocidad másica superficial del gas bajo condiciones de inundación se obtiene al trabajar con la figura que se muestra en el anexo 11(Treybal, R. E., 1999), la misma se utiliza para predecir las condiciones a las que ocurre la inundación de la columna. Puesto que ésta condición de funcionamiento es inaceptable, fija un diámetro mínimo de la torre para un sistema dado de condiciones de gas y de líquido. Si se sabe el diámetro mínimo, se especifica un diámetro mayor de funcionamiento.

1. Calcular el valor de la abscisa:

$$\frac{L'}{G'} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} = abcisa \qquad \text{Ec.2.8}$$

Donde:

L´: Flujo del líquido en el fondo de la torre, (lb/h ft^2)

G´: Flujo del gas en el fondo de la torre, (lb/hft^2)

ρ_g: Densidad del gas,(lb/ft^3)

ρ_L: Densidad del líquido,(lb/ft^3)

$$\frac{L'}{G'} = \frac{L_s}{G_s} \qquad \text{Ec.2.9}$$

Debido a que las velocidades másicas del líquido y el gas (L´ y G´ respectivamente), se determinan como, flujo másico entre área de la sección transversal y como esta área es constante, la relación (ecuación 2.8), se cumple

2. Obtener el valor de la ordenada, reorganizar la ecuación y calcular la velocidad másica superficial de inundación.

$$\frac{(G_f)^2 C_f (\mu_L)^{0.2}}{g_c \rho_g \rho_L} \cdot \left(\frac{\rho_W}{\rho_L}\right) = ordenada \qquad \text{Ec.2.10}$$

Donde:

G_f: Velocidad másica de inundación, (lb/h ft^2)

μ_L: Viscosidad del líquido, (cP)

ρ_w: Vensidad del agua, (lb/ft^3)

g_c: Constante de conversión, 4.18*10^8($lb_{masa}ft/lb_{fuerza}h^2$)

3. Calcular la velocidad másica superficial de operación.

$$G_{ope} = f \cdot G_{ind} \qquad \text{Ec.2.11}$$

$$f = 0.6 - 0.75$$

Donde:

G_{ope}: Velocidad másica superficial de operación, (lb/h ft^2)

4. Área transversal de la columna (A),(ft^2)

$$A = \frac{G_s}{Gope} \qquad \text{Ec.2.12}$$

5. Diámetro de la columna (d), (ft)

$$d = \sqrt[2]{\frac{4A}{\pi}} \qquad \text{Ec.2.13}$$

6. Comprobación del relleno.

Una vez calculado el diámetro de la columna se debe comprobar si el tamaño de relleno que se selecciona es el correcto para garantizar buena distribución de líquido dentro de la columna.

Esta comprobación se basa en la relación existente entre el diámetro del relleno seleccionado y el diámetro de la columna calculado; por lo que, para que exista buena distribución de líquido debe cumplirse la siguiente relación:

$$\frac{1}{30} < \frac{D_p}{D_T} < \frac{1}{8}$$ Ec.2.14

2-Calculo de la altura total de la columna:

Para calcular la altura total de la columna se utiliza el criterio de (Brown, G. G. *et. al.*, 1965) que dice que la altura total de la columna será mayor que la calculada para el relleno y contempla:

- Altura de empaque irrigado (Z_1).
- Altura de relleno adicional para asegurar la distribución del líquido (Z_2=0,050 m).
- Altura sobre el relleno para la separación del líquido que puede arrastrarse (Z_3 = 0,75 m).
- Altura por debajo del relleno para introducir y distribuir el vapor y soporte para el relleno (Z_4= 0,75 m).
- Altura para lograr buena retención de líquido (Z_5= 1 m).

La expresión para calcular la altura total de la columna es:

$$Z_T = Z_1 + Z_2 + Z_3 + Z_4 + Z_5$$ Ec.2.15

1. Altura del empaque irrigado**.**

La altura de una columna empacada está referida a la profundidad del material empacante que se necesita para lograr la eficacia requerida de absorción. Cuanto más difícil sea la separación, será requerida una altura mayor del lecho. La determinación de la altura apropiada del lecho es importante pues se afecta la tasa y la eficacia de la absorción.

La determinación de la altura del empaque irrigado está determinada por el conocimiento de los coeficientes de transferencia de masa y de la fase controlante del proceso. (Treybal, R. E., 1999)

- Coeficientes de transferencia de masa

Los coeficientes de transferencia de masa en columnas de rellenos, se determinan por el método de (Shulman, H. L. *et. al*., 1957). Este método se realiza fundamentalmente para determinar los coeficientes de transferencia de masa para la fase gaseosa y líquida.

Los autores a su vez determinaron los coeficientes de transferencia de masa, característicos de los anillos Raschig y de la montura Berl para la fase gaseosa y la fase líquidas que se pueden determinar por las siguientes ecuaciones empíricas:

Fase gaseosa.

$$\frac{F_G Sc_g^{2/3}}{G} = 1.195 \cdot \left[\frac{ds\dot{G}}{\dot{\mu}_{gas}(1-\varepsilon_o)}\right]^{-0.36}$$ Ec.2.16

Donde:

F_G: Coeficiente de transferencia de masa para la fase gaseosa, (lbmol/h ft^2)

Sc_g: Número de Schmidt para el gas, (adimensional).

G: Velocidad superficial molar del gas, (lbmol/ft^{2}h)

ds: Diámetro de una esfera con la misma superficie que una única partícula de relleno,(ft).

G´: Velocidad superficial másica del gas, (lb/ft^{2}h).

μ''_{gas}: Viscosidad, (lb masa/ ft h).

ξo: Espacio vacío de operación, (adimensional).

Fase líquida.

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25.1 \cdot \left(\frac{ds\dot{L}}{\dot{\mu}_{liq}}\right)^{0.45} \cdot Sc_L^{0.5}$$ Ec.2.17

Donde:

k_L: Coeficiente de transferencia de masa para la fase líquida, (lbmol/h ft^2)

D_L: Difusividad del líquido, (ft^2/h).

Sc_L: Número de Schmidt para el líquido, (adimensional).

L´: Velocidad superficial másica del líquida, (lb/ft^{2}h)

$\mu''_{líq}$: Viscosidad, (lb masa/ ft h).

- Fase controlante del proceso.

La fase que controla la transferencia de masa es la que ofrece mayor resistencia a la ocurrencia del proceso, de ahí la importancia de conocer la fase controlante, para calcular la altura.

La resistencia que ofrece cada fase puede determinarse por el inverso de los coeficientes individuales y globales respectivamente.

$$R_{FG} = \frac{\frac{1}{k_{ya}}}{\frac{1}{K_{ya}}} \cdot 100$$ Ec.2.18

$$R_{FL} = \frac{\frac{1}{K_{xa}}}{\frac{1}{K_{xa}}} \cdot 100$$ Ec.2.19

Donde:

R_{FG}: Resistencia que ofrece la fase gaseosa, expresada como porciento de la resistencia global, (%).

R_{FL}: Resistencia que ofrece la fase líquida, expresada como porciento de la resistencia global, (%).

La conversión de un tipo de coeficiente a otro se realiza a través de la tabla que se muestran en el anexo 13.

A partir de los coeficientes individuales kxa y kya, puede realizarse la determinación de los coeficientes globales mediante las siguientes expresiones

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m}{k_{xa}} \qquad \text{Ec.2.20}$$

$$\frac{1}{K_{xa}} = \frac{1}{k_{ya}m} + \frac{1}{k_{xa}} \qquad \text{Ec.2.21}$$

Donde

Kya: Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa referido al gas, lbmol⁄hft^3.

kya: Coeficiente individual volumétrico de transferencia de masa referido al gas, lbmol⁄hft^3.

kxa: Coeficiente individual volumétrico de transferencia de masa referido al líquido, lbmol⁄hft^3.

Kxa: Coeficiente global volumétrico de transferencia de masa referido al líquido, lbmol⁄hft^3.

Una vez determinada la fase controlante se escoge la ecuación de diseño correspondiente a la fase, para determinar la altura de empaque irrigado

Cuando la principal resistencia a la transferencia de masa se encuentra dentro del gas, las expresiones para la determinación de la altura del relleno son:

$$Z = N_{tOG} \cdot H_{tOG} \qquad \text{Ec.2.22}$$

$$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{(1-y)_{*M}\,dy}{(1-y)(y-y^*)} \qquad \text{Ec.2.23}$$

$$N_{tOG} = \int_{y_2}^{y_1} \frac{dy}{y-y^*} + \frac{1}{2}\ln\frac{1-y_2}{1-y_1} \qquad \text{Ec.2.24}$$

$$N_{tOG} = \int_{Y_2}^{Y_1} \frac{dy}{Y-Y^*} + \frac{1}{2}\ln\frac{1-Y_2}{1-Y_1} \qquad \text{Ec.2.25}$$

$$H_{tOG} = \frac{G}{F_{OG}\,a} = \frac{G}{K_y a(1-y)_{*M}} = \frac{G}{K_G a P_t (1-y)_{*M}} \qquad \text{Ec.2.26}$$

Donde:

Z: Altura de empaque irrigado, (ft).

N_{tOG}: Número de unidades de transferencia para la fase gaseosa, (adimensional).

H_{tOG}: Altura de una unidad de transferencia para la fase gaseosa, (ft).

y_1*, y_2*: Composiciones molares del gas en equilibrio, (mol H_2S/mol gas)

Y_1*, Y_2*: Relaciones molares del gas en equilibrio, (mol H_2S/mol gas sin H_2S)

$(1-y)_{*M}$: Promedio logarítmico de 1-y y 1-y*, (adimensional).

$(y-y^*)$ o $(Y-Y^*)$: Distancia vertical entre la línea de operación y la curva de equilibrio, (mol H_2S/mol gas), (mol H_2S/mol gas sin H_2S).

Cuando la principal resistencia a la transferencia de masa se encuentra dentro del líquido, las expresiones para la determinación de la altura del relleno son:

$$Z = N_{tOL} \cdot H_{tOL} \qquad \text{Ec.2.27}$$

$$N_{tOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{(1-x)_{*M}\,dx}{(1-x)(x^*-x)} \qquad \text{Ec.2.28}$$

$$N_{tOL} = \int_{x_2}^{x_1} \frac{dx}{x^*-x} + \frac{1}{2}\ln\frac{1-x_1}{1-x_2} \qquad \text{Ec.2.29}$$

$$N_{tOL} = \int_{X_2}^{X_1} \frac{dx}{X^*-X} + \frac{1}{2}\ln\frac{1-X_1}{1-X_2} \qquad \text{Ec.2.30}$$

$$H_{tOL} = \frac{L}{F_{OL}\,a} = \frac{L}{K_x a(1-x)_{*M}} = \frac{L}{K_L ac(1-x)_{*M}} \qquad \text{Ec.2.31}$$

Donde:

N_{tOL}: Número de unidades de transferencia para la fase líquida, (adimensional).

H_{tOL}: Altura de una unidad de transferencia para la fase líquida, (ft).

x_1*, x_2*: Composiciones molares del líquido en equilibrio, (mol H_2S/mol gas)

X_1*, X_2*: Relaciones molares del líquido en equilibrio, (mol H_2S/mol gas sin H_2S).

$(1-x)_{*M}$: Promedio logarítmico de 1-x y 1-x*, (adimensional).

(x^*-x) o (X^*-X): la distancia vertical entre la línea de operación y la curva de equilibrio, (mol H_2S/mol gas), (mol H_2S/mol gas sin H_2S).

Si la mezcla gaseosa esta diluida N_{tOG} se puede determinar cómo:

$$N_{tOG} = \frac{y_1-y_2}{(y-y^*)_M} \qquad \text{Ec2.32}$$

Donde:

$(y-y^*)_M$: es la media logarítmica entre la composición del líquido y la composición en el equilibrio, (adimensional)

Si se aplica la Ley de Henry resulta que para los absorbedores:

Ley de Henry:

$$y^* = \frac{P^*}{P_t} = mx \qquad \text{Ec.2.33}$$

$$N_{tOG} = \frac{\ln\left[\left(\frac{y_1 - mx_2}{y_2 - mx_2}\right)\left(1 - \frac{1}{A}\right) + \frac{1}{A}\right]}{1 - \frac{1}{A}} \qquad \text{Ec.2.34}$$

$$N_{tOL} = \frac{\ln\left[\left(\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}\right)(1 - A) + A\right]}{1 - A} \qquad \text{Ec.2.35}$$

Donde:

A: Factor de absorción, (adimensional) y se obtiene como:

$$A = \frac{L}{mG} \qquad \text{Ec.2.36}$$

3-Cálculo de la cantidad de unidades de empaque necesario y el peso de los mismos.

Para calcular la cantidad de unidades de empaque necesario y el peso de las mismas; se calcula el volumen que ocupan los empaques dentro de la columna a partir de la siguiente expresión:

$$V = \frac{\pi d^2}{4} \cdot Z_1 \qquad \text{Ec.2.37}$$

Donde:

V: Volumen que ocupa los empaques dentro de la columna, (m^3).

d: Diámetro de la columna,(m).

Z1: Altura del empaque irrigado, (m).

(Perry, R. H., 2007) expresa un criterio para calcular el número de empaques por unidades de volumen y el peso de los empaques por m^3. Este criterio se muestra en el anexo 14.

2.4.3 Cálculo de la caída de presión (ΔP) total de la columna.

Para calcular la caída de presión de la columna se tuvo en cuenta la siguiente expresión matemática:

$$\Delta P = \Delta P_{empaqueirrigado} + \Delta P_{empaqueseco} + \Delta P_{expansióncontracción} \qquad \text{Ec.2.38}$$

Donde:

ΔP: caída de presión total de la columna, (Pa).

$\Delta P_{\text{empaque irrigado}}$: caída de presión del empaque irrigado, (Pa).

$\Delta P_{\text{empaque seco}}$: caída de presión del empaque seco, (Pa).

$\Delta P_{\text{expansión contracción}}$: caída de presión de expansión contracción, (Pa).

La caída de presión ΔP empaque seco que, como su nombre lo indica se produce en el empaque seco y que se ubica por encima del distribuidor de líquido, para evitar pérdidas de líquido en la columna y se calcula por la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P}{Z} \cdot \frac{6g'_c \rho_g}{C_f G^2} = 1.75 \qquad \text{Ec.2.39}$$

Donde:

Z: Altura en el empaque seco, (longitud).

g´c: Aceleración de la gravedad= $4{,}18*10^8 ft/h^2$

ρg: Densidad del gas, (masa/volumen).

CF: constante de características del empaque, (adimensional)

G: velocidad másica superficial del gas. (masa / tiempo longitud^2).

La caída de presión (ΔP expansión contracción), es aquella que se produce por el cambio brusco del diámetro de la columna y las tuberías de entrada y salida del gas en la misma (Pávlov, K. F. *et. al*, 1981)y se calcula por la siguiente ecuación:

$$\Delta P_{expansióncontracción} = \frac{\sum \xi V^2_{gas} \rho_g}{2} \qquad \text{Ec.2.40}$$

Donde:

ξ: coeficiente de resistencia local, (adimensional)

Coeficiente de resistencia local	
Expansión	1
Contracción	0,5

Vgas: volumen de gas que entra y sale de la columna, (longitud/ tiempo). Se determina por:

$$V_{gas} = \frac{G_{gas}}{A} \qquad \text{Ec.2.41}$$

G_{gas}: Flujo de gas, (m^3/h).

ρg: Densidad del gas, (masa/volumen).

Conclusiones parciales del Capítulo 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 integral de la torre absorbedora se desarrollan los modelos de simulación y se seleccionan los simuladores de procesos *Hysys y Chemcad* atendiendo a los siguientes criterios:
   - En el s*oftware Hysys* se determina si el diámetro de la torre, la altura del empaque irrigado, la composición de H_2S a la salida y la caída de presión, se ajustan a las condiciones actuales de operación.
   - En el *software Chemcad* se determinan los flujos de gas y de líquido y salida y la eficiencia de la torre.

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

CAPÍTULO III. DISCUSIÓN DE RESULTADOS. PROPUESTA DE MEJORA.

En este capítulo se desarrollan los modelos de simulación los cuales fueron aplicados con la ayuda de los simuladores *Hysys y Chemcad*. Fueron establecidos tres diseños de experimentos para validar el modelo de simulación. Finalmente se presentan las propuestas de mejora.

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

El desarrollo del modelo de simulación se realiza según se explica en el capítulo anterior (Epígrafe 2.3). A continuación 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. A los resultados obtenidos por el *software* se les aplicó un criterio de sobrediseño del 25 % según consideraciones de los proveedores.

Tabla 3.1. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos.

Variables	Diseño	*HYSYS*	Error %
Diámetro de la torre (m)	1,20	1,00	20,63
Altura del empaque irrigado (m)	9,90	9,20	6,89
Composición de H_2S	0	0	0
Caída de presión (kgf/cm^2)	0,50	0,30	39.20

Como se aprecia en la tabla anterior, los errores al simular la operación de la T-01-304 en el diámetro de la torre y la caída de presión superan el valor de un 10% comparado con las condiciones de diseño. La altura del empaque irrigado y la composición de H_2Sno superan el error relativo. Por tal motivo el modelo no representa adecuadamente la operación de la torre absorbedora y no se puede utilizar como criterio de evaluación. Pero queda demostrado un sobrediseño tal que no afecta las variaciones de flujo que pudieran surgir durante la operación y el proceso.

3.2. Implementación y validación del modelo de simulación de la T-01-304 en Chemcad.

El desarrollo del modelo de simulación se realiza según se explica en el capítulo anterior (Epígrafe 2.3). En la tabla 3.2 y 3.3 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 3.2 Análisis comparativo para los flujos de gas de entrada y salida en la torre de diseño y los obtenidos por el modelo.

		Gas entrada			Gas salida		
		Diseño	Simulación	Error %	Diseño	Simulación	Error %
Comp,	U/M						
H_2	kg/h	8	8	0	8	7,99	0,011
CH_4	kg/h	139	139	0	139	138,90	0,017
C_2H_6	kg/h	475	475	0,00002	475	474,90	0,02
C_3H_8	kg/h	532	532	0,00002	532	531,89	0,019
C_4H_{10}	kg/h	325	325	0	325	324,96	0,012
C_5H_{12}	kg/h	211	211	0	211	209,65	0,63
H_2S	kg/h	101	101	0	0	0	
C_6H_{14}	kg/h	713	713	0	713	707,34	0,79
H_2O	kg/h	0	0		0	90,25	
DEA	kg/h	0	0		0	0,0021	
Total	kg/h	2504	2504		2403	2485,99	

Tabla 3.3 Análisis comparativo para los flujos de líquido de entrada y salida en la torre de diseño y los obtenidos por el modelo.

		DEA entrada			DEA salida		
		Diseño	Simulación	Error %	Diseño	Simulación	Error %
Comp,	U/M						
H_2	kg/h	0	0		0	0,00090	
CH_4	kg/h	0	0		0	0,025	
C_2H_6	kg/h	0	0		0	0,095	
C_3H_8	kg/h	0	0		0	0,10	
C_4H_{10}	kg/h	0	0		0	0,034	
C_5H_{12}	kg/h	0	0		0	1,34	
H_2S	kg/h	0	0		101	101	0
C_6H_{14}	kg/h	0	0		0	5,65	
H2O	kg/h	7055	7054,02	0,013	7055	6963,76	1,29
DEA	kg/h	1945	1945,97	0,05	1945	1945,97	0,050
Total	kg/h	9000	9000	0	9101	9017,99	0,91

En la tabla 3.1 y 3.2 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, aunque como se puede observar en los valores de diseño no se contempla que la amina absorba una pequeña fracción de los gases, pero estas pérdidas en este tipo de proceso es normal, así como la perdida de solución 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 las corriente de gas y que no intervienen en el proceso difusivo, considerados como inertes, no son considerados como pérdidas apreciables, pues el error no supera el 2 %. Se obtuvo una eficiencia de la torre del 85 %, valor adecuado para este tipo de sistema. Se considera este comportamiento normal, dado la temperatura, presión del fondo y tope de la columna. Teniendo en cuenta estos elementos se considera que el modelo se ajusta a los parámetros de este tipo de proceso.

3.2.4. Validación del modelo de simulación en Chemcad.

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 de experimentos expuestos en capítulo II, sub-epígrafe 2.3.2.

En la tabla 3.4 y la figura 3.4 se muestran los resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #1 al modelo.

Tabla 3.4 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #1.

Flujo de gas hidrocarbonado S2, (kg/h)	Flujo de H_2S en el gas de salida S3, (kg/h)
1000	0,1488
2500	0,3738
3000	0,4439
3500	0,5097

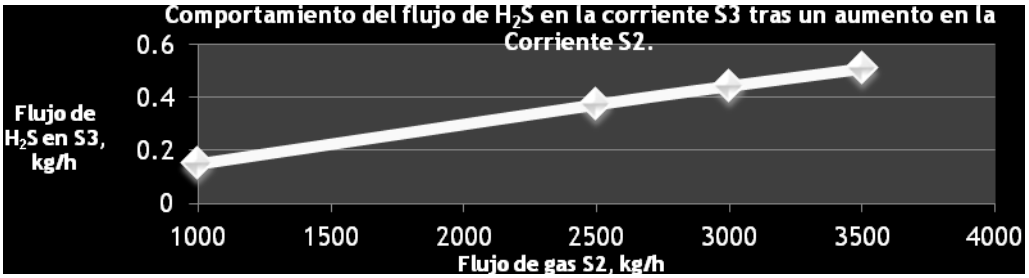


Figura 3.4 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #1.

Se puede apreciar que al aumentar el flujo de gas a la entrada de la torre, manteniendo la fracción másica de H_2S constante en esta corriente se produce un aumento del flujo de H_2S en la salida del absorbedor. Estos resultados son lógicos debido a que la eficiencia de la planta se mantiene constante y por tanto un incremento del flujo a la entrada provoca un aumento de la composición de H_2S a la salida.

En la tabla 3.5 y la figura 3.5 se muestran los resultados obtenidos tras la aplicación del estudios # 2 al modelo.

Tabla 3.5 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #2.

Fracción másica de H_2S en la corriente S2 (%)	**Flujo de H_2S en la corriente S2 (kg/h)**	**Flujo de H_2S en la corriente S3 (kg/h)**
0,01	25,04	0,3846
0,04	100,16	0,3742
0,08	200,32	0,3567
0,1	250,4	0,3599
0,16	400,64	20,03

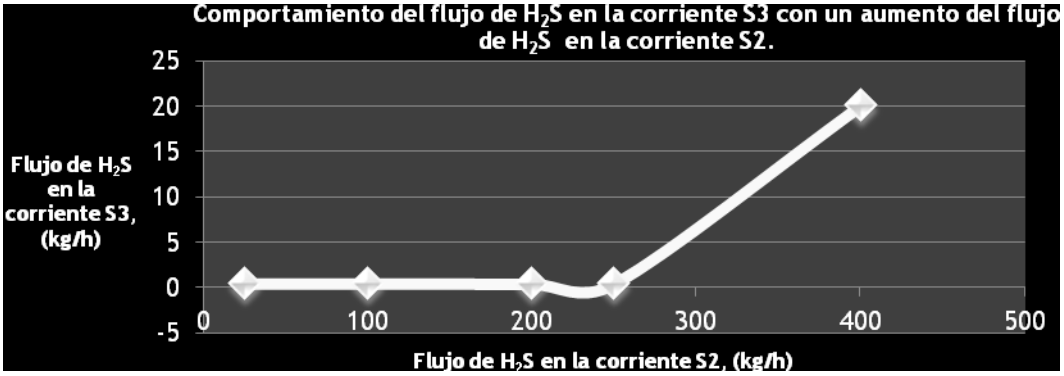


Figura 3.5 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #2.

Se puede apreciar que al variar la composición de H_2S 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 H_2S en la salida del absorbedor se mantiene prácticamente constante hasta un flujo aproximado de 250 kg/h en el gas de entrada, pero al añadirse flujos mayores a este, comienza a ascender rápidamente. Estos resultados son lógicos debido 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 H_2S en el gas y el solvente. A medida que la composición de H_2S en el gas comienza a aumentar, el equilibrio se altera y para su

restablecimiento se difunde el H_2S 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 gas ácido en el gas dulce aumenta y no se cumple con los requisitos de este tipo de proceso.

En la tabla 3.6 y la figura 3.6 se muestran los resultados obtenidos tras la aplicación del estudios # 3 al modelo.

Tabla 3.6 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #3.

Flujo de DEA en la corriente S1 (kg/h)	**Flujo de H_2S en la corriente S3 (kg/h)**	**Flujo de H_2S en la corriente S1(kg/h)**
6000	0,3943	11,63
8000	0,4044	15,5166
10000	0,407	19,393
12000	0,4055	23,2771
14000	0,406	27,1599

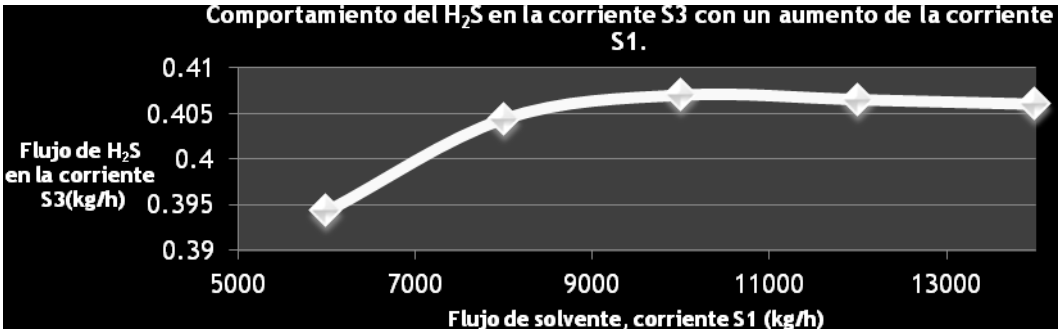


Figura 3.6 Resultados obtenidos tras la aplicación del estudio #3.

Se puede apreciar que al aumentar el flujo de solvente a la entrada de la torre manteniendo la composición de H_2S constante en el flujo de gas a endulzar, la composición de este en el gas del tope comienza aumentar hasta que en un punto se estabiliza y se aprecia un comportamiento estable. Estos resultados son lógicos debido que se alcanza el equilibrio y aunque se continúe aumentando la amina no se lograra remover más gas ácido.

Después de analizados los resultados de los experimentos aplicados al modelo se determina que este responde de acuerdo a lo esperado, por tanto se valida el modelo y se puede proceder a su utilización para obtener propuestas de mejoras para la operación de la torre absorbedora.

3.3. Propuestas de mejoras para la operación de la 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 para dos casos, un primer caso donde la composición de H_2S en el gas y la amina se mantienen en su punto más bajo y un segundo caso donde la composición de H_2S en el gas y la amina se mantiene en su punto más alto.

3.3.1. Análisis de la operación, Caso1.

Cuando se manifiesta el caso 1 en la operación se aprecia un alto arrastre de solvente en el gas y la composición del H_2S en el gas endulzado se mantiene alrededor de los 160 - 180 ppm, 60-80 ppm más de lo permitido por la metalurgia del sistema.

A continuación se define la composición de las corrientes para la modelación del caso 1.

1. Definir corriente S1.

La corriente S1 es el flujo de la solución de MDEA al 40 % con 0.002 mol H_2S /mol MDEA.

Flujo de solvente m^3/h	***Temperatura ºC***	***Presión kgf/cm^2***
8,3	50	6,0

2. Definir corriente S2.

La corriente S2 es el flujo de gas hidrocarbonado que se recibe del tambor separador B-01-305. La composición (tabla 3.7) quedando definida la corriente S2.

Flujo de gas Nm^3/h	***Temperatura ºC***	***Presión kgf/cm^2***
750	45	1.7

Tabla 3.7. Composición de S1.

Componentes	Fracción masa
H_2	0,0008
C_1	0,028
C_2	0,13
C_3	0,056
nC_4	0,27
iC_4	0,35
nC_5	0,10
iC_5	0,045
H_2S	0.0094

En la Tabla 3.8 se muestran los resultados de la simulación de la operación actual con el *software Chemcad.*

El interés es lograr una remoción del H_2S igual o mayor, 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 y que además responda a los requerimientos establecidos para la selección de la metalurgia, garantizándose el mínimo flujo de solvente posible para endulzar el gas y evitar las pérdidas de este a la salida de la torre absorbedora. Con el fin de lograr este objetivo se propone una primera variante, la que consiste en variar el flujo de solvente a la entrada del absorbedor en un rango de 1500-8000 con el fin de mantenerlo por debajo de valor utilizado hoy. En la tabla 3.9 y en las figuras 3.7 y 3.8 se muestran los resultados obtenidos producto de dicha variación.

Tabla 3.8. Resultados de la modelación para la operación actual. Caso 1.

Componentes		**Gas entrada**	**Gas salida**	**MDEA entrada**	**MDEA salida**
H_2	kg/h	1,2877	1,2875	0	0,00
C_1	kg/h	45,0702	45,0592	0	0,01
C_2	kg/h	209,2548	209,1987	0	0,06
C_3	kg/h	90,1406	90,1171	0	0,02
nC_4	kg/h	434,6059	434,5363	0	0,07
iC_4	kg/h	563,3784	563,3124	0	0,07
nC_5	kg/h	173,8425	167,5252	0	6,32
iC_5	kg/h	72,4344	70,3935	0	2,04
H_2S	kg/h	14,4862	0,2692	12,3671	26,58
MDEA	kg/h	0	0,0275	3595,0263	3595,03
H_2O	kg/h	0	49,4426	5392,5847	5343,14

Tabla 3.9. Resultados 1era variante.

	Corriente: S3			**Corriente: S3**	
Corriente: S1	H_2S	Solvente	S1	H_2S	Solvente
1500	0,204	37,66969	5000	0,2673	49,0252
2000	0,2285	42,5186	5500	0,268	49,1516
2500	0,2486	45,0871	6000	0,2685	49,2324
3000	0,2556	46,9708	6500	0,2694	49,4321
3500	0,2607	47,8874	7000	0,2695	49,4537
4000	0,2635	48,3099	7500	0,2697	49,4707
4500	0,2656	48,6477	8000	0,2697	49,4707

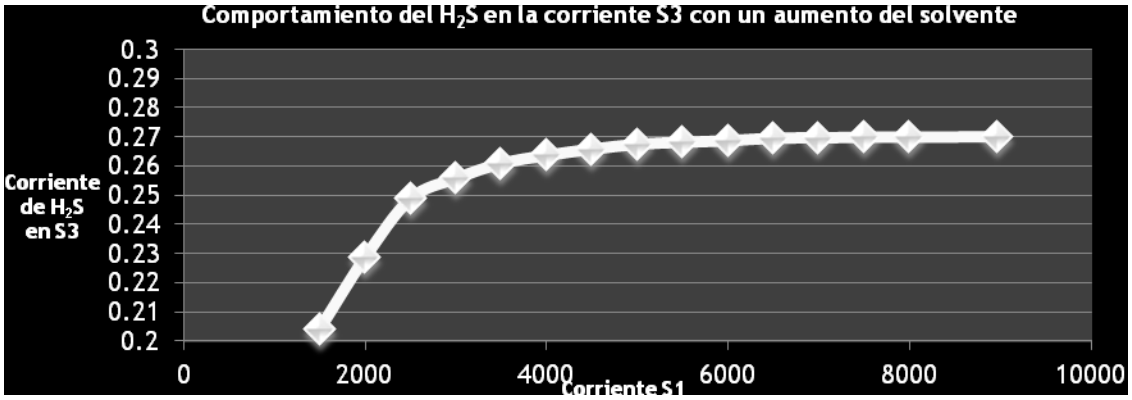


Figura 3.7 Comportamiento del H_2S en la corriente S3.

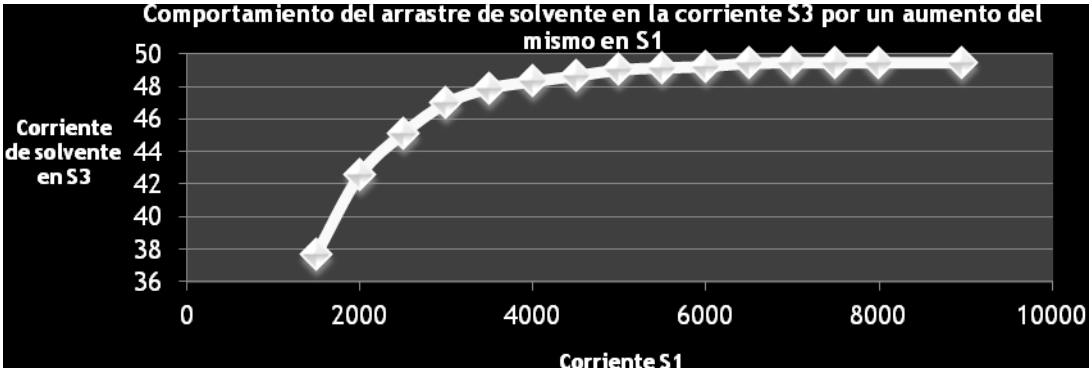


Figura 3.8 Comportamiento del arrastre de solvente en la corriente S3.

Después de analizados se puede observar que a medida que se aumenta el flujo de solvente, aumenta gradualmente la composición de H_2S y el arrastre de solvente en el gas hasta que no se alcance el equilibrio, por tanto por los resultados obtenidos el flujo óptimo para las condiciones de trabajo son de 1500 kg/h de solvente, para el cual se reporta el mínimo flujo de H_2S y solvente a la salida del gas. En la tabla 3.10 los resultados obtenidos por el *software* para el flujo óptimo de solvente.

Tabla 3.10. Resultados de la modelación para un flujo de solvente de 1500 kg/h.

Componentes		Gas entrada	Gas salida	MDEA entrada	MDEA salida
H_2	kg/h	1,28	1,28	0	0
C_1	kg/h	45,07	45,068	0	0,0022
C_2	kg/h	209,25	209,24	0	0,026
C_3	kg/h	90,14	90,13	0	0,0056
nC_4	kg/h	434,60	434,58	0	0,016
iC_4	kg/h	563,37	563,36	0	0,015
nC_5	kg/h	173,84	172,23	0	0,50
iC_5	kg/h	72,43	71,92	0	1,61
H_2S	kg/h	14,48	0,204	2,06	16,34
MDEA	kg/h	0	0,017	599,17	599,15
H_2O	kg/h	0	37,65	898,76	861,11
Totales	kg/h	**1604,50**	**1625,71**	**1500,00**	**1479.90**

Por la dirección de operaciones de la refinería Camilo Cienfuegos se informó que 1 kg de MDEA cuesta $3,87 CUC en el mercado internacional, en la tabla 3.11 se presenta cuanto se ahorra si el gas pudiera ser tratado con un flujo de 1500 kg/h.

Tabla 3.11. Comparación de los gastos operacionales en la compra de solvente.

	Flujo de solvente (kg/h)	Masa de MDEA en el solvente	Costos ($)
	8964.75	3595.026	13912.75
	1500	599.17	2318.80
Ahorro			11593.94

Como se mostró en la tabla 2.2 del epígrafe 2.2 del capítulo 2 el flujo mínimo que se le puede suministrar a la torre absorbedora es de 6 m^3/h, ya que el sistema de trasiego instalado responde a estas características. Dado que la planta hoy trabaja al 60 % de su capacidad y la torre trabaja para el 50 % de la suya, es lógico que el flujo óptimo sea prácticamente 4 veces menor que el mínimo que se le puede suministrar, no se debe dejar de destacar que el sistema fue diseñado para una amina menos selectiva y en una porción que representa la mitad de la suministrada.

En la tabla 3.12 se muestran los resultados de la modelación para un flujo de 6100 kg/h aproximadamente los 6 m^3/h y en la tabla 3.13 se presenta cuanto se ahorra si el gas pudiera ser tratado con un flujo de 6100 kg/h.

Tabla 3.12. Resultados de la modelación para un flujo de solvente de 6100 kg/h.

Componentes		Gas entrada	Gas salida	MDEA entrada	MDEA salida
H_2	kg/h	1.2877	1.2876	0	0.0001
C_1	kg/h	45.0702	45.0625	0	0.0077
C_2	kg/h	209.2548	209.2152	0	0.0396
C_3	kg/h	90.1406	90.1241	0	0.0165
nC_4	kg/h	434.6059	434.5565	0	0.0495
iC_4	kg/h	563.3784	563.3315	0	0.0469
nC_5	kg/h	173.8425	169.3224	0	4.52
iC_5	kg/h	72.4344	70.9789	0	1.4555
H_2S	kg/h	14.4862	0.2686	8.3797	22.5973
MDEA	kg/h	0	0.0273	2436.6459	2436.6187
H_2O	kg/h	0	49.2131	3654.974	3605.7599
Totales	kg/h	**1604.5007**	**1633.3877**	**6099.9996**	**6071.1117**

Tabla 3.13. Comparación de los gastos operacionales en la compra de solvente.

	Flujo de solvente (kg/h)	Masa de MDEA en el solvente	Costos ($)
	9864.75	3595.0263	13912.7518
	6000	2436.6459	9429.81963
Ahorro			4482.93215

3.3.2. Análisis de la operación, Caso 2.

Cuando se manifiesta el caso 2 en la operación se presencia un alto arrastre de solvente en el gas y la composición del H_2S en el gas endulzado es mayor que 200 ppm.

A continuación se define la composición de las corrientes para la modelación del caso 1.

1. Definir corriente S1.

La corriente S1 es el flujo de la solución de MDEA al 40 % con 0,007 mol H_2S /mol MDEA.

Flujo de solvente m^3/h	***Temperatura ºC***	***Presión kgf/cm^2***
8.3	50	6,0

2. Definir corriente S2.

La corriente S2 es el flujo de gas hidrocarbonado que se recibe del tambor separador B-01-305.La composición (tabla 3.14) queda definida la corriente S2.

Flujo de gas Nm^3/h	***Temperatura ºC***	***Presión kgf/cm^2***
750	45	1,7

Tabla 3.14. Composición de S1.

Componentes del Gas Hidrocarbonado	Fracción masa
Hidrógeno (H_2)	0,0063
Metano (CH_4)	0,37
Etano (C_2H_6)	0,17
Propano (C_3H_8)	0,10
n-Butano (C_4H_{10})	0,02
i-Butano (C4H10)	0,04
n-Pentano (C_5H_{12})	0,03
i-Pentano (C5H12)	0,04
Hexano (C_6H_{14})	0.16

En la Tabla 3.15 se muestran los resultados de la simulación de la operación actual con el *software Chemcad.*

Tras la modelación del caso 2 se puede observar que la presencia de H_2S en el gas endulzado aumentó alrededor de 10 veces, respecto a la obtenida tras la modelación del caso 1, aunque se debe destacar que para un mismo flujo de gas a endulzar la concentración del gas agrio supera el 6 %, mientras que para el caso 1 esta no llega al 1% además un mismo flujo de solvente se contamina en un 0,005 mol H2S/mol MDEA más.

El objetivo es disminuir la presencia del H_2S en el gas endulzado por lo que 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 3.9 y en las figuras 3.7 y 3.8 se muestran los resultados obtenidos producto de dicha variación.

Tabla 3.15. Resultados de la modelación para la operación actual. Caso 2.

Componentes		Gas entrada	Gas salida	MDEA entrada	MDEA salida
H_2	kg/h	5,26	5,26	0	0,0008
C_1	kg/h	310,92	310,85	0	0,072
C_2	kg/h	143,63	143,60	0	0,036
C_3	kg/h	81,12	81,10	0	0,019
nC_4	kg/h	20,64	20,63	0	0,0031
iC_4	kg/h	37,00	37,00	0	0,0041
nC_5	kg/h	26,24	25,33	0	0,91
iC_5	kg/h	30,10	29,29	0	0,80
C_6	kg/h	133,57	127,37	0	6,19
H_2S	kg/h	52,052	10,97	72,89	113,96
MDEA	kg/h	0	0,024	3330,84	3330,81
H_2O	kg/h	0	47,69	4996,26	4948,70
Totales	kg/h	840,56	839,15	8400	3452,83

Tabla 3.16. Resultados 1era variante para el caso 2.

	Gas salida	
Flujo de solvente (kg/h)	H_2S	Solvente
9000	10.9799	47.72
10500	10.9838	47.68
12000	10.8702	47.64
13500	10.8943	47.61
15000	10.971	47.59

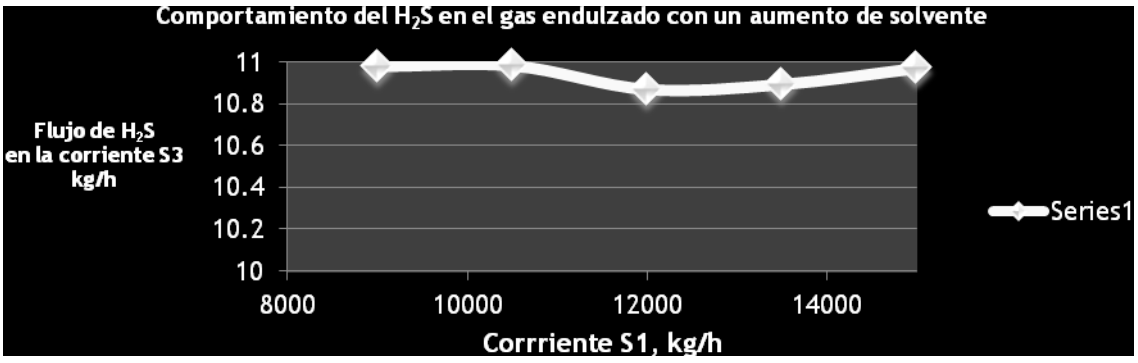


Figura 3.9 Comportamiento del H_2S con un aumento de solvente.

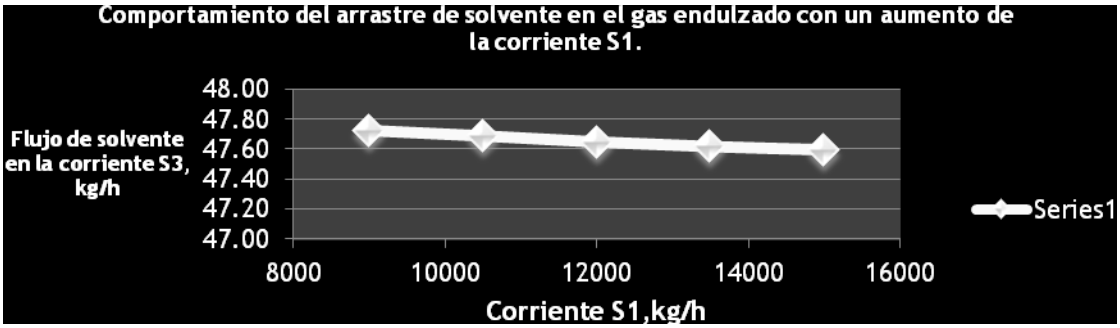


Figura 3.10 Comportamiento del arrastre de solvente en el gas hidrocarbonado endulzado

Después de obtenidos los resultados para esta variante se determina que un aumento de solvente no soluciona la problemática de este caso de estudio, la mejor opción sería aumentar la concentración de la amina, pero como este es un proceso continuo, donde interviene más de una torre de absorción y las operaciones en estas requieren de un solvente con un 40 % de concentración de MDEA, esta variación no se puede utilizar. Lo más recomendado es mantener la planta regeneradora de amina trabajando al diseño para obtener un solvente con una composición de 0,002 molH_2S/mol MDEA para reducir la presencia del H_2S en el gas endulzado por debajo de los 200 ppm. En la tabla 3.17 y figuras 3.11 y 3.12 se muestran los resultados de este análisis.

Tabla 3.17 Resultados 2da variante para el caso 2.

	Gas salida	
Flujo de solvente (kg/h)	**H_2S**	**Solvente**
3000	0,2136	46,46
4000	0,2139	47,1238
5000	0,2165	47,3318
6000	0,2166	47,616
7000	0,2161	47,3304
8000	0,2179	47,3303
9000	0,2175	47,3134

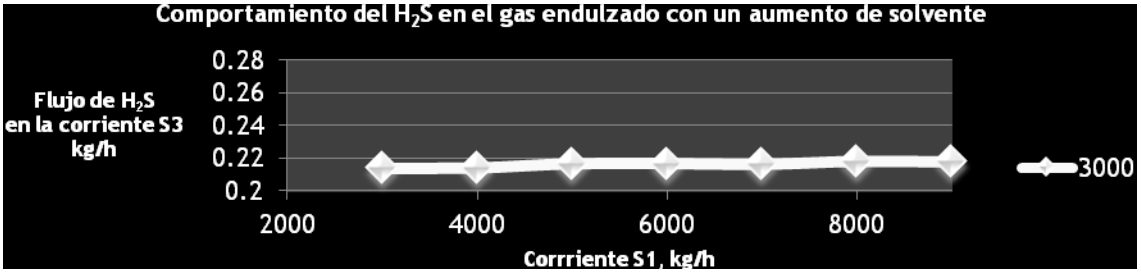


Figura 3.11 Comportamiento del H_2S con un aumento de solvente

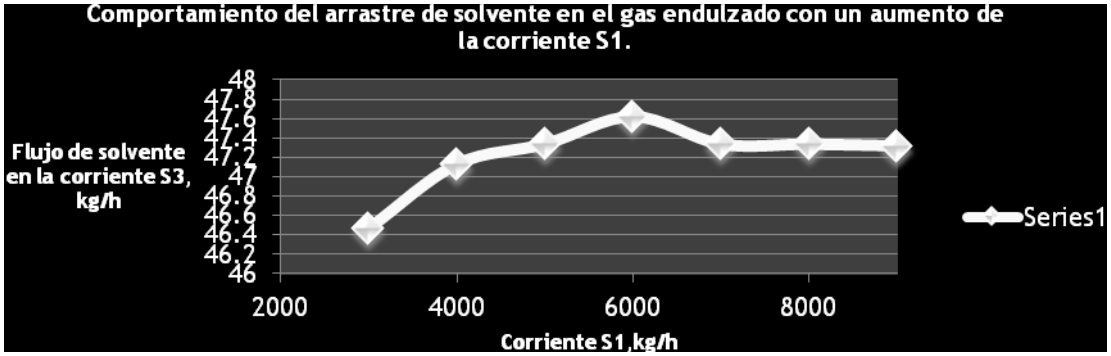


Figura 3.12 Comportamiento del arrastre de solvente en el gas hidrocarbonado endulzado.

3.3.3 Propuestas de mejoras para la operación de la T-01-304.

Actuamente a la torre absorbedora se le suministra aproximadamente 269.39 kmol/h m^2 de solvente, sin embargo en (Perry, R. H., 2007) se recomienda que para torres de diámetro 1.2 m el flujo de líquido apropiado es 40 kmol/h m^2, entonces, atendiendo a este criterio y a los analisis realizados se comprueba que el flujo de solvente que se suinistra a la operación es excesivo. En las variantes presentadas con anterioridad se demuestra que se puede operar con un flujo de solvente menor obteniendose buenos resultados, se cumplen con las especificaciones del gas combustible y se rebajan los arrastres de solventes. Aunque dada las condiciones de diseño del sistema de trasiego no se puede utilizar el flujo optimo obtenido en las corridas del *software*, se recomienda realizar una sustitución del mismo.

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 estudio como se ha mencionado se opera al 50 % de la capacidad de la torre y como se muestra a continuación no se excede la velocidad de diseño.

Diseño	Real
3404.72 lb/hft^2	1702.15 lb/hft^2

Por tanto como criterio de buenas prácticas se recomienda la instalación de un tambor separador a la salida de la torre para recuperar el solvente perdido. Esta medida, si bien es cierto que no limita el arrastre de solvente, si permite al menos su recuperación, lo que disminuirá las pérdidas económicas que ocasiona con dicho arrastre. Además se recomienda una revisión mecánica de los retenedores de líquido que podrían ser otra causa de los arrastre de solvente.

Los resultados obtenidos en las propuestas para el caso 1 y caso 2 manifestaron que: si la planta recuperadorade amina trabaja al diseño y logra un solvente con una composición de H_2S de 0.002 molH_2S/mol MDEA, entonces después del endulzamiento se obtiene un gas con una concentración de H_2S en el rango de los 120-160 ppm, que si bien se cumplen con las especificaciones del gas combustible de baja no se responde a las exigencias del sistema metalúrgico instalado, por tanto la propuesta más recomendable es la reactivación de la T-01-305, que por proyecto ruso sería la que removería mayor carga de H_2S, como una segunda etapa del proceso de endulzamiento garantizando los requisitos del proceso.

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 poceso continuo están condicionado a otros equipos que responden a estos rangos de operación.

En (Vian, A. & Ocón, J., 1952) se plantea que la solubilidad de un gas depende de la presión paracial del gas y no de la presión total del sistema, siempre que esta no sobrepase las 5 atm, ahora cuando es mayor a esta, la solubilidad varía con la presión. El sistema tratado no sobrepasa las 2 atm por lo que esta no interfiere en la solubilidad del H_2S en la amina y no se justifica el exceso de líquido para secuestrar más H_2S.

3.4 Desarrollo de la metodología de rediseño de la T-01-304.

En la figura 3.13 se representa un esquema de la columna de absorción con los diferentes flujos líquidos y gaseosos de entrada y salida, con la composición del compuesto que se quiere eliminar, tanto en el líquido como en el gas:

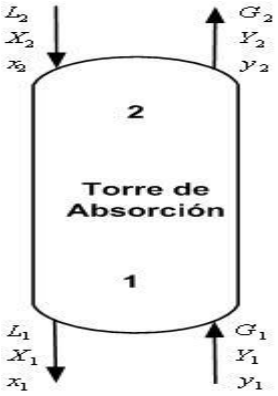


Figura 3.13. Esquema de la columna de absorción.

Dónde:

G_1: Flujo de gas hidrocarbonado con alto contenido de H_2S. (Nm^3/h)

G_2: Flujo de gas con bajo contenido de H_2S. (Nm^3/h)

L_1: Solución acuosa de MDEA pobre en H_2S (g). (m^3/h)

L_2: Solución acuosa de MDEA rica en H_2S. (m^3/h)

Y_1, Y_2, X_1, X_2: Relaciones molares del sulfuro de hidrógeno en las corrientes líquido y gas respectivamente. (kmol A/kmol B)

y_1, y_2, x_1, x_2: Fracciones molares del sulfuro de hidrógeno en las corrientes líquido y gaseoso respectivamente. (kmol A/kmol (A+B))

En la Tabla 3.18 se presentan los valores que se utilizaron para el rediseño de la torre.

Tabla 3.18 Datos para la metodología de rediseño.

Parámetros	*Gas Hidrocarbonado estable*	*Parámetros*	*Solvente*
G_1	750	L_1	-
G_2	-	L_2	-
y_1	0,068	x_1	-
y_2	0,0001	x_2	0,007
Y_1	0,073	X_1	-
Y_2	0,0002	X_2	0,007

En el anexo 6 se presenta la curva de solubilidad a 40 °C y 1 atm. En los anexos 7 y 8 se presentan las propiedades físicas de los fluidos y las masas molares y composiciones, de los compuestos del gas hidrocarbonado, excepto el H_2S para las condiciones de operación antes mencionadas. En el anexo 9 el cálculo de la masa molecular del gas hidrocarbonado.

Desarrollando la metodología de rediseño expuesta en el Capítulo II para el caso de estudio se lograron los siguientes resultados.

1. Determinación del flujo de amina.

La concentración máxima en el equilibrio se determina por la Ec.2.2.

$y_1 = m \cdot x_{1max}$; despejando

$x_{1max} = 0{,}33$

La relación molar del H_2S se obtiene en la Ec.2.6

$$X_{1máx} = \frac{x_{1máx}}{1 - x_{1máx}} = 0{,}5$$

La línea de operación de pendiente mínima se determina por Ec.2.3.

$$\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{min} = \frac{(Y_1 - Y_2)}{(X_{1máx} - X_2)} = 0{,}15$$

El flujo de gas sin sulfuro de hidrógeno se obtiene por la Ec.2.5.

$G_S = G_1(1 - y_1) = 137{,}43\, lbmol/h$

El flujo de gas, expresado como flujo molar:

$G_1 = 1500 Nm^3 = 66{,}92\, kmol/h = 147{,}54\, lbmol/h$

Despejando la Ec.2.3 se obtiene el flujo de líquido sin sulfuro de hidrógeno mínimo.

$L_{S_{mín}} = 20{,}41 lbmol/h$

El flujo de disolvente sin H_2S de operación se obtiene por la Ec.2.7.

$L_{S\,op} = (1{,}5 - 2) L_{S\,min} = 40{,}81 lbmol/h$

Finalmente:

$$X_1 = \frac{(Y_1 - Y_2)}{\left(\frac{L_S}{G_S}\right)_{ope}} + X_2$$

$X_1 = 0{,}25$

La fracción molar del sulfuro de hidrógeno se obtiene con la siguiente expresión:

$$x_1 = \frac{X_1}{1 + X_1} = 0{,}2$$

El flujo de disolvente pobre y rico en H_2S se obtiene de la Ec.2.4.

$L_s = L(1 - x)$; despejando

$L_1 = 59{,}9\ lbmol/h \cdot 27{,}3\ lb/lbmol = 1389{,}46\, lb/h = 0{,}62\, m^3/h$

$L_{2=} 41{,}1\ lbmol/h \cdot 27{,}3\, lb/lbmol = 1122{,}03\, lb/h = 0{,}5\, m^3/h$

En la figura 3.14 se presentan las diferentes curvas del sistema MDEA-H_2S.

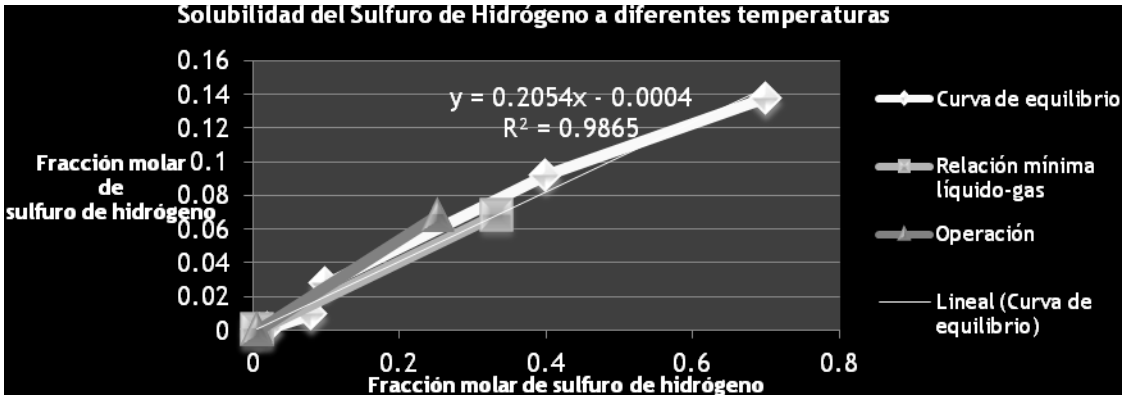


Figura 3.14. Curvas de equilibrio, relación mínima de líquido-gas y de operación del sistema MDEA-H_2S.

2. Cálculo del diámetro de la columna:

Se calcula con el empaque original de la torre anillos *Raschig* cerámica de 2 pulgadas de tamaño nominal, al que le corresponde un valor de CF=65. (anexo 10)

Los parámetros de operación, deben tomarse en el lugar de la columna (tope o fondo), donde exista la mayor cantidad de flujo de líquido y gas. En este caso de estudio se toma para el fondo de la columna, Estos parámetros se determinan para el máximo de flujo que se puede procesar en la columna,

El valor de la abscisa se determina por la Ec.2.8.

$$\frac{L'}{G'} \cdot \sqrt{\frac{\rho_g}{\rho_L}} = 0{,}018$$

El valor de la ordenada se obtiene del anexo 11.

$\frac{(G_f)^2 C_f (\mu_L)^{0,2}}{g_c \rho_g \rho_L} \cdot \left(\frac{\rho_W}{\rho_L}\right) = 0{,}22$; despejando

$G_f = 3697{,}84 lb/\text{h ft}^2$

La velocidad másica superficial de operación se obtiene de la Ec.2.11.

$G_{ope} = 2218{,}70 \text{ lb/h ft}^2$

El área transversal de la columna se determina por la Ec.2.12.

$$A = \frac{G_1}{Gope} = 2{,}50 \text{ ft}^2 = 0{,}23 m^2$$

El diámetro de la columna se determina por la Ec.2.13.

$$d = \sqrt[2]{\frac{4A}{\pi}} = 1{,}78ft = 0{,}6\ m$$

3. Comprobación del relleno.

$$\frac{1}{30} < \frac{D_p}{D_T} < \frac{1}{8}$$

$$0{,}033 < 0.0825 < 0{,}125$$

Atendiendo al criterio expuesto en la Tabla 1.1 del Capítulo I, el empaque más adecuado sería 1.5 pulgadas, pero para empaques de diámetros menor a 2 pulgadas se encarecen los gastos de operación y como se cumple la correlación de la Ec.2.14 se garantiza una buena distribución del líquido se utiliza el relleno de diseño original.

4. Cálculo de la altura del empaque irrigado columna:

La metodología para determinar los coeficientes de transferencia de masa se realizaron por el método (Shulman, H. L. et. al., 1955), (anexo12).

El coeficiente de transferencia para la fase gaseosa se obtiene del despeje de la Ec.2.16.

$$\frac{F_G Sc_g^{2/3}}{G} = 1{,}195 \cdot \left[\frac{dsG}{\mu_{gas}(1-\varepsilon_o)}\right]^{-0{,}36}$$; despejando

$$F_G = 0{,}8\, lbmol/h\, ft^2$$

El coeficiente de transferencia de masa para la fase líquido se obtiene del despeje de la Ec.2.17

$$\frac{K_L ds}{D_L} = 25{,}1 \cdot \left(\frac{dsL}{\mu_{liq}}\right)^{0{,}45} \cdot Sc_L^{0{,}5}$$; despejando

$$K_L = 0{,}06\, lbmol/h\, ft^2$$

A continuación se muestran los resultados principales de los coeficientes individuales y globales de transferencia de masa. La conversión de un tipo de coeficiente a otro se realiza a través de la tabla que se muestran en el anexo 13

F_{Ga}(lbmol/hft^2)	k_{La}(lbmol/hft^2)	k_{Xa} (lbmol/hft^2)	k_{ya}(lbmol/hft^2)
28,2	2,13	4,98	29,23

5. La fase controlante del proceso de absorción.

La determinación de los coeficientes globales se realiza mediante las Ec.2.20 y Ec.2.21.

$$\frac{1}{K_{ya}} = \frac{1}{k_{ya}} + \frac{m'}{k_{xa}}$$

$$K_{ya} = 13.27\, lbmol/h\, ft^3 (\Delta y)$$

$$\frac{1}{K_{xa}} = \frac{1}{k_{ya} m'} + \frac{1}{k_{xa}}$$

$$K_{xa} = 2{,}72\ lbmol/h\, ft^3 (\Delta x)$$

La resistencia de la fase gaseosa y de la fase líquida se determina por la Ec.2.18 y 2.19.

$$R_{FG} = \frac{\frac{1}{k_{ya}}}{\frac{1}{K_{ya}}} \cdot 100 = 45{,}39\ \%$$

$$R_{FL} = \frac{\frac{1}{K_{xa}}}{\frac{1}{K_{xa}}} \cdot 100 = 54{,}6\ \%$$

6. Calcular la altura de la torre empacada.

Una vez determinada la fase controlante se escoge la ecuación de diseño correspondiente a la fase, para determinar la altura de empaque irrigado. Como la fase controlante es la líquida porque es mayor la resistencia RFL>RFG. Entonces se debe calcular la altura con las ecuaciones referidas a la fase líquida

El cálculo del número de unidades de transferencia, se realiza teniendo en cuenta, si la solución que se obtiene es diluida, o si es diluida y además cumple con la ley de Henry por lo que se utiliza la Ec.2.35.

$$N_{tOL} = \frac{\ln\left[\left(\frac{x_2 - y_1/m}{x_1 - y_1/m}\right)(1-A) + A\right]}{1-A} = 2{,}46$$

Donde:

El factor de absorción se obtiene de Ec.2.36.

$$A = \frac{L_S}{mG_S} = 1{,}45$$

La altura de una unidad de transferencia referida a la fase líquida se determina por la Ec.2.31.

$$H_{TOL} = \frac{L}{K_x a \cdot (1-x)_{*M}} = 9{,}31 ft$$

La altura del relleno se determina por la Ec.2.27

$$Z = N_{tOL} \cdot H_{tOL} = 22{,}93 ft = 7{,}98\ m$$

7. La altura total de la columna.

La expresión para calcular la altura total de la columna es para la Ec.2.36.

$$Z_T = Z_1 + Z_2 + Z_3 + Z_4 + Z_5 = 10{,}54\ m = 34{,}58\ ft$$

8. Cálculo de la cantidad de unidades de empaque necesario y el peso de las mismas.

El volumen que ocupan los empaques dentro de la columna se determina por la Ec.2.37.

$$V = \frac{\pi d^2}{4} \cdot Z_1 = 1{,}85 m^3$$

Por el anexo 14 se determina que:

V (m^3)	***Número de empaque***	***Peso de empaque (kg)***
1,85	12348	1221,8430

9. Caída de presión (ΔP) total de la columna:

La caída de presión del empaque irrigado se determina por:

Para obtener la caída de presión (ΔP empaque irrigado) se utiliza la figura del anexo 11, donde se calcula los valores de la abscisa por la (Ec.2.8) que es igual 0,018 y de la ordenada, por la (Ec.2.10) que es igual 0,0739. Se entran con estos números hasta el intercepto de la curva de caída de presión del gas igual 0,5 en pulgadas de agua por pie.

La caída de presión límite de inundación es de 2 ó 3 pulgada de agua/ft. Como el valor de la caída de presión es 0,5< 2 ó 3. Está por debajo del límite de inundación y está en límite para el cual normalmente los absorbedores y desorbedores están diseñados: 200 a 400 N/m por metro de espesor empacado (0,25 a 0,5 pulgadas H_2O/ft),

La caída de presión del empaque seco se determina por la Ec.2.39.

$\frac{\Delta P}{Z}\frac{6 g'_c \rho_g}{c_f G^2} = 1{,}75$; despejando

$$\Delta P_{empaque\ seco} = 0{,}02\ lb/ft^2 = 0{,}78 Pa$$

La caída de presión ΔP expansión contracción se determina por Ec.2.40.

$$\Delta P_{expansióncontracción} = \frac{\sum \xi V^2_{gas} \rho_g}{2} = 2{,}51 Pa$$

La velocidad del gas se obtiene de Ec.2.41

$$V_{gas} = \frac{G_{gas}}{A} = 4011{,}97\, m/h = 1{,}11 m/s$$

La caída de la presión total de la columna se determina por la Ec.2.38.

$$\Delta P = \Delta P_{empaqueirrigado} + \Delta P_{empaqueseco} + \Delta P_{expansióncontracción} = 403{,}29\ Pa$$
$$= 0{,}004\, kgf/cm^2$$

3.5. Análisis de los resultados de la metodología de rediseño de la T-01-304.

En la tabla 3.1 se muestran los principales resultados obtenidos del desarrollo de la metodología de rediseño de la T-01-304.

Tabla 3.19 Resultados de la metodología de rediseño de la T-01-304.

Variables	Diseño	Operación	Metodología
Flujo de MDEA (m^3/h)	-	8,3	0,62
Diámetro de la columna (m)	1,2		0,5
Altura del empaque (m)	9,9		8
Altura Total de la columna (m)	28,3		13,10
Caída de presión de la columna(kgf/cm^2)	0,005	0,0003	0,004

De forma general los resultados distan unos de otros. Las principales causas pueden ser el hecho de que la torre y de forma general la planta fue diseñada para una condiciones de operación que no son las que se aplican hoy, ya expuestas en la descripción del caso de estudio en el capítulo II epígrafe 2.3.

Otro factor a considerar es que no hay información de cuál fue la metodología que se utilizó para el diseño de este equipo y por tanto las consideraciones que se utilizaron en el diseño de esta podrían no ser las correctas para la comparación.

Por otro lado la curva de solubilidad se trabaja a 40 °C y 1 atm de presión, que son los datos más cercanos que se tienen, aunque no son los de operación real, esto puede influir en los resultados, sin que tengan un mayor peso.

En todo caso valdría un análisis posterior que permita retomar el nuevo rediseño si procediera o en su defecto se tendría en cuenta para futuras remodelaciones.

Conclusiones

CONCLUSIONES

1. La aplicación de los simuladores Hysys y Chemcad, identificados en la revisión bibliográfica, permitieron obtener los siguientes resultados:
   - El simulador Hysys no reportó los resultados esperados para la modelación del diseño, pues el error relativo se mantuvo por encima del 10%, demostrándose un sobrediseño; por lo que no es recomendable para evaluar las condiciones operacionales de la torre estudiada.
   - El simulador Chemcad, permitió la simulación de la operación de la torre pues el error relativo se mantuvo por debajo del 10%, y respondió adecuadamente al estudio, por lo que resulta apropiado para la simulación según las condiciones operacionales actuales.
2. Al evaluar los parámetros operacionales de la torre absorbedora, se comprobó que el flujo de solvente utilizado es superior a los que se necesitan para cumplir con las especificaciones del gas combustible y el ahorro de solvente. Para implementar el cambio se propone un cambio en el sistema de trasiego. Propuesta de mejora.
3. Se concluye que operando a flujos mínimos de solvente se mantienen los arrastres del mismo en el gas endulzado por tanto, la solución no es desde el punto de vista operacional, se debe realizar una revisión mecánica a los retenedores de líquido y como criterio de buenas prácticas incluir un tambor separador a la salida del gas endulzado. Propuesta de mejora.
4. Se evidencia que para cumplir con las especificaciones del gas combustible cuando la composición de H_2S en el gas agrio supera el 6%, el solvente que se utilice debe contener 0.002 moles H_2S/mol MDEA (valor de diseño de salida de la planta recuperadora de amina). Propuesta de mejora.
5. Aunque se implementen las propuestas de mejoras anteriores no se cumplen con los requisitos de diseño de la metalurgia del sistema, en tal sentido como propuesta de mejora adicional se debe tener en cuenta la posibilidad de reactivar otras áreas de la Sección 300-1. Estas propuestas dan respuesta a los objetivos trazados y validan la hipótesis del trabajo.

Recomendaciones

RECOMENDACIONES

1. Se recomienda continuar el estudio de la torre T-01-304 para otras condicionantes, para determinar o evaluar nuevas propuestas tecnológicas.

2. Se recomienda realizar el estudio técnico-económico para el cambio del sistema de trasiego del solvente. Propuesta de mejora.

3. Se recomienda la programación de una revisión mecánica de los retenedores de líquido para la próxima parada de la planta además de la instalación inmediata de un tambor separador en el sistema de tope. Propuesta de mejora.

4. Se recomienda la realización de un estudio en la planta regeneradora de amina para determinar las causas del incumplimiento del diseño con el fin de optimizar la operación.

5. Analizar la posibilidad de reactivar otras áreas de la Sección 300-1 con el fin de mejorar la calidad del gas combustible de baja.

Referencias Bibliográficas

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 Destillation 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 (4rta 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.).

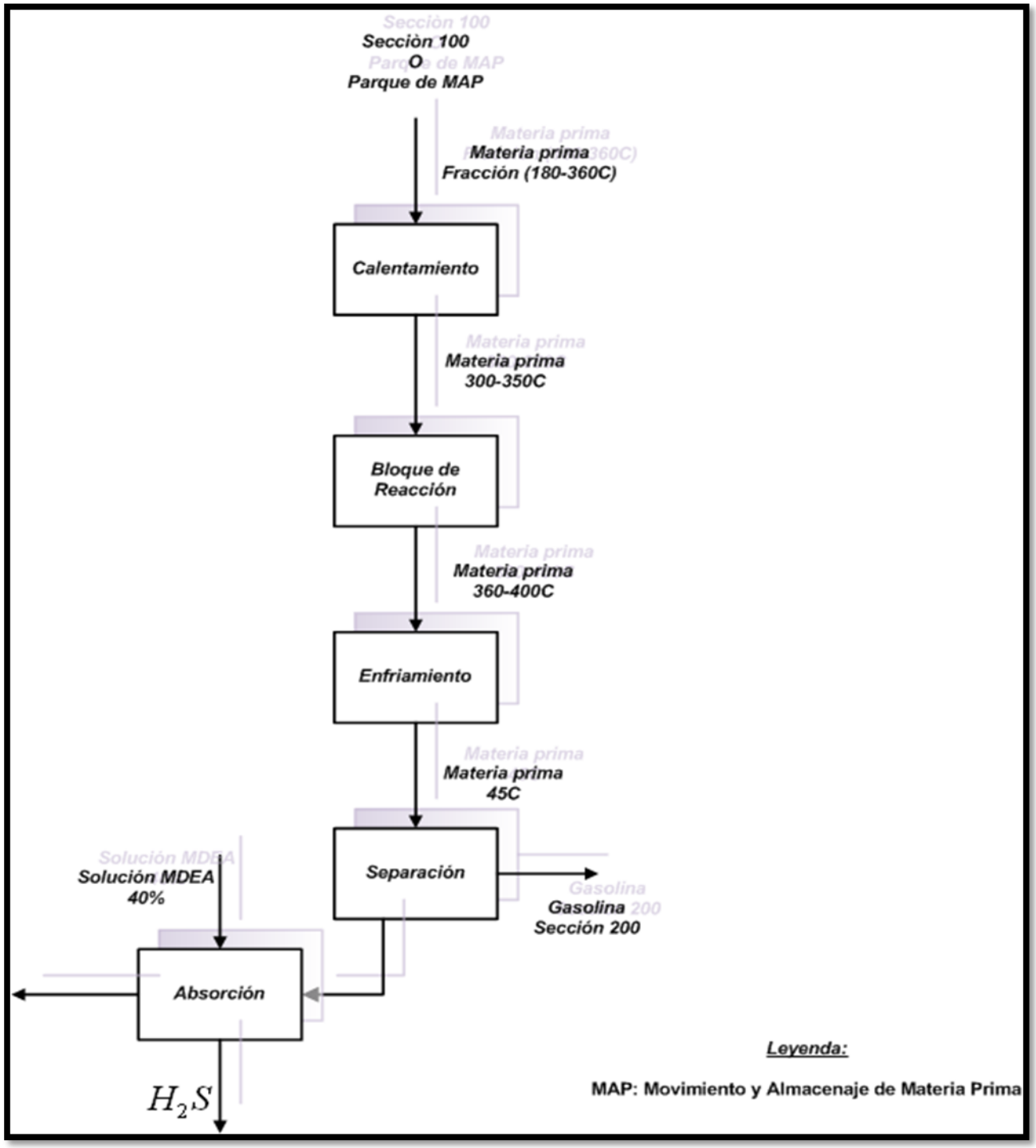
Anexos

ANEXOS

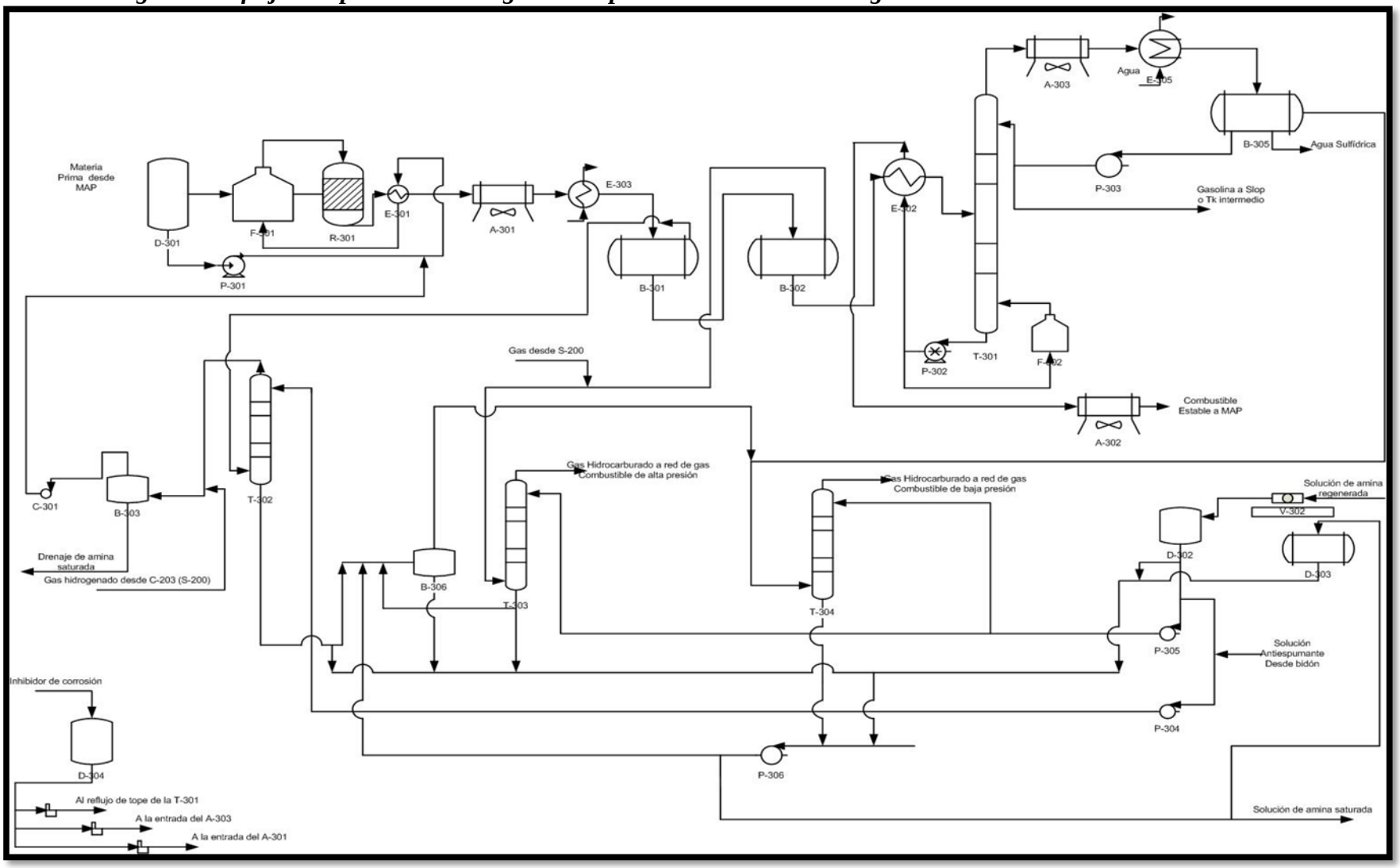
Anexo1.Normativas para la emisión de H_2S (g).

NORMATIVA	Contaminantes mg/Nm3											
	NOx		SOx		Partículas sólidas			Vanadio	Níquel	H2S	OTROS	
IFC/2007 Guías sobre medio ambiente, salud y seguridad para la refinación del petróleo	450 mg/Nm3 (ppmv)		150 ppmv para las unidades de recuperación de azufre; 500 ppmv para el resto de unidades		50 mg/Nm3 (ppmv)			5 mg/Nm3	1 mg/Nm3	10 mg/Nm3 (ppmv)		
EEUU - Regulaciones Federales Regla 62-204.800, F.A.C /2010 Subparte JA-Normas de Funcionamiento para refinerías de petróleo.			250 ppmv (Unidad de Recuperaciòn de azufre con un sistema de control de oxidación o un sistema de control de reducción seguida de la incineración)									
			300 ppmv (Unidad de Recuperaciòn de azufre con un sistema de control de la reducción no seguido por la incineración)							10 ppmv (con un sistema de control de reducción no seguido por la incineración)		
YENEZUELA Decreto Nº S38/1995 Normas sobre calidad del aire y control de la contaminación atmosférica.	300 mg/Nm3 (Existentes) Actividades sin normas específicas		**Nuevas**	**Existentes**	**Calderas y hornos**	120 mg/Nm3 (Existentes y Nuevas) Calderas y hornos				300 mg/Nm3 (Existentes) Tanques de almacenamiento de azufre líquido y de productos provenientes de conversión profunda. Plantas Claus.		
	150 mg/Nm3 (Nuevas) Actividades sin normas específicas		4200 mg/Nm3	5000 mg/Nm3	**Regeneración de las unidades de craqueo**	50 mg/Nm3 (Existentes y Nuevas) Regeneración de las unidades de craqueo				150 mg/Nm3 (Nuevas)		
BRASIL Propuesta final de estándares para emisiones gaseosas de fuentes fijas, 3 de junio de 2011	450 mg/Nm3 (Combustible líquido y gas de refinería.		Gas de Refineria	Combustible líquido	Gas de Refineria	Combustible líquido				10 ppmv	CO: 1500 mg/Nm3 (Hornos y calderas) 500 mg/Nm3 (FCC) Combustible líquido	
			500 mg/Nm3 (Hornos y calderas, FCC)	1700 mg/Nm3 (Hornos y calderas) 5000 mg/Nm3 (Hornos de hidrosulfuraciòn) 3000 mg/Nm3 FCC	50 mg/Nm3 (Hornos y calderas, FCC)	150 mg/Nm3 (Hornos y calderas) 100 mg/Nm3 FCC						
			150 mg/Nm3 (Recuperaciòn de azufre)	3400mg/Nm3								
PERU D.S. 015-2006-EM Reglamento para la Protección Ambiental en las Actividades de Hidrocarburos MEXICO- NOM-CCAT-000-1994	460 mg/Nm3		150 mg/Nm3 para las unidades de recuperación de azufre; 500 mg/Nm3 para el resto de unidades		50 mg/Nm3			2 mg/Nm3		152 mg/Nm3	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/Nm3	500 mg/Nm3	550 mg/Nm3	500 mg/Nm3	=<0,5 kg/h	250 mg/Nm3	150 mg/Nm3					
					>0,5 kg/h	150 mg/Nm3	50 mg/Nm3					

Anexo 2. Diagrama del bloque del proceso tecnológico de la planta de tratamiento de gases. Sección 300-1



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



Anexo 4. Reporte de resultados del simulador Hysys.

Name	1 @COL1	2 @COL1	3 @COL1	4 @COL1
Vapour	0.0000	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature [C]	50.00	45.00	49.92	47.21
Pressure [kPa]	591.7	170.0	150.4	166.7
Molar Flow [kgmole/h]	410.5	60.25	62.11	408.6
Mass Flow [kg/h]	9000	2504	2490	9014
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	8.846	5.061	5.019	8.888
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.802e+004	3.061e+004	3.038e+004	-2.825e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	85.78	224.5	226.2	85.20
Heat Flow [kJ/h]	-1.150e+007	1.844e+006	1.887e+006	-1.154e+007

Feeds

	1	2
Flow Rate [kg/h]	9000	2504
Hydrogen [kg/h]	0.0000	8.000
Methane [kg/h]	0.0000	139.0
Ethane [kg/h]	0.0000	475.0
Propane [kg/h]	0.0000	532.0
n-Butane [kg/h]	0.0000	325.0
n-Pentane [kg/h]	0.0000	211.0
n-Hexane [kg/h]	0.0000	713.0
H2O [kg/h]	7063	0.0000
H2S [kg/h]	0.0000	101.0
DEAmine [kg/h]	1937	0.0000

Products

	3	4
Flow Rate [kg/h]	2.489883e+0	9.014118e+0
Hydrogen [kg/h]	7.9989	0.0011
Methane [kg/h]	138.9714	0.0286
Ethane [kg/h]	474.8985	0.1015
Propane [kg/h]	531.9057	0.0943
n-Butane [kg/h]	324.9969	0.0031
n-Pentane [kg/h]	210.9972	0.0028
n-Hexane [kg/h]	712.9180	0.0820
H2O [kg/h]	87.1760	6.975512e+0
H2S [kg/h]	0.0183	100.9817
DEAmine [kg/h]	0.0017	1.937311e+0

Section Results

Trayed Packed Export Pressures View Warnings...

Packing Results

Section	Section_1
Internals	Packed
Section Diameter [m]	0.7620
Max Flooding [%]	45.58
X-Sectional Area [m2]	0.4560
Section Height [m]	7.374
Section DeltaP [kPa]	1.318
DP per Length [kPa/m]	0.2187
Flood Gas Vel. [m3/h-m2]	5166
Flood Gas Vel. [m/s]	1.435
Est. # Pieces of Packing	19503
Est. Mass of Packing [kg]	2219.3
Est. Packing Cost (US$)	1210.54
HETP [m]	0.4608
HETP Correlation	Frank
Packing Correlation	Robbins
Packing Type	Raschig Rings

Anexo 5. Reporte de resultados del simulador Chemcad.

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/27/2005 Time: 18:11:23

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0447	42.9433
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.8767E+007	-1.3765E+006	-1.6417E+006	-2.8502E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	410.0729	60.2476	62.2009	408.1197
Total kg/h	9000.0000	2504.0000	2485.9916	9018.0081
Total std L m3/h	8.8175	5.0644	5.0155	8.8664
Total std V m3/h	9191.23	1350.37	1394.15	9147.45
Flowrates in kg/h				
Water	7054.0236	0.0000	90.2469	6963.7773
Hydrogen	0.0000	8.0000	7.9991	0.0009
Hydrogen Sulfide	0.0000	101.0000	0.0000	101.0000
Methane	0.0000	139.0000	138.9750	0.0250
Ethane	0.0000	475.0000	474.9041	0.0959
Propane	0.0000	532.0000	531.8962	0.1037
N-Butane	0.0000	162.5000	162.4801	0.0199
I-Butane	0.0000	162.5000	162.4855	0.0145
I-Pentane	0.0000	105.5000	104.9142	0.5858
N-Pentane	0.0000	105.5000	104.7402	0.7598
N-Hexane	0.0000	713.0000	707.3482	5.6518
Methyl Diethanol	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Diethanolamine	1945.9755	0.0000	0.0021	1945.9735

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/27/2005 Time: 18:11:01

Stream No.	1	2	3	4
Name	Amina	Gas acido		
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	410.0729	60.2476	62.2009	408.1197

Mass flow kg/h	9000.0000	2504.0000	2485.9916	9018.0081
Temp C	50.0000	45.0000	50.0447	42.9433
Pres kg/cm2	6.0000	1.7000	1.5000	1.5000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth kcal/h	-2.8767E+007	-1.3765E+006	-1.6417E+006	-2.8502E+007
Tc C	392.6065	112.7864	119.9993	389.8965
Pc kg/cm2	254.0662	87.0993	93.0128	251.1160
Std. sp gr.wtr = 1	1.021	0.494	0.496	1.017
Std. sp gr.air = 1	0.758	1.435	1.380	0.763
Degree API	7.1312	154.6842	153.9752	7.6213
Average molwt	21.9473	41.5618	39.9672	22.0965
Actual dens kg/m3	1005.9125	2.6685	2.2237	1004.6421
Actual vol m3/h	8.9471	938.3564	1117.9467	8.9763
Stdliq m3/h	8.8175	5.0644	5.0155	8.8664
Stdvap 0 C m3/h	9191.2281	1350.3691	1394.1480	9147.4502
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h		60.2476	62.2009	
Mass flow kg/h		2504.0000	2485.9916	
Average molwt		41.5618	39.9672	
Actual dens kg/m3		2.6685	2.2237	
Actual vol m3/h		938.3564	1117.9467	
Stdliq m3/h		5.0644	5.0155	
Stdvap 0 C m3/h		1350.3691	1394.1480	
Cp kcal/kmol-C		18.2737	18.0904	
Z factor		0.9817	0.9840	
ViscCP		0.009011	0.009074	
Thcond kcal/h-m-C		0.0206	0.0211	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	410.0729			408.1197
Mass flow kg/h	9000.0000			9018.0081
Average molwt	21.9473			22.0965
Actual dens kg/m3	1005.9124			1004.6421
Actual vol m3/h	8.9471			8.9763
Stdliq m3/h	8.8175			8.8664
Stdvap 0 C m3/h	9191.2281			9147.4502
Cp kcal/kmol-C	20.1588			20.1585
Z factor	0.0065			0.0017
ViscCP	0.7156			0.8231
Thcond kcal/h-m-C	0.4452			0.4298

Surf tens N/m	0.0630			0.0623

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 18:24:45

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.1539	45.7237
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.3682E+007	-8.8722E+005	-1.0354E+006	-2.3533E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	329.8705	33.4600	35.6662	327.6643
Total kg/h	9000.0044	1604.5007	1631.1694	8973.3364
Total std L m3/h	8.8639	3.0878	3.1055	8.8462
Total std V m3/h	7393.60	749.96	799.41	7344.15
Flowrates in kg/h				
Water	5392.5847	0.0000	49.4426	5343.1414
Hydrogen	0.0000	1.2877	1.2875	0.0002
Hydrogen Sulfide	12.3671	14.4862	0.2692	26.5841
Methane	0.0000	45.0702	45.0592	0.0110
Ethane	0.0000	209.2548	209.1987	0.0561
Propane	0.0000	90.1406	90.1171	0.0234
N-Butane	0.0000	434.6059	434.5363	0.0698
I-Butane	0.0000	563.3784	563.3124	0.0662
I-Pentane	0.0000	72.4344	70.3935	2.0409
N-Pentane	0.0000	173.8425	167.5252	6.3173
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	3595.0531	0.0000	0.0275	3595.0263

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 18:55:04

Stream No.	1	2	3	4
Name	Amina	Gas acido		
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	329.8703	33.4600	35.6662	327.6641
Mass flow kg/h	9000.0000	1604.5007	1631.1688	8973.3328
Temp C	50.0000	45.0000	50.1540	45.7227

Pres kg/cm2	6.0000	1.7000	1.5000	1.5000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth kcal/h	-2.3682E+007	-8.8722E+005	-1.0354E+006	-2.3533E+007
Tc C	384.0590	120.7995	126.5284	383.4908
Pc kg/cm2	227.7048	60.0647	64.4419	226.9098
Std. sp gr.wtr = 1	1.015	0.520	0.525	1.014
Std. sp gr.air = 1	0.942	1.656	1.579	0.946
Degree API	7.8594	140.8081	137.8917	7.9945
Average molwt	27.2834	47.9528	45.7343	27.3858
Actual dens kg/m3	996.1993	3.0973	2.5547	997.6975
Actual vol m3/h	9.0343	518.0273	638.5035	8.9940
Stdliq m3/h	8.8639	3.0878	3.1055	8.8462
Stdvap 0 C m3/h	7393.5977	749.9606	799.4093	7344.1480
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h		33.4600	35.6662	
Mass flow kg/h		1604.5007	1631.1688	
Average molwt		47.9528	45.7343	
Actual dens kg/m3		3.0973	2.5547	
Actual vol m3/h		518.0273	638.5035	
Stdliq m3/h		3.0878	3.1055	
Stdvap 0 C m3/h		749.9606	799.4093	
Cp kcal/kmol-C		20.9466	20.2881	
Z factor		0.9759	0.9798	
ViscP		0.008618	0.008811	
Thcond kcal/h-m-C		0.0181	0.0185	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	329.8703			327.6641
Mass flow kg/h	9000.0000			8973.3328
Average molwt	27.2834			27.3858
Actual dens kg/m3	996.1993			997.6975
Actual vol m3/h	9.0343			8.9940
Stdliq m3/h	8.8639			8.8462
Stdvap 0 C m3/h	7393.5977			7344.1480
Cp kcal/kmol-C	23.4408			23.4378
Z factor	0.0077			0.0020
ViscP	0.8066			0.8792
Thcond kcal/h-m-C	0.3445			0.3414
Surf tens N/m	0.0534			0.0537

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 18:56:09

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	45.0800	32.4195
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-3.9470E+006	-8.8722E+005	-1.0043E+006	-3.8299E+006
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	54.9784	33.4600	35.1005	53.3379
Total kg/h	1500.0001	1604.5007	1625.7172	1478.7839
Total std L m3/h	1.4773	3.0878	3.1039	1.4612
Total std V m3/h	1232.27	749.96	786.73	1195.50
Flowrates in kg/h				
Water	898.7642	0.0000	37.6534	861.1108
Hydrogen	0.0000	1.2877	1.2877	0.0000
Hydrogen Sulfide	2.0606	14.4862	0.2040	16.3428
Methane	0.0000	45.0702	45.0680	0.0022
Ethane	0.0000	209.2548	209.2422	0.0126
Propane	0.0000	90.1406	90.1350	0.0056
N-Butane	0.0000	434.6059	434.5894	0.0166
I-Butane	0.0000	563.3784	563.3629	0.0155
I-Pentane	0.0000	72.4343	71.9261	0.5082
N-Pentane	0.0000	173.8425	172.2310	1.6115
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	599.1753	0.0000	0.0175	599.1579

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 18:56:23

Stream No.	1	2	3	4
Name	Amina	Gas acido		
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	54.9784	33.4600	35.1005	53.3379
Mass flow kg/h	1500.0001	1604.5007	1625.7172	1478.7839

Temp C	50.0000	45.0000	45.0800	32.4195
Pres kg/cm2	6.0000	1.7000	1.5000	1.5000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth kcal/h	-3.9470E+006	-8.8722E+005	-1.0043E+006	-3.8299E+006
Tc C	384.0589	120.7995	125.3774	381.5894
Pc kg/cm2	227.7046	60.0647	63.8090	225.2230
Std. sp gr.wtr = 1	1.015	0.520	0.524	1.012
Std. sp gr.air = 1	0.942	1.656	1.599	0.957
Degree API	7.8594	140.8081	138.6568	8.3171
Average molwt	27.2834	47.9528	46.3161	27.7248
Actual dens kg/m3	996.1993	3.0973	2.6313	1002.9096
Actual vol m3/h	1.5057	518.0273	617.8396	1.4745
Stdliq m3/h	1.4773	3.0878	3.1039	1.4612
Stdvap 0 C m3/h	1232.2664	749.9606	786.7301	1195.4970
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h		33.4600	35.1005	
Mass flow kg/h		1604.5007	1625.7172	
Average molwt		47.9528	46.3161	
Actual dens kg/m3		3.0973	2.6313	
Actual vol m3/h		518.0273	617.8396	
Stdliq m3/h		3.0878	3.1039	
Stdvap 0 C m3/h		749.9606	786.7301	
Cp kcal/kmol-C		20.9466	20.2941	
Z factor		0.9759	0.9787	
ViscCP		0.008618	0.008652	
Thcond kcal/h-m-C		0.0181	0.0180	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	54.9784			53.3379
Mass flow kg/h	1500.0001			1478.7839
Average molwt	27.2834			27.7248
Actual dens kg/m3	996.1993			1002.9096
Actual vol m3/h	1.5057			1.4745
Stdliq m3/h	1.4773			1.4612
Stdvap 0 C m3/h	1232.2664			1195.4970
Cp kcal/kmol-C	23.4408			23.4049
Z factor	0.0077			0.0020
ViscCP	0.8066			1.179
Thcond kcal/h-m-C	0.3445			0.3317
Surf tens N/m	0.0534			0.0546

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 19:07:19

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0503	43.7154
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-1.6051E+007	-8.8722E+005	-1.0359E+006	-1.5902E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	223.5788	33.4600	35.6882	221.3506
Total kg/h	6100.0001	1604.5007	1633.3903	6071.1111
Total std L m3/h	6.0077	3.0878	3.1092	5.9863
Total std V m3/h	5011.22	749.96	799.90	4961.27
Flowrates in kg/h				
Water	3654.9742	0.0000	49.2158	3605.7588
Hydrogen	0.0000	1.2877	1.2876	0.0001
Hydrogen Sulfide	8.3797	14.4862	0.2686	22.5973
Methane	0.0000	45.0702	45.0625	0.0077
Ethane	0.0000	209.2548	209.2151	0.0396
Propane	0.0000	90.1406	90.1241	0.0165
N-Butane	0.0000	434.6059	434.5565	0.0495
I-Butane	0.0000	563.3784	563.3315	0.0469
I-Pentane	0.0000	72.4343	70.9788	1.4555
N-Pentane	0.0000	173.8425	169.3225	4.5201
N-Hexane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Methyl Diethanol	2436.6464	0.0000	0.0273	2436.6191

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 19:07:34

Stream No.	1	2	3	4
Name	Amina	Gas acido		
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	223.5788	33.4600	35.6882	221.3506
Mass flow kg/h	6100.0001	1604.5007	1633.3903	6071.1111
Temp C	50.0000	45.0000	50.0503	43.7154

Pres kg/cm2	6.0000	1.7000	1.5000	1.5000
Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth kcal/h	-1.6051E+007	-8.8722E+005	-1.0359E+006	-1.5902E+007
Tc C	384.0590	120.7995	126.5939	383.3186
Pc kg/cm2	227.7047	60.0647	64.4297	226.7393
Std. sp gr.wtr = 1	1.015	0.520	0.525	1.014
Std. sp gr.air = 1	0.942	1.656	1.580	0.947
Degree API	7.8594	140.8081	137.8461	8.0237
Average molwt	27.2834	47.9528	45.7683	27.4276
Actual dens kg/m3	996.1993	3.0973	2.5575	998.6667
Actual vol m3/h	6.1233	518.0273	638.6672	6.0792
Stdliq m3/h	6.0077	3.0878	3.1092	5.9863
Stdvap 0 C m3/h	5011.2169	749.9606	799.9030	4961.2748
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h		33.4600	35.6882	
Mass flow kg/h		1604.5007	1633.3903	
Average molwt		47.9528	45.7683	
Actual dens kg/m3		3.0973	2.5575	
Actual vol m3/h		518.0273	638.6672	
Stdliq m3/h		3.0878	3.1092	
Stdvap 0 C m3/h		749.9606	799.9030	
Cp kcal/kmol-C		20.9466	20.2975	
Z factor		0.9759	0.9798	
VisccP		0.008618	0.008806	
Thcond kcal/h-m-C		0.0181	0.0185	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	223.5788			221.3506
Mass flow kg/h	6100.0001			6071.1111
Average molwt	27.2834			27.4276
Actual dens kg/m3	996.1993			998.6667
Actual vol m3/h	6.1233			6.0792
Stdliq m3/h	6.0077			5.9863
Stdvap 0 C m3/h	5011.2169			4961.2748
Cp kcal/kmol-C	23.4408			23.4318
Z factor	0.0077			0.0020
VisccP	0.8066			0.9171
Thcond kcal/h-m-C	0.3445			0.3402
Surf tens N/m	0.0534			0.0539

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 20:54:43

Stream No.	1	2	3	4
Stream Name	Amina	Gas acido		
Temp C	50.0000*	45.0000*	50.0414	45.7710
Pres kg/cm2	6.0000*	1.7000*	1.5000	1.5000
Enth kcal/h	-2.1948E+007	-6.0903E+005	-7.4998E+005	-2.1807E+007
Vapor mole fraction	0.00000	1.0000	1.0000	0.00000
Total kmol/h	307.4301	33.4600	34.7998	306.0903
Total kg/h	8400.0000	840.5650	839.1567	8401.4095
Total std L m3/h	8.2902	2.1327	2.1159	8.3069
Total std V m3/h	6890.63	749.96	779.99	6860.60
Flowrates in kg/h				
Water	4996.2659	0.0000	47.6936	4948.5732
Hydrogen	0.0000	5.2666	5.2658	0.0008
Hydrogen Sulfide	72.8926	52.0529	10.9780	113.9674
Methane	0.0000	310.9235	310.8509	0.0726
Ethane	0.0000	143.6366	143.6002	0.0364
Propane	0.0000	81.1227	81.1029	0.0199
N-Butane	0.0000	20.6415	20.6384	0.0031
I-Butane	0.0000	37.0071	37.0030	0.0041
I-Pentane	0.0000	30.1000	29.2903	0.8097
N-Pentane	0.0000	26.2414	25.3313	0.9101
N-Hexane	0.0000	133.5727	127.3776	6.1951
Methyl Diethanol	3330.8415	0.0000	0.0247	3330.8171

CHEMCAD 6.0.1 Page 1

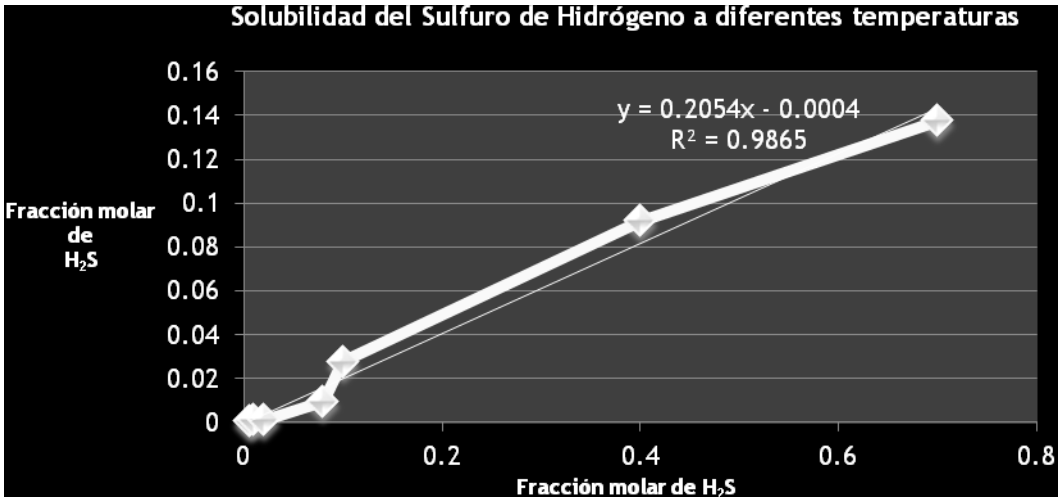
Job Name: diseño Date: 05/26/2005 Time: 20:54:58

Stream No.	1	2	3	4
Name	Amina	Gas acido		
- - Overall - -				
Molar flow kmol/h	307.4301	33.4600	34.7998	306.0903
Mass flow kg/h	8400.0000	840.5650	839.1567	8401.4095
Temp C	50.0000	45.0000	50.0414	45.7710
Pres kg/cm2	6.0000	1.7000	1.5000	1.5000

Vapor mole fraction	0.0000	1.000	1.000	0.0000
Enth kcal/h	-2.1948E+007	-6.0903E+005	-7.4998E+005	-2.1807E+007
Tc C	382.2668	20.7055	30.4809	380.9220
Pc kg/cm2	226.5451	105.2917	106.5211	225.3035
Std. sp gr.wtr = 1	1.013	0.394	0.397	1.011
Std. sp gr.air = 1	0.943	0.867	0.833	0.948
Degree API	8.1500	227.5161	225.2926	8.4089
Average molwt	27.3233	25.1215	24.1138	27.4475
Actual dens kg/m3	993.2978	1.5933	1.3279	993.7101
Actual vol m3/h	8.4567	527.5691	631.9440	8.4546
Stdliq m3/h	8.2902	2.1327	2.1159	8.3069
Stdvap 0 C m3/h	6890.6303	749.9601	779.9909	6860.5998
- - Vapor only - -				
Molar flow kmol/h		33.4600	34.7998	
Mass flow kg/h		840.5650	839.1567	
Average molwt		25.1215	24.1138	
Actual dens kg/m3		1.5933	1.3279	
Actual vol m3/h		527.5691	631.9440	
Stdliq m3/h		2.1327	2.1159	
Stdvap 0 C m3/h		749.9601	779.9909	
Cp kcal/kmol-C		12.0572	11.9305	
Z factor		0.9939	0.9942	
ViscCP		0.01055	0.01057	
Thcond kcal/h-m-C		0.0284	0.0289	
- - Liquid only - -				
Molar flow kmol/h	307.4301			306.0903
Mass flow kg/h	8400.0000			8401.4095
Average molwt	27.3233			27.4475
Actual dens kg/m3	993.2978			993.7101
Actual vol m3/h	8.4567			8.4546
Stdliq m3/h	8.2902			8.3069
Stdvap 0 C m3/h	6890.6303			6860.5998
Cp kcal/kmol-C	23.4158			23.4042
Z factor	0.0077			0.0020
ViscCP	0.8051			0.8752
Thcond kcal/h-m-C	0.3403			0.3356
Surf tens N/m	0.0524			0.0524

Anexo6. Solubilidad del H_2S (g) a 40 ^0C y 1 atm de presión.

X	Y	Presión Parcial (Sulfuro de hidrogeno)
0.006	0.0001	0.01
0.01	0.0007	0.08
0.02	0.0009	0.1
0.08	0.0092	1
0.1	0.0275	3
0.4	0.0917	10
0.7	0.1376	15



Anexo 7. Propiedades físicas de los fluidos en la operación.

Propiedad	*H_2S*	*Mezcla*	*MDEA diluido*	*H2O*
ρ (kg/m3)		2.7	1021.7858	
ρ (lb/ft3)		0.17	63.7300	60.1140
μ (cP)		0.00925	2.37	0.3
σ (dyn/cm)			57.8	
D_{AB} (ft^2/h)		0.0631		
MM (kg/kmol) (lb/lbmol)	34	37.8	27.30	

Anexo 8. Masas molares y composiciones, de los compuestos del gas hidrocarburado, excepto el H_2S en la operación real.

Componentes del Gas Hidrocarburado	Masa molar (lb/lbmol)	%
Hidrógeno (H_2)	2	0.63
Metano (CH_4)	16	37.03
Etano (C_2H_6)	30	17.11
Propano (C_3H_8)	44	9.66
n-Butano (C_4H_{10})	58	2.46
i-Butano (C4H10)	58	4.41
n-Pentano (C_5H_{12})	72	3.13
i-Pentano (C5H12)	72	3.59
Hexano (C_6H_{14})	86	15.91

Anexo 9. Cálculo de la masa molar del gas hidrocarbonado.

$$MM_{mezcla} = y_1 \cdot MM_{(H_2S)} + (1 - y_1)MB$$

$$MM_{mezcla} = 0{,}068 \cdot 34{,}06 + (1 - 0{,}068) \cdot 37{,}80$$

$$MM_{mezcla} = 37{,}55 (kg/kmol)\ (lb/lbmol)$$

Anexo 10. Característica de rellenos volcados al azar. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

Tabla 6.3 Características de los empaques **aleatorios**[a]

Empaque	Tamaño nominal, mm (in)										
	6 (¼)	9.5 (⅜)	13 (½)	16 (⅝)	19 (¾)	25 (1)	32 (1¼)	38 (1½)	50 (2)	75 (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			909	749	457	301		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, m²/m³ (ft²/ft³)	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, m²/m³ (ft²/ft³)	774 (236)		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, m²/m³ (ft²/ft³)			387 (118)		236 (71.8)	186 (56.7)	162 (49.3)	135 (41.2)	108 (31.4)	68 (20.6)	

Anexo 11. Inundación y caída de presión en columnas rellenas. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

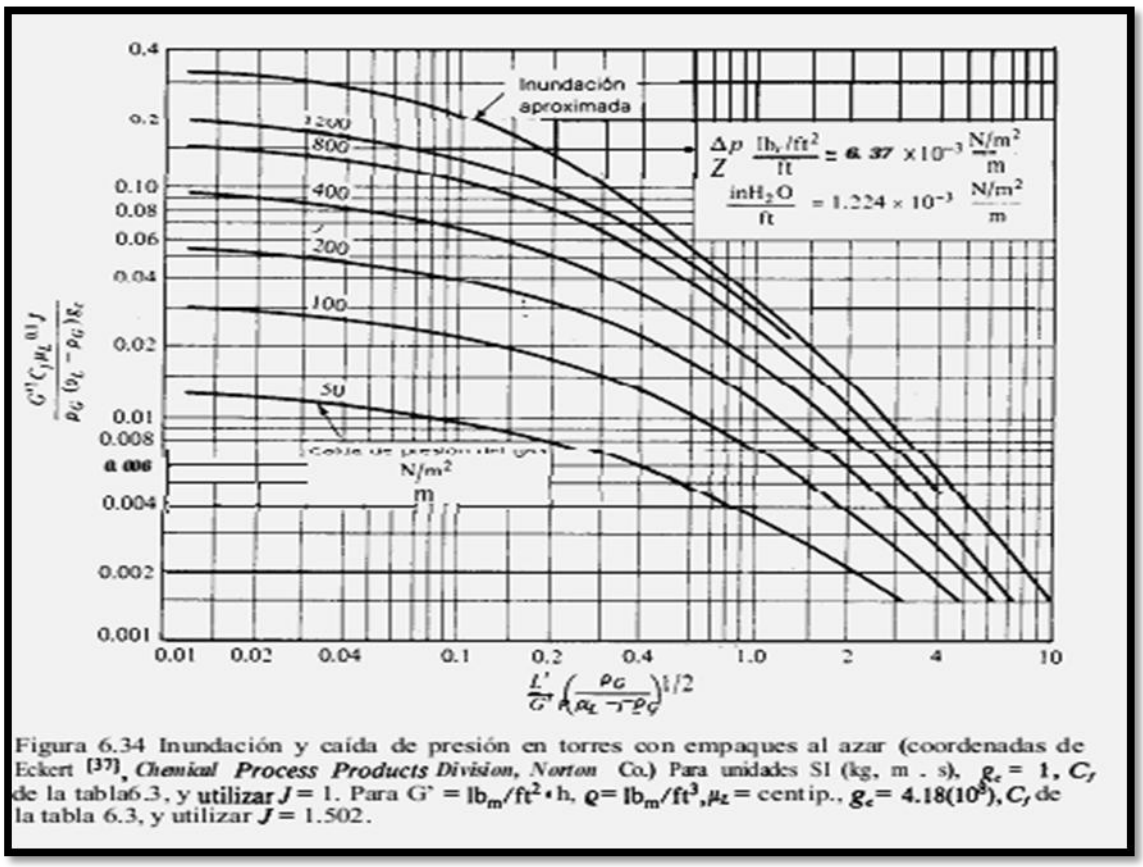


Figura 6.34 Inundación y caída de presión en torres con empaques al azar (coordenadas de Eckert [37], *Chemical Process Products Division, Norton* Co.) Para unidades SI (kg, m . s), $g_c = 1$, C_f de la tabla6.3, y utilizar $J = 1$. Para $G' = lb_m/ft^2 \cdot h$, $\rho = lb_m/ft^3$, μ_L = centip., $g_c = 4.18(10^8)$, C_f de la tabla 6.3, y utilizar $J = 1.502$.

Anexo 12. Método de Shulman.

(Treybal, R. E., 1999), para el desarrollo de este método, utilizó unas series de ecuaciones y tablas que se expondrán a continuación:

Para calcular los coeficientes volumétricos de transferencia de masa, hay que tener en cuenta las siguientes expresiones:

Para la determinación de los coeficientes de transferencia de masa se determina el promedio de los flujos de gas y la solución de MDEA del tope y del fondo:

Flujos	***Tope(2) (lb/hft2)***	***Fondo(1)(lb/hft2)***	***Promedio(lb/hft2)***
MDEA (L')	449,45	556,61	503,03
Gas (G')	2067,03	2218,70	2142,87

Cálculo para el gas:

Datos:

$$\mu_{gas} \cdot 2{,}42 = \mu_{gas}''$$

$$\mu_{gas}'' = 0{,}0224\ lb/fth$$

Cálculo del número de Schmidt para el gas:

$$S_{cg} = \frac{\mu_{gas}''}{\rho_{gas} \cdot D_g} = 2{,}09$$

Convertir la velocidad superficial másica del gas,(G'), en velocidad superficial molar, (G) de la siguiente forma:

$$G = 2142{,}87 \frac{lb}{ft^2 h} \cdot \frac{1}{37{,}55} \frac{lbmol}{lb} = 57{,}08 \frac{lbmol}{ft^2 h}$$

Para el líquido:

Datos:

$$\mu_{liq}'' = \mu_{liq} \cdot 2{,}42$$

$$\mu_{liq}'' = 5{,}74\ lb/fth$$

Cálculo del número de Schmidt para el líquido:

$$S_{cl} = \frac{\mu_{liq}''}{\rho_{liq} \cdot D_l} = 374\ 980{,}39$$

En la tabla 6.5 del (Treybal, R. E., 1999) que se mostrará a continuación, se obtienen las expresiones necesarias para determinar los parámetros

siguientes:

Tabla 6.5 Retención de liquido en torres empacadas †

$\varphi_{Lt} = \varphi_{Lo} + \varphi_{Lt}$ $\varphi_{LtW} = \varphi_{LtW} + \varphi_{LtW}$ $\varphi_{Lo} = \varphi_{LtW}H$ Utilícese sólo con unidades SI: L' en kg/m² . s = ($lb_m/ft^2 \cdot h$)(0.001356); ρ_L kg/m³ = (lb_m/ft^3)(16.01); μ_L en kg/m . s = centip. (0.001); σ en N/m = (dinas/cm)(0.001). φ es adimensional.

Empaque	Tamaño nominal mm	in	d_s, m		Agua, temp. ordinarias	μ_L, kg/m s	H
Anillos de Raschig de cerámica	13	0.5	0.01774	$\frac{0.0486\mu_L^{0.02}\sigma^{0.99}}{d_s^{1.21}\rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508d_s^{0.376}$	<0.012	$\frac{975.7L'^{0.57}\mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84}(2.024L'^{0.430}-1)}\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1737-0.262\log L'}$
	25	1	0.0356		$\varphi_{LtW} = \frac{2.47 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$		
	38	1.5	0.0530				
	50	2	0.0725		$\varphi_{LtW} = \frac{(2.09 \times 10^{-6})(737.5L')^{\beta}}{d_s^2}$	>0.012	$\frac{2168L'^{0.57}\mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84}(2.024L'^{0.430}-1)}\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1737-0.262\log L'}$
Anillos de Raschig de carbón	25	1	0.01301	$\frac{0.0237\mu_L^{0.02}\sigma^{0.23}}{d_s^{1.21}\rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.104d_s^{0.376}$	<0.012	$\frac{407.9L'^{0.57}\mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84}(1.393L'^{0.315}-1)}\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1737-0.262\log L'}$
	38	1.5	0.0543		$\varphi_{LtW} = \frac{5.94 \times 10^{-4}}{d_s^{1.21}}$		
	50	2	0.07 16		$\varphi_{LtW} = \frac{(7.34 \times 10^{-6})(737.5L')^{\beta}}{d_s^2}$	>0.012	$\frac{901L'^{0.57}\mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84}(1.393L'^{0.315}-1)}\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.1737-0.262\log L'}$
Sillas de Berl de cerámica	13	0.5	0.31622	$\frac{4.23 \times 10^{-3}\mu_L^{0.04}\sigma^{0.55}}{d_s^{1.56}\rho_L^{0.37}}$	$\beta = 1.508d_s^{0.376}$	<0.020	$\frac{1404L'^{0.57}\mu_L^{0.13}}{\rho_L^{0.84}(3.24L'^{0.413}-1)}\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.2817-0.262\log L'}$
	25	1	0.0320		$\varphi_{LtW} = \frac{5.014 \times 10^{-5}}{d_s^{1.56}}$		
	38	1.5	0.0472		$\varphi_{LtW} = \frac{(2.32 \times 10^{-6})(737.5L')^{\beta}}{d_s^2}$	> 0.020	$\frac{2830L'^{0.57}\mu_L^{0.31}}{\rho_L^{0.84}(3.24L'^{0.413}-1)}\left(\frac{\sigma}{0.073}\right)^{0.28177-0.262\log L'}$

† Datos de Shulman *et* al. [107]

Datos y expresiones obtenidas:

$d = 2\ ft$

$d_s = 0{,}238\ m$

$\beta = 0{,}965 \cdot d_s{}^{0{,}376}$

$\beta = 0{,}56$

$$\phi_{tw} = \frac{2{,}25 \cdot 10^{-5} \cdot L'^{\beta}}{ds^2}$$

$\phi_{tw} = 0{,}0132\, ft^3/ft^3$

$$\phi_{sw} = \frac{0{,}00104}{ds^{1{,}21}}$$

$$\phi_{sw} = 0{,}0059\, ft^3/ft^3$$

$$\phi_{ow} = \phi_{tw} - \phi_{sw}$$

$$\phi_{ow} = 0{,}0073\, ft^3/ft^3$$

$$\phi_s = \frac{6{,}85 \cdot 10^{-5} \cdot \mu_{liq}{}^{0{,}02} \cdot \sigma^{0{,}99}}{ds^{1{,}21} \cdot \rho_{liq}{}^{0{,}37}}$$

$$\phi_s = 0{,}00075\, ft^3/ft^3$$

$$H = \frac{0{,}897 \cdot L'^{0.57} \cdot \mu_{liq}{}^{0.13}}{\rho_{liq}{}^{0.84} \cdot (0.1183 \cdot L'^{0.43} - 1)} \cdot \left(\frac{\sigma}{73}\right)^{0.925 - 0.262 \cdot \log L'}$$

$$H = 0.056$$

$$\phi_o = \phi_{ow} \cdot H$$

$$\phi_o = 0{,}0004\, ft^3/ft^3$$

$$\phi_t = \phi_o + \phi_s$$

$$\phi_t = 0{,}0012\, ft^3/ft^3$$

Para determinar el área interfacial se va a la tabla 6.4 del (Treybal, R. E., 1999), que se muestra a continuación y se toma los datos necesarios.

Empaque	Tamaño nominal mm	Tamaño nominal in	Rango de L' $kg/m^2 \cdot s$	Rango de L' $lb/ft^2 \cdot h$	m	n	P
Anillos de Raschig	13	0.5	0.68–2.0	500–1500	28.01	$0.2323L' - 0.30$	−1.04
			2.0–6.1	1500–4500	14.69	$0.01114L' + 0.148$	−0.111
	25	1	0.68–2.0	500–1500	34.42	0	0.552
			2.0–6.1	1500–4500	68.2	$0.0389L' - 0.0793$	−0.47
	38	1.5	0.68–2.0	500–1500	36.5	$0.0498L' - 0.1013$	0.274
			2.0–6.1	1500–4500	40.11	$0.01091L' - 0.022$	0.140
	50	2	0.68–2.0	500–1500	31.52	0	0.481
			2.0–6.1	1500–4500	34.03	0	0.362
Sillas de Berl	13§	0.5‡	0.68–2.0	500–1500	16.28	0.0529	0.761
			2.0–6.1	1500–4500	25.61	0.0529	0.170
	25§	1§	0.68–2.0	500–1500	52.14	$0.0506L' - 0.1029$	0
			2.0–6.1	1500–4500	73.0	$0.0310L' - 0.0630$	−0.359
	38§	1.5§	0.68–2.0	500–1500	40.6	−0.0508	0.455
			2.0–6.1	1500–4500	62.4	$0.0240L' - 0.0996$	−0.135

[a] Datos de Shulman *et al.*[107]
[b] Sólo para $G' < 1.08$ $kg/m^2 \cdot s$ (800 $lb_m/ft^2 \cdot h$). Para valores más altos, véase Shulman: *AIChE J.*, 1, 253(1955), figs. 16 y 17.
[c] Se ha demostrado que se pueden aplicar constantes para $L' = 0.68$ a 2.0 sobre el rango $L' =$ 0.68 a 6.1 [99]. Esto puede reflejar algún cambio en la forma del empaque al pasar los años.

$Para\ L' = 635{,}4\ lb/ft2\ h$

$m = 31{,}52$

$n = 0$

$p = 0{,}481$

La velocidad superficial másica del gas se rectifica con la siguiente expresión:

$$G' = G' \cdot \left(\frac{0{,}075}{\rho_{gas}}\right)^{0{,}5}$$

$$G' = 1423{,}43\ lb/hft^2$$

La superficie interfacial específica se determina con la siguiente expresión:

$$a_A = a_{Aw} \cdot \frac{\phi_0}{\phi_{0W}}$$

$$a_A = 35{,}03\ ft^2/ft^3$$

Donde:

$$a_{Aw} = m \cdot G'^{n} \cdot L'^{p}$$

$a_{Aw} = 629{,}24\, ft^2/ft^3$

Obtener del anexo10 el volumen de vacíos, fraccionario, en un lecho relleno seco.

$\varepsilon = 0{,}74$

$\varepsilon_0 = \varepsilon - \phi_t$

$\varepsilon_0 = 0{,}74$

Se determina el coeficiente de la fase gaseosa, por la siguiente expresión:

$\frac{F_G Sc_g^{2/3}}{G} = 1{,}195 \cdot \left[\frac{dsG'}{\mu''_{gas}(1-\varepsilon_0)}\right]^{-0{,}36}$; despejando

$F_G = 0{,}81\, lbmol/h\, ft^2$

Se convierte el coeficiente de transferencia de masa de la fase gaseosa a coeficiente volumétrico, mediante la siguiente expresión:

$F_{GA} = F_G \cdot a_A$

$F_{GA} = 28{,}22\, lbmol/h\, ft^2$

Se determina el coeficiente de la fase líquida, por la siguiente expresión:

$\frac{K_L ds}{D_L} = 25{,}1 \cdot \left(\frac{dsL'}{\mu''_{liq}}\right)^{0{,}45} \cdot Sc_L^{0{,}5}$; despejando

$K_L = 0{,}061\, lbmol/h\, ft^2$

Se convierte el coeficiente de transferencia de masa de la fase líquida a coeficiente volumétrico,mediante la siguiente expresión:

$K_{LA} = K_L \cdot a_A$

$K_{LA} = 2{,}13\, lbmol/h\, ft^2$

En el anexo 13 se encuentran las relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa.

Para la fase gaseosa:

$$F_{GA} = k_{ya} \cdot \frac{pBM}{P_T}$$

Donde:

$$pBM = \frac{P_{B1} - P_{B2}}{\ln \frac{P_{B1}}{P_{B2}}}$$

Se utiliza la ley de Dalton para determinar la presión parcial (P_{A1}) y la presión parcial (P_{A2}) :

$$P_{A1} = y_{a1} \cdot P_T$$

$$P_{A1} = 0{,}068\ atm$$

$$P_{A2} = y_{a2} \cdot P_T$$

$$P_{A2} = 0{,}0001\ atm$$

Entonces se obtiene Las presiones parciales de P_{B1} y P_{B2}, por las siguientes expresiones:

$$P_{B1} = P_T - P_{A1}$$

$$P_{B1} = 0{,}93\ atm$$

$$P_{B2} = P_T - P_{A2}$$

$$P_{B2} = 0{,}99\ atm$$

La ecuación tal queda despejada de la siguiente forma:

$$k_{ya} = F_{GA} \cdot \frac{pBM}{P_T}$$

$$k_{ya} = 29{,}24\, lbmol/h\, ft^3$$

Para la fase líquida:

$$k_{xA} \cdot x_{BM} = k_{LA} \cdot x_{BM} \cdot C$$

$$k_{xA} = k_{LA} \cdot C$$

$$k_{xA} = 4{,}98\, lbmol/h\, ft^3$$

Donde:

$$C = \frac{\rho_{liq}}{M_{liq}}$$

$$C = 2{,}33\, lbmol/ft^3$$

Anexo 13. Relaciones entre los coeficientes de transferencia de masa. Fuente (Treybal, R. E., 1999)

Ecuación de rapidez		
Contradifusión equimolal	**Difusión de A a través de B** que no se difunde	Unidades del coeficiente
	Gases	
$N_A = k'_G \Delta \bar{p}_A$	$N_A = k_G \Delta \bar{p}_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{(tiempo)(área)(presión)}}$
$N_A = k'_y \Delta y_A$	$N_A = k_y A y_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{(tiempo)(área)(fracción mol)}}$
$N_A = k'_c \Delta c_A$	$N_A = k_c P c_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{(tiempo)(área)(moles/vol)}}$
	$W_A = k_Y \Delta Y_A$	$\frac{\text{Masa transferida}}{\text{(tiempo)(área)(masa A/masa B)}}$
Conversiones $F = k_G \bar{p}_{B,M} = k_y \frac{\bar{p}_{B,M}}{p_t} = k_c \frac{\bar{p}_{B,M}}{RT} = \frac{k_Y}{M_B} = k'_G p_t = k'_y = k'_c \frac{p_t}{RT} = k'_c c$		
	Líquidos	
$N_A = k'_L \Delta c_A$	$N_A = k_L \Delta c_A$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{(tiempo)(área)(moles/vol)}}$
$N_A = k'_x Ax_{,M}$	$N_A = k_x Ax_{,M}$	$\frac{\text{Moles transferidos}}{\text{(tiempo)(área)(fracción mol)}}$
Conversiones $F = k_x x_{B,M} = k_L x_{B,M} c = k'_L c = k'_L \frac{\rho}{M} = k'_x$		

Anexo 14. Características generales comunes de los envases y de sus factores de embalaje.Fuente (Perry, R. H., 2001)**.**

Tipos de empaque	Diámetro nominal, mm	Espesor de la pared, mm	Diámetro y longitud exterior, mm	No. elementos por m^3 Aproximado	Peso por m^3, kg Aproximado	Superficie de área, m^2/m^3 Aproximado	Espacios vacíos, %	Factor de empaques Fp, m^{-1}
Montura	6	.....	.....	$3.78*10^6$	900	900	60	2950
Berl	13	.....	.....	590.000	865	465	62	790
cerámico	25	.....	.....	77.000	720	250	68	360
	38	.....	.....	22.800	640	150	71	215
	50	.....	.....	8.800	625	105	72	150
Montura	6	.....	.....	$4.15*10^6$	865	984	75	2380
Intalox	13	.....	.....	730.000	720	625	78	660
cerámico	25	.....	.....	84.000	705	255	77	320
	38	.....	.....	25.000	670	195	80	170
	50	...	.....	9.400	760	118	79	130
	75	.....	.....	1.870	590	92	80	70
Montura	(No.25)	.....	.....	168.400	.....	.....	97	135
Intalox	(No.40)	...	.....	50.100	.....	.....	97	82
metálicos	(No.50)	.....	.....	14.700	.....	.....	98	52
	(No.70)	...	.....	4.630	.....	.....	98	43

Anillos	6	1.6	6	$3.02*10^6$	960	710	62	5250
Raschig	13	2.4	13	378.000	880	370	64	2000
cerámica	19	2.4	19	109.000	800	240	72	840
	25	3.2	25	47.700	670	190	74	510
	38	6.4	38	13.500	740	120	68	310
	50	6.4	50	5.800	660	92	74	215
	75	9.5	75	1.700	590	62	75	120
	100	9.5	100	700	580	46	80	
Anillos	19	1.6	19	111.000	1500	245	80	730
Raschig	25	1.6	25	46.300	1140	185	86	450
acero	38	1.6	38	14.100	785	130	90	270
	50	1.6	50	5.900	590	95	92	187
	75	1.6	75	1.800	400	66	95	105