



TECNOLÓGICO NACIONAL DE MÉXICO

INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ

DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA Y BIOQUÍMICA

CARRERA DE INGENIERÍA QUÍMICA

OPCIÓN X: MEMORIA DE RESIDENCIA PROFESIONAL

EVALUACIÓN DEL SISTEMA GIRBOTOL DE LA PLANTA
HIDRODESULFURADORA N°2 DE LA REFINERÍA "ANTONIO DOVALÍ JAIME"

TRABAJO RECEPCIONAL PARA LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERO
QUÍMICO

AUTOR: ANDRÉS VÁZQUEZ SANTIAGO

ASESOR INTERNO: M en C. JORGE CIRO JIMÉNEZ OCAÑA

Tuxtla Gutiérrez, Chiapas mayo de 2015

HOJA DE RESPONSABILIDAD



"2014, Año de Octavio Paz".

Salina Cruz, Oax; 22 de octubre del 2014

ING. JUAN JOSÉ ARREOLA ORDAZ
JEFE DE LA DIVISIÓN DE ESTUDIOS PROFESIONALES,
INSTITUTO TECNOLÓGICO DE TUXTLA GUTIÉRREZ
PRESENTE.

Por este medio me permito de la manera más atenta hacer de su conocimiento, la **APROBACIÓN** para que el reporte de Residencia Profesional, titulado **'EVALUACIÓN DEL SISTEMA GIRBOTOL DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA N°2 DE LA REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME,"** desarrollado en la Refinería "Antonio Dovalí Jaime" propiedad de Petróleos Mexicanos ubicada en la ciudad de Salina Cruz, Oaxaca, por el **C. Andrés Vázquez Santiago**, con número de control **08270768** de la carrera de **Ing. Química** del Instituto Tecnológico de Tuxtla Gutiérrez, durante el periodo **ENERO-JUNIO 2014**; sea registrado como tema de titulación, mediante la opción X (Memoria de Residencia Profesional).

A peticiones de la parte interesada y para fines legales que le convengan, se extiende la presente en la ciudad de Salina Cruz, Oaxaca a 22 de octubre del presente año.

Sin más por el momento, le envié un cordial saludo.

Atentamente;


ING. MARIANO ARAGON SIBAJA
JEFE DE LA PLANTA HIDRODESULFURADORA NAFTAS No.2



don

DEDICATORIA

A Dios, mis padres, mis hermanos, mi familia, mis amigos y sobre todo a mis abuelos.

“Nunca consideres el estudio como una obligación, sino como una oportunidad para penetrar en el bello y maravilloso mundo del saber.”

-Albert Einstein-

AGRADECIMIENTOS

A mis estimados profesores de la Carrera de Ingeniería Química, verdaderos maestros, amigos y forjadores de profesionales excelentes. Al personal de la planta Hidrodesulfuradora N°2 de la Refinería "Antonio Dovalí Jaime" de PEMEX Refinación.

CONTENIDO.	Página
Resumen	1
1.INTRODUCCIÓN	2
1.1 Definición del Problema	2
1.2 Justificación.	2
1.3 Antecedentes.	2
1.4 Objetivo general.	3
1.5 Objetivos específicos.	3
1.6 Alcances y limitaciones.	4
2. MARCO TEÓRICO.	5
2.1 Fundamentos de absorción.	5
2.1.2 Mecanismo de Absorción.	6
2.1.3 Velocidad de Absorción.	7
2.2 DISOLVENTES	10
2.2.1 Definición de disolvente.	10
2.2.2 Clasificación de los disolventes.	10
2.2.2.1 Disolventes químicos.	11
2.2.2.2 Disolventes físicos.	12
2.2.2.3 Disolventes mixtos o fisicoquímicos.	13
2.2.3. ABSORCIÓN DE GASES.	13
2.2.3.1. Elección del disolvente para la absorción.	13
2.2.4 ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL.	14
2.2.4.1 Proceso de endulzamiento de gas natural.	14
2.2.4.2 Componentes del gas natural.	15
2.2.4.3 Contaminantes del gas natural.	18
2.2.4.4. Importancia de la remoción de los contaminantes.	18
2.2.4.5. Especificaciones del gas tratado o dulce.	22
2.2.5. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL A TRAVÉS DE LA ABSORCIÓN DE GASES.	23
2.2.5.1. Tipos de procesos de endulzamiento.	24
2.2.5.2. Absorción asociada con reacción química.	24
2.2.5.3. Proceso de absorción con aminas.	26
2.2.6. PROCESO DE ENDULZAMIENTO (GIRBOTOL).	29
2.2.6.1 Química del proceso Girbotol.	29
2.2.7. PROBLEMAS EN LA OPERACIÓN DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL.	30
2.2.7.1. Formación de espuma.	30
2.2.7.2. Corrosión.	31
2.2.8. CONTAMINANTES QUE AFECTAN A LAS AMINAS.	33
3. METODOLOGÍA.	35
3.1 PROCEDIMIENTO Y DESCRIPCIÓN DE LAS ACTIVIDADES A REALIZAR.	35
3.1.1 Inducción al proceso a los procesos de “endulzamiento” de gas por medio de alcanolaminas y métodos de simulación de plantas endulzadoras.	37
3.1.2 Determinación de las variables que influyen en este tratamiento de aminas.	40
3.1.3 Descripción del flujo de la unidad U-600	41
3.1.3.1 Sección de tratamiento con DEA.	41
3.1.3.2 Absorbedor de gas ácido DA-601.	42
3.1.3.3 Contactor de hidrocarburos DA-602.	43

3.1.3.4 Separador de hidrocarburos FA-603.	43
3.1.3.5 Torre reactivadora DA-603.	44
3.2 DATOS DE DISEÑO DE LOS EQUIPOS DEL PROCESO.	45
3.3 PROCESO DE SIMULACIÓN.	48
3.3.1 Aplicación de la simulación.	49
Figura 31. Esquema general de la simulación de la sección de tratamiento de gas amargo	68
3.3.2 Validación de la simulación.	69
3.4 PÉRDIDAS DE AMINA.	71
3.5 MÉTODOS DE CARACTERIZACIÓN DE UNA MUESTRA DE AMINA.	73
3.5.1 Espectroscopia UV – visible	73
3.5.2 Cromatografía de líquidos: HPLC	73
3.5.3 Cromatografía de gases con detector de espectro de masas.	74
4. RESULTADOS	75
4.1 Efecto de la variación de la concentración de DEA.	75
4.1.1 Tablas de resultados.	76
4.2 Efecto de la temperatura de la solución absorbente.	77
4.2.1 Tablas de resultados sobre el efecto de la temperatura.	78
4.3 CAUSA DE LA BAJA CONCENTRACIÓN Y PÉRDIDA DE DEA EN LA SOLUCIÓN ABSORBENTE DE LA UNIDAD 600.	79
4.4 CÁLCULOS	81
4.4.1 Balance de materia.	81
4.4.2. BALANCE DE MATERIA POR EQUIPOS.	83
4.4.2.1 Porcentaje de absorción de H ₂ S en la torre da-601 según los datos del Hysys.	83
4.5 DISCUSIÓN DE RESULTADOS.	88
4.5.1 Resultados obtenidos en la simulación	88
4.5.1.1 Efecto de la variación de concentración de DEA en la solución absorbente.	88
4.5.1.2 Efecto de la variación de temperatura en la solución absorbente.	88
4.5.1.3 Pérdida de amina.	89
5. CONCLUSIONES.	89
6. RECOMENDACIONES.	90
6.1 CHECK LIST PROBLEMAS Y PROCEDIMIENTO CORRECTIVO.	91
6.2 ARRASTRE DE AMINAS.	93
FUENTES DE INFORMACIÓN.	95

RESUMEN.

En este trabajo, se simuló una planta de endulzamiento de gas con aminas para un gas característico producido en la planta Hidros II, como resultado del proceso de hidrodesulfuración de combustibles, empleando las condiciones operativas características de este tipo de planta. La simulación se realizó con el simulador comercial Aspen-Hysys® V 8.0, usado en la industria del petróleo y gas. El endulzamiento es llevado a cabo en un sistema compuesto fundamentalmente por una torre absorbadora y una torre regeneradora. El objetivo de este trabajo es realizar un análisis de sensibilidad con el fin de identificar las principales variables operativas del proceso de endulzamiento, con el fin de conocer cómo influyen en la composición del gas dulce y su contenido de H₂S a la salida de la torre absorbadora. Las variables que se identificaron son: contenido de amina en la solución absorbadora, temperatura y flujo volumétrico de gas a endulzar.

1. INTRODUCCIÓN.

1.1. Definición del problema.

En fechas recientes los análisis de laboratorio indican una valores en la concentración de aminas en la solución absorbente de un rango entre los 15-11%, un valor por debajo del recomendado para operar la planta de "Girbotol", que emplea dietanolamina en el proceso, para retirar el sulfuro de hidrógeno (H_2S) disuelto en el gas natural e hidrocarburos líquidos.

Ya que el IMP especifica en el diseño una concentración de entre 20-25% de DEA, la baja concentración de aminas puede ocasionar que el gas de salida (producto) pueda estar fuera de especificación respecto a su concentración de H_2S contenido en el, además de que puede ocasionar corrosión en las tuberías y equipos del proceso, por lo que también es un problema operativo.

1.2 Justificación.

La importancia de este proyecto radica en que es necesario llevar a cabo una evaluación del sistema de tratamiento de gases y condensados amargos (U-600) a fin de determinar la causa de la baja concentración de DEA en la solución utilizada en la torre absorbedora y tomar las medidas convenientes para solucionar este detalle.

Así como dejar evidencia que pueda ser utilizada como referencia para sucesos similares que puedan ocurrir a futuro.

1.3 Antecedentes.

La unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600 inició sus operaciones en el mes de Enero de 1991, la función de la planta es: la separación del H_2S contenido en las corrientes gaseosas provenientes de las Plantas Hidrodesulfuradoras de Naftas y Destilados Intermedios, eliminar el H_2S residual de la corriente de LPG (Gas Licuado del Petróleo) proveniente de la sección de tratamiento con DEA (Di-Etanolamina) de esta misma planta.

Desde su fecha de arranque hasta el año 2012 se manejaron los siguientes parámetros de operación:

La concentración de la solución acuosa de la DEA utilizada en para llevar acabo la absorción del H₂S de las corrientes de hidrocarburos debe estar en un rango de 20 a 25% en peso de Dietanolamina (DEA), a fin de que la absorción se realice en las mejores condiciones para el proceso.

A partir de la reparación de la unidad llevada a cabo en el mes de septiembre del 2012 se han estado registrando niveles bajos de concentración de amina en la solución de DEA (Di-Etanol-Amina) que entra a la torre absorbedora de la unidad 600 (Unidad en la que se lleva a cabo el proceso denominado "Girbotol"), teniéndose registrado el valor de concentración en un 11% en peso de DEA, según los análisis hechos por el laboratorio. Esta concentración se encuentra muy por debajo del límite mínimo a la cual se recomienda operar el proceso para obtener un producto dentro de las especificaciones que dictan las normas. Aun así, los análisis y pruebas hechas al producto final del proceso, muestran que las concentraciones de H₂S se encuentran dentro del rango permitido por la legislación que dicta que este debe contar con un máximo de contenido de azufre de 0.5 ppm.

1.4 Objetivo general.

Realizar una evaluación del proceso "Girbotol" del sistema de tratamiento de aminas en la Unidad 600 de la planta Reformadora e Hidrodesulfuradora de naftas N°2 de la Refinería Antonio Dovalí Jaime.

1.5 Objetivos específicos.

- Conocer el proceso y funcionamiento del tratamiento de aminas (u-600).
- Identificar las variables que influyen en este tratamiento.
- Obtener datos de diseño de los equipos del proceso de los planos y hojas de diseño del sistema.
- Simular el proceso de la unidad 600 empleando el simulador comercial Hysys para este propósito.
- Identificar la causa de la baja concentración de aminas en la solución absorbente.

1.6 Alcances y limitaciones.

Las principales limitaciones del proyecto son las siguientes:

- Las condiciones de operación, específicamente de los flujos de entrada son variadas.
- Solo nos limitaremos a evaluar el sistema de aminas de la unidad 600.
- No se cuenta con adecuada instrumentación en sitio para medir la concentración de amina a la entrada de la torre absorbidora. Solo se tienen los análisis realizados en el laboratorio del Área de Química de la Refinería
- Algunas de las ecuaciones de los cálculos realizados no se definen claramente.

Los principales alcances del proyecto son los siguientes:

- El Presente Proyecto determina la influencia y efecto de las variables del proceso como son la Presión, Temperatura, Flujo Volumétrico, etc. En el sistema de tratamiento de gas amargo de la unidad 600 del Sector Hidros. II de la Refinería "Antonio Dovalí Jaime"
- Se realizó un monitoreo de las condiciones del gas de entrada a la unidad referente a la composición del flujo, es decir, los hidrocarburos presentes en el gas y la fracción molar de estos presente en las corrientes de entrada. Así como el contenido de H₂S de este mismo gas.
- Se realiza una evaluación de la unidad 600, en el simulador comercial Aspen Hysys V8, con el fin de determinar la cantidad mínima con la que se puede operar el sistema obteniendo 50ppm en el gas dulce de salida de la unidad.
- También se investigó por qué es la baja concentración de Dietanolamina en la solución absorbente utilizada, para determinar contaminantes que provoquen la pérdida de aminas en sistema de este tipo, la investigación se realizará en bibliografía especializada sobre el tema.
- Se realizaron análisis en el laboratorio, con el fin de detectar unas posibles causas de contaminación en la solución de DEA utilizada en el proceso. Con el fin de eliminarlas.

2. MARCO TEÓRICO.

2.1 Fundamentos de absorción.

La eliminación de una o más sustancias de una mezcla de gases por absorción en un líquido adecuado es una de las operaciones con más frecuencia en la industria química.

Es una operación con transferencia de materia controlada por la difusión de materia. Por ejemplo, la acetona puede ser eliminada de una mezcla de acetona- aire haciendo pasar la mezcla gaseosa a través de agua, donde se disuelve la acetona, mientras que el aire prácticamente pasa inalterado.

En este caso se trata de un proceso físico, ya que posibles reacciones químicas tendrían un efecto despreciable. Sin embargo, el H_2S puede eliminarse por tratamiento con soluciones alcalinas, en este caso la reacción química desempeña un papel indispensable en el proceso modificando la velocidad de absorción.

2.1.1 Equilibrio de solubilidades de gases en líquidos.

La velocidad a la que un componente de una mezcla gaseosa se disuelve en un absorbente (o se desorbe de un líquido) depende de la diferencia de concentración con respecto a la de equilibrio. Hay que considerar las características del equilibrio líquido- gas.

La solubilidad de un gas en un líquido, a una temperatura dada aumenta con la presión. Si la presión de equilibrio de un gas a determinada concentración en la fase líquida es alta, significa que el gas es relativamente insoluble en el líquido, mientras que si es baja, se dice que es soluble.

En adición, la solubilidad también se ve influenciada por la temperatura de acuerdo con la ley de Van't Hoff: si la temperatura de un sistema en equilibrio se aumenta, el sistema debe evolucionar de forma que absorba calor. Por ende, la solubilidad de los gases decrece al aumentar la temperatura.

2.1.2 Mecanismo de Absorción.

De acuerdo con la teoría de las dos películas de Whitman, la materia se transfiere de un sistema bifásico por convección. Las diferencias de concentraciones se consideran despreciables excepto en la proximidad de la interface. Se supone que a cada lado de esta interface las corrientes de convección se interrumpen y existen películas de fluido en las que la materia se transfiere por difusión molecular.

Estas películas deben tener un espesor ligeramente superior que el de la capa sub-laminar, ya que ofrecen una resistencia equivalente al de la capa límite. Adicionalmente, la ley de Fick dice que la velocidad de difusión es proporcional al gradiente de concentración y al área de la interface en la que está ocurriendo la difusión

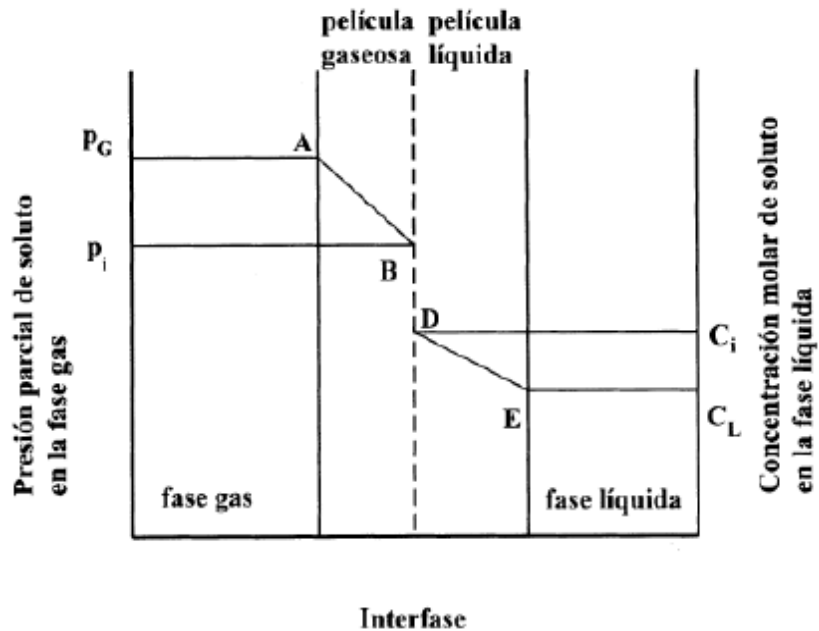


Figura 1. Mecanismo de Absorción de un soluto en un líquido

Fuente: GOMIS Marcilla, Operaciones de Separación con contacto continuo.
Editorial Epagrafic, Madrid 1999. P. 19

Donde:

P_G = Presión parcial del componente en la fase gas

P_i = Presión parcial de la interface

C_i = Concentración del componente en la interface

C_L = Concentración del componente en la fase líquida

La dirección de la transferencia de materia a través de la interface no depende en sí de la diferencia de concentraciones entre las fases, sino de las relaciones de equilibrio y de la diferencia de concentraciones de las fases respecto a la del equilibrio. Se supone que en la interface no hay resistencia a la transferencia de materia y el equilibrio se alcanza instantáneamente.

2.1.3 Velocidad de Absorción.

En un proceso de absorción en estado estacionario, la velocidad de transferencia de materia a través de la película de gas será igual que la correspondiente a través de la película líquida, ya que no hay acumulación en la interface.

Esta etapa está basada en la Ley de Henry que dice que cuando un gas está en contacto con la superficie de un líquido, la cantidad de gas que pasa a la solución es proporcional a la presión parcial del gas. Una razón simple para la ley de Henry es que si la presión parcial de un gas es dos veces más alta en promedio, las moléculas llegarán doblemente a la superficie del líquido en un intervalo de tiempo dado, y en promedio serán capturadas el doble y pasarán a la solución. En una mezcla de gases, la ley de Henry ayuda a predecir la cantidad que se disuelve de cada gas, pero los diferentes gases tienen una solubilidad diferente y esto también afecta a la velocidad de disolución. La constante de proporcionalidad en la ley de Henry debe tomar esto en consideración.

$$S = k_s * P$$

Donde:

- P = es la presión parcial del gas.
- S = es la concentración del gas (solubilidad).
- k_s = es la constante de Henry, que depende de la naturaleza del gas, la temperatura y el líquido.

Las unidades de la constante que dependen de las unidades elegidas para expresar la concentración y la presión.

Ley de Fick:

Es una ley cuantitativa en forma de ecuación diferencial que describe diversos casos de difusión de materia o energía en un medio en el que inicialmente no existe equilibrio químico o térmico. En situaciones en las que existen gradientes de concentración de una sustancia, o de temperatura, se produce un flujo de partículas o de calor que tiende a homogeneizar la disolución y uniformizar la concentración o la temperatura. El flujo homogeneizador es una consecuencia estadística del movimiento azaroso de las partículas que da lugar al segundo principio de la termodinámica, conocido también como movimiento térmico casual de las partículas. Así los procesos físicos de difusión pueden ser vistos como procesos físicos o termodinámicos irreversibles.

Criterios:

- La Ley de Difusión de Fick toma en cuenta ciertos parámetros para determinar el nivel de difusión de una especie dada:
- Magnitud de gradiente. Un mayor gradiente acelera la difusión.
- Superficie de difusión.
- Difusividad másica entre A y B. Definida para una especie A difundándose en especie B.

Formulación:

En el caso de existir diferencias de concentración de cualquier especie (concentración de sustancia o temperatura), el paseo aleatorio de las moléculas se llevará a cabo desde las regiones con mayor concentración hacia las regiones de menor concentración. El flujo de sustancia irá en el sentido opuesto del gradiente de concentración y, si éste es débil, podrá aproximarse por el primer término de la serie de Taylor, resultando la ley de Fick:

$$\mathbf{j} = -D \nabla c$$

Siendo D el coeficiente de difusión de la especie de concentración " C ". En el caso particular del calor, la ley de Fick se conoce como ley de Fourier y se escribe como:

$$\mathbf{q} = -k \nabla T$$

Siendo k la conductividad térmica.

Tomando la ley de conservación integral para la especie c , y aplicándole a esta última el teorema de Stokes se tiene:

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_V c \, dV = - \int_{\partial V} \mathbf{j} \cdot d\mathbf{S} \quad \Rightarrow \quad \frac{\partial c}{\partial t} + \nabla \cdot \mathbf{j} = 0$$

Combinando el resultado anterior con la ley de Fick resulta la ecuación de difusión o segunda ley de Fick:

$$\frac{\partial c}{\partial t} - D\nabla^2 c = \frac{\partial c}{\partial t} - D \left(\frac{\partial^2 c}{\partial x^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial y^2} + \frac{\partial^2 c}{\partial z^2} \right) = 0$$

Si existe producción o destrucción de la especie (por una reacción química), a esta ecuación debe añadirse un término de fuente en el segundo miembro.

Para el caso particular de la temperatura, si se aplica que la energía interna es proporcional a la temperatura, el resultado es la ecuación del calor.

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_V C_m(T - T_0) \, dV = - \int_{\partial V} \mathbf{q} \cdot d\mathbf{S} + \int_V \dot{Q} \, dV \quad \Rightarrow \quad \frac{\partial(C_m T)}{\partial t} + \nabla \cdot \mathbf{q} = \dot{Q}$$

$$C_m \frac{\partial T}{\partial t} - k\nabla^2 T = \dot{Q}$$

Con C_m la capacidad calorífica y \dot{Q} la cantidad de calor generada internamente, si el medio es simplemente un conductor sin generación interna de calor $\dot{Q} = 0$

2.2 DISOLVENTES.

2.2.1 Definición de disolvente.

Los disolventes tienen gran importancia en productos como pinturas a base de agua, barnices, tintas, aerosoles, cuero, en coloración de textiles, marcadores permanentes, pegamentos y adhesivos, en algunos químicos utilizados en fotografía, entre otros.

El término disolventes se refiere a sustancias orgánicas en estado líquido, utilizadas para disolver sólidos o gases u otros líquidos. La mayoría de ellos son derivados del petróleo o sintéticos. Es importante mencionar que no hay ningún disolvente 100% seguro, todos son tóxicos en distintos niveles. Es por ello que se deben de conocer las hojas de datos de seguridad MSDS del solvente a utilizar y elegir el menos riesgoso, o ver la forma de controlar el riesgo.

A continuación se enlistan las consideraciones que se deben tener en cuenta al elegir el tipo de solvente con el que se va a trabajar en un proceso de endulzamiento:

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

2.2.2. Clasificación de los disolventes.

Los disolventes se clasifican en distintas clases, de acuerdo a sus propiedades y a su estructura molecular. Muchos de los disolventes más utilizados son alifáticos, aromáticos, alcoholes, ésteres, cetonas e hidrocarburos.

Debido a las exigencias legales, ambientales y de calidad en el proceso existe una demanda alta en los procesos de remoción, así como también en los de recuperación por lo que se han probado diferentes tecnologías mejoradas, algunas han resultado eficientes desde el punto de vista operacional y económico.

Para la remoción del ácido sulfhídrico se utilizan los siguientes procesos: absorción mediante un solvente, adsorción mediante una cama sólida y conversión directa a azufre. En este caso solo consideraremos el primer caso. La absorción es la técnica más empleada para la remoción de H₂S, es mediante un solvente que se pone en contacto con el gas a contracorriente.

Del absorbedor el gas ácido pasa a un regenerador en donde se aplica calor. La solución regenerada se enfría y se recircula completándose así el ciclo. La solución rica en H₂S se puede mandar a una unidad de recuperación de azufre. Los solventes utilizados pueden ser químicos, físicos o una combinación de ambos.

2.2.2.1 Disolventes químicos.

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

Las soluciones acuosas de alcanolaminas son los solventes más utilizados para la remoción de gases ácidos, son mejores que los disolventes físicos cuando se manejan presiones bajas.

Debido a que la solución es acuosa, la absorción de hidrocarburos es mínima. Las reacciones con los gases ácidos son exotérmicas, forman una unión química débil, la cual se rompe al disminuir la presión y al aumentar la temperatura en el regenerador. Se libera el gas quedando así el solvente listo para su reutilización. Las aminas son compuestos derivados del amoníaco (NH_3), son bases orgánicas donde uno, dos o tres grupos alquilo pueden ser sustituidos en lugar de los hidrógenos en el amoníaco para dar aminas primarias, secundarias y terciarias, respectivamente (Pine, 1987).

Las aminas se dividen en primarias (monoetanolamina, diglicolamina), secundarias (dietanolamina) y terciarias (metildietanolamina, trietanolamina) dependiendo del número de sustituciones que se hagan sobre el nitrógeno. Las aminas se han convertido en sustancias químicas muy importantes ya que son empleadas como disolventes en los procesos de endulzamiento de gas natural.

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

El uso de mezclas de alcanolaminas ha demostrado tener excelentes características de absorción, así como una capacidad de carga elevada, velocidades de reacción superiores y requieren menor energía para la recuperación del solvente.

2.2.2.2. Disolventes físicos.

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

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

Los disolventes físicos se regeneran en un flash multietapas a bajas presiones. En el caso de remoción de H_2S se utilizan métodos de separación más rigurosos como flasheo al vacío desorción con aplicación de calor, entre otros. Debido a que la solubilidad de los gases ácidos aumenta al disminuir la temperatura, la absorción se lleva a cabo a bajas temperaturas. La mayoría de los disolventes físicos son capaces de remover los compuestos orgánicos de azufre. Éstos presentan una solubilidad alta con el H_2S y con el CO_2 .

Algunos procesos físicos que usan disolventes orgánicos se han comercializado. Los cuales incluyen al proceso Selexol que utiliza dimetil-eter de polietilenglicol como solvente, Rectisol utiliza metanol, Purisol que utiliza N-metil- 2-pirolidona (NMP) como disolvente y el proceso que utiliza al propilen-carbonato.

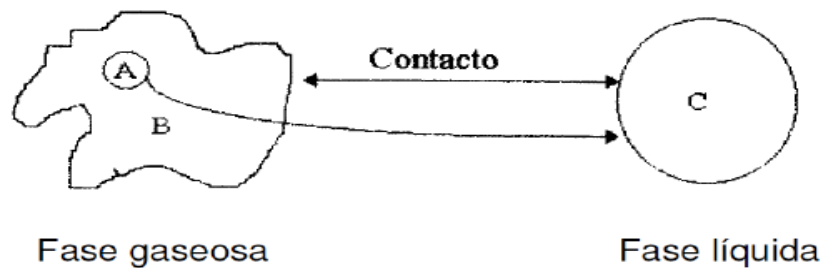


Figura 2. Diagrama de transferencia de masa entre dos fases

Fuente: Jerónimo Pedro, Tratamiento con Solventes para el Proceso de Endulzamiento de Gas Natural. Universidad Veracruzana

2.2.2.3. Disolventes mixtos o fisicoquímicos.

Son aquellos que combinan disolventes químicos con disolventes físicos. Utilizan las ventajas de ambos. Algunos ejemplos son los procesos Sulfinol (mezcla de sulfolane MDEA y agua), Flexsorb PS y Ucarsol LE.

2.2.3. ABSORCIÓN DE GASES.

La absorción de gases es un proceso de separación mediante la cual los componentes solubles de una mezcla gaseosa se disuelven en un líquido. La operación inversa, denominada desorción consiste en la transferencia a un gas de los componentes volátiles de una mezcla líquida.

El contacto íntimo entre las fases, líquido y gas, normalmente, se logra en las denominadas torres o columnas, que son recipientes cilíndricos, en posición vertical y en cuyo interior se incluyen dispositivos como bandejas o lechos de rellenos. Generalmente, el gas y el líquido fluyen en contracorriente por el interior de la torre, cuyos dispositivos internos promueven el contacto entre las fases y el desarrollo de la superficie interfacial a través de la cual se producirá la transferencia de materia.

- Absorción de ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) empleando Etanol amina.
- Absorción de ácido sulfhídrico (H_2S) y bióxido de carbono (CO_2) mediante amoníaco (NH_3) en solución acuosa, lo cual forma sulfato de amonio, que una vez recuperado se vende como fertilizante.
- El SO_2 puede separarse por absorción líquida y purificarse para colectarse, comprimirse y venderse.
- Eliminación del dióxido de nitrógeno y fluoruros solubles, por medio del agua.

2.2.3.1. Elección del disolvente para la absorción.

Si el propósito principal de la operación de absorción es producir una solución específica, el disolvente es especificado por la naturaleza del producto. Si el propósito principal es eliminar algún componente del gas, casi siempre existe la posibilidad de elección. Por supuesto, el agua es el disolvente más barato y más completo, pero debe darse considerable importancia a las siguientes propiedades:

- Solubilidad del gas: la solubilidad del gas debe ser elevada, a fin de aumentar la rapidez de la absorción y disminuir la cantidad requerida de solvente. En general, los solventes de naturaleza química similar a la del soluto que se va a absorber proporcionan una buena solubilidad. Para los casos en que son ideales las soluciones formadas, la solubilidad del gas es la misma, en fracciones mol, para todos los disolventes.

Sin embargo, es mayor, en fracciones peso, para los disolventes de bajo peso molecular y deben utilizarse pesos menores de estos disolventes. Con frecuencia, la reacción química del disolvente con el soluto produce una solubilidad elevada del gas; empero, si se quiere recuperar el disolvente para volverlo a utilizar, la reacción debe ser reversible.

- Volatilidad: 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. Si es necesario, puede utilizarse un líquido menos volátil para recuperar la parte evaporada del primer solvente.
- Corrosión: los materiales de construcción que se necesitan para el equipo no deben ser caros o costosos.
- Costo: el disolvente debe ser barato, de forma que las pérdidas no sean costosas, y debe obtenerse fácilmente.
- Viscosidad: 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.
- Misceláneos: si es posible, el disolvente no debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser estable químicamente y tener un punto bajo de congelamiento.

2.2.4. ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL.

2.2.4.1. Proceso de endulzamiento de gas natural.

El proceso de endulzamiento de gas natural se refiere a la purificación del gas, eliminando especialmente el ácido sulfhídrico y el dióxido de carbono, debido que son altamente corrosivos en presencia de agua y tienen un impacto negativo en la capacidad calorífica del gas natural. Dicha operación involucra la remoción de las impurezas presentes en fase gaseosa.

La absorción de un contaminante gaseoso en un líquido es una operación unitaria muy importante para la purificación del gas natural, en la cual los componentes de una mezcla gaseosa son disueltos selectivamente en un líquido. Esta operación se realiza generalmente en torres verticales que en su interior tienen platos, empaques y otros dispositivos que aumentan el contacto entre ambas fases las cuales fluyen a contracorriente (Perry, 2003).

Existen dos principales tipos de absorción que se emplean en el proceso de endulzamiento de gas natural: absorción física y absorción química, ambas son capaces de remover los gases ácidos. La absorción química emplea soluciones acuosas de alcanolaminas para remover el CO₂ de la corriente de gas. El gas natural es endulzado en una torre de absorción a una temperatura de aproximadamente 50°C. Posteriormente, las alcanolaminas son regeneradas a temperaturas de entre 110°C y 120°C. Este proceso es muy empleado a nivel comercial aunque su costo de operación es alto debido a la cantidad de energía que se emplea para la regeneración del disolvente. En el caso de la absorción física los disolventes empleados son glicoles u otros disolventes orgánicos en donde la interacción con el CO₂ no es tan fuerte en comparación de las alcanolaminas. Consecuentemente, se requiere una menor cantidad de energía en la regeneración.

Actualmente, la tecnología más empleada es la absorción química con soluciones acuosas de alcanolaminas. Una de las ventajas es que se pueden regenerar los solventes químicos por medio de un incremento de temperatura, gracias a que las reacciones que se producen son reversibles, exceptuando aquellas que involucran compuestos térmicamente estables (G.P.A. Estudios y Servicios Petroleros, 2008). Normalmente la información inicial que se tiene del proceso de absorción es la composición de la corriente gaseosa y el grado de recuperación requerido de los solutos. Perry y O´Maloney en el 2003 establecieron que para diseñar una columna de absorción es muy importante determinar el mejor solvente, las dimensiones de la columna y los elementos internos, las temperaturas de entrada de las corrientes, la cantidad que debe ser removida, los efectos térmicos y los factores mecánicos, entre otros.

2.2.4.2. Componentes del gas natural.

No existe una composición o mezcla que se pueda tomar para generalizar la composición del gas natural. Cada gas tiene su propia composición, de hecho dos pozos de un mismo yacimiento puede tener una composición diferente entre sí. También la composición del gas varía conforme el yacimiento va siendo explotado, es por eso que se deberá hacer un análisis periódico al gas que es extraído, para adecuar los equipos de explotación a la nueva composición y evitar problemas operacionales.

Cuando el gas natural es extraído de los yacimientos presenta impurezas las cuales hay que eliminar ya que pueden provocar daños al medio ambiente, corrosión en equipos o disminuir el valor comercial del gas. Normalmente se compone de hidrocarburos con muy bajo punto de ebullición. El Metano es el principal constituyente de este combustible, con un punto de ebullición de -154°C, el etano con un punto de ebullición de -89°C, puede estar presente en cantidades de hasta 10%; el propano cuyo punto de ebullición es de hasta -42°C, representa un 3%. El butano, pentano, hexano y octano también pueden estar presentes así como se muestra en la figura 2.1.

La composición de una mezcla de gas natural puede ser expresada tanto en fracción mol, fracción volumen o fracción peso de sus componentes, aunque también puede ser expresada en porcentaje mol, en porcentaje volumen o porcentaje peso.

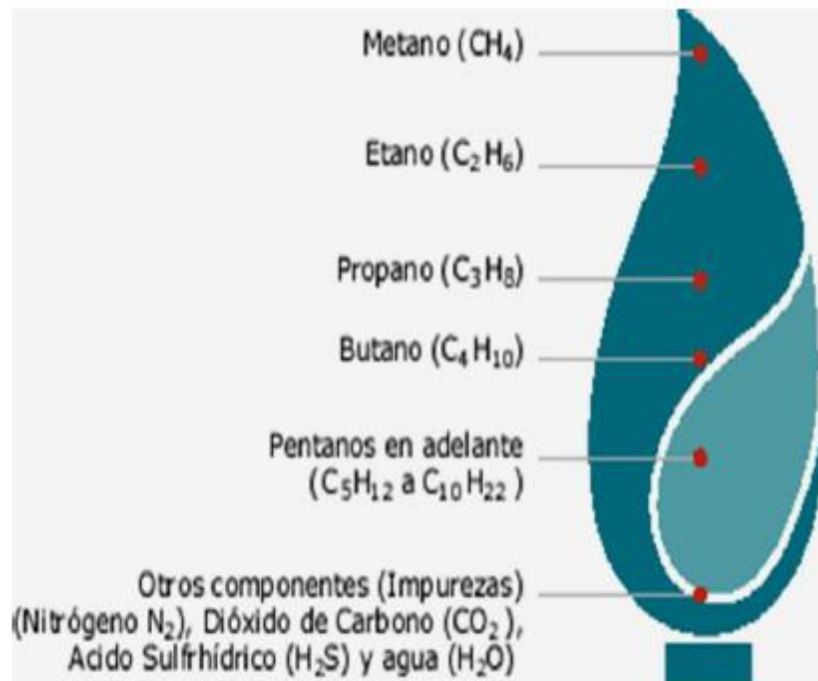


Figura 2. Componentes del Gas Natural

Fuente: G.P.A Estudios y Servicios Petroleros

La siguiente tabla nos presenta los componentes que a menudo son encontrados en la composición del gas natural.

Tabla 1. Componentes del Gas Natural

CLASE	COMPONENTE	FORMULA
Hidrocarburos	Metano	CH ₄
	Etano	C ₂ H ₆
	Propano	C ₃ H ₈
	i-Butano	iC ₄ H ₁₀
	n-Butano	nC ₄ H ₁₀
	i-Pentano	iC ₅ H ₁₂
	n-Pentano	nC ₅ H ₁₂
	Ciclopentano	C ₅ H ₁₀
	Hexanos y pesados	
Gases inertes	Nitrógeno	N ₂
	Helio	He
	Argón	Ar
	Hidrógeno	H ₂
	Oxígeno	O ₂
Gases ácidos	Acido sulfhídrico	H ₂ S
	Dióxido de carbono	CO ₂
Componentes de azufre	Mercaptanos	R-SH
	Sulfuros	R-S-R

Fuente: G.P.A Estudios y Servicios Petroleros

2.2.4.3 Contaminantes del gas natural.

Khol y Nielsen, en su libro Gas Purificación, reportan los contaminantes más importantes encontrados en los yacimientos de gas natural, al cual se hará referencia para efecto de la identificación y comparación con las impurezas del gas de producción. En la tabla 2.2 se muestran dichos contaminantes así como su fórmula química (Khol y Nielsen, 1997):

Tabla 2. Principales Contaminantes del Gas Natural

❖ Agua (H_2S)
❖ Amoníaco (NH_3)
❖ Cianuro de Hidrógeno (HCN)
❖ Dióxido de Azufre (SO_2)
❖ Dióxido de Carbono (CO_2)
❖ Disulfuro de Carbono (CS_2)
❖ Mercaptanos (RCH)
❖ Nitrógeno (N_2)
❖ Sulfuro de Carbonilo (COS)
❖ Sulfuro de Hidrógeno (H_2S)
❖ Óxidos de nitrógeno (NO_x)
❖ Componentes volátiles ($VOCs$)
❖ Compuestos orgánicos de azufre

Fuente: G.P.A Estudios y Servicios Petroleros

2.2.4.4. Importancia de la remoción de los contaminantes.

La remoción de estos contaminantes se requieren por razones de seguridad, control de corrosión, especificaciones del producto líquido y/o gaseoso, para prevenir el congelamiento a bajas temperaturas, disminuir los costos de compresión, prevenir el congelamiento del CO_2 y el envenenamiento de los catalizadores en las instalaciones aguas abajo y para satisfacer requerimientos ambientales. En la tabla 2.3 se muestran los efectos que causan las principales impurezas del gas natural en el proceso de endulzamiento.

El proceso de endulzamiento tiene como objetivo la eliminación de los componentes ácidos del gas natural, en esencial el sulfuro de hidrógeno (H₂S) y el dióxido de carbono (CO₂).

El sulfuro de hidrógeno es un gas altamente tóxico. A muy bajas concentraciones irrita posiblemente los ojos, nariz y garganta. La nariz humana puede detectar el sulfuro de hidrógeno a concentraciones tan bajas como 0.02 ppm. Sin embargo, el sentido del olfato humano no puede detectar concentraciones residuales del sulfuro de hidrógeno. Altas concentraciones y exposiciones prolongadas al sulfuro de hidrógeno insensibilizan el sentido del olfato. Las concentraciones requeridas para las diferentes reacciones con el cuerpo humano son:

- Valor límite máximo para exposición prolongada: 10 ppm.
- Síntomas ligeros después de muchas horas de exposición: 10 – 100 ppm.
- Concentración máxima que puede ser inhalada por una hora sin efectos, irritación significativa de los ojos y problemas respiratorios: 200 – 300 ppm.
- Peligrosa después de 30 minutos: 700 – 900 ppm y por encima.
- Muerte en minutos: mayores de 1000 ppm.

El sulfuro de hidrógeno es un gas altamente inflamable y origina la combustión en el aire a concentraciones de 4,3 – 46 ppm. Los vapores del sulfuro de hidrógeno son más pesados que el aire y pueden migrar distancias considerables hasta una fuente de ignición.

El dióxido de carbono se presenta naturalmente como un gas, que es más denso que el aire, inodoro e incoloro. Es también un producto principal de la combustión. El CO₂ es inactivo y por lo tanto no inflamable. El CO₂ desplazará al oxígeno y puede crear una atmósfera deficiente en oxígeno que produce sofocación. El principal peligro es su exposición a elevada concentración. Como el CO₂ es más denso que el aire, su potencial se incrementa, especialmente cuando entra en tanques y recipientes.

Una creencia común pero errónea es que el CO₂ actúa simplemente como un asfixiante que disminuye el nivel de oxígeno por debajo del 16% mínimo necesario para vivir (a nivel del mar). Sin embargo, este es frecuentemente el caso en la mayoría de los accidentes más serios; el CO₂ comienza a tener un efecto apreciable en las funciones del cuerpo humano alrededor de 2 – 3 %. La concentración de CO₂ en la sangre afecta el ritmo de la respiración, lo que resulta en un incremento medible de un nivel de 1 % en el aire inspirado.

Cualquier persona comprometida en el diseño u operación de una instalación en la cual el H₂S y/o CO₂ están presentes deberían buscar consejos de expertos, tomando en cuenta las precauciones detalladas de seguridad y las consideraciones de diseño mecánico.

Tabla 3. Efecto de las principales impurezas

IMPUREZAS	EFECTO
<p>CO₂</p> <p>H₂S</p>	<ul style="list-style-type: none"> • A temperaturas moderadas el CO₂ no es corrosivo al acero si está seco. Sin embargo, en presencia de humedad o de humedades relativas de 60 – 70 % resulta bastante corrosivo. • Pequeñas cantidades de humedad en el CO₂ – del orden de 1000 ppmv, producen altas velocidades de corrosión del acero al carbono a 100 °F. • El CO₂ es altamente soluble en agua y reacciona formando un ácido débilmente ionizado, el ácido carbónico (H₂CO₃) que se combina con el hierro (ferroso) para formar Siderita (FeCO₃) que es, tanto un producto de corrosión como una incrustación. • De acuerdo con la fuente, existe corrosión carbónica uniforme cuando la presión parcial del CO₂ es superior a 30 psi.
<p>H₂S</p>	<ul style="list-style-type: none"> • El Sulfuro de hidrógeno (H₂S) proviene tanto de la formación del yacimiento, como el originado de la actividad de bacterias sulfato reductoras, y pueden estar presentes distribuido en las fases gas, crudo y agua, generando serios problemas de corrosión y provocando fallas de los materiales en el corto plazo. Las zonas críticas a monitorear y proteger, en un sistema de gas, son principalmente las zonas húmedas y en contacto con agua conteniendo H₂S, tales como separadores, trampas de agua, etc. • Los tipos de corrosión normalmente observados son: corrosión general y pitting. La presencia de H₂S promueve la reacción anódica y picado del acero y además actúa despolarizando las zonas catódicas, favoreciendo aún más la corrosión. Generalmente se puede observar la formación de una película negra de sulfuro de hierro que puede disminuir la velocidad de corrosión en algunos casos y además ocultar fallas latentes del material las cuales pueden aparecer repentinamente cuando se realizan trabajos de limpieza y mantenimiento de los equipos y líneas.

	<p>El metal de las instalaciones puede sufrir fragilización y falla por efecto de la absorción molecular de hidrógeno proveniente de la disociación H₂S presente sobre la superficie metálica. Muchas de las fallas observadas se encuentran en metales de alta dureza, sometidos a condiciones de stress. En condiciones de alta velocidad de penetración de H₂, el metal puede llegar a presentar ampollamiento, acelerando el tiempo de deformación y rotura. Las variables principales que afectan la absorción de H₂ y la fragilización del metal son: pH, concentración de H₂S, temperatura y condición de la superficie metálica.</p> <ul style="list-style-type: none"> • Corrosión microbiológica La presencia de BSR principalmente en zonas de en ausencia de oxígeno, como son tanques de proceso o almacenamiento, producen altas tasas de corrosión en cortos períodos. La actividad microbiológica transforma los iones sulfatos contenidos en el agua a ácido sulfhídrico provocando el ataque del material formando continuas películas de sulfuro de hierro. Se debe tener precaución en la selección y aplicación de limpiadores y biocidas para el control de las BSR, debido a que pueden dar a la luz
	<p>fallas y pinchaduras ocultas en el tiempo.</p> <ul style="list-style-type: none"> • El H₂S es altamente toxico para las personas, animales y ambiente en general.
NOx	<ul style="list-style-type: none"> • Los óxidos de nitrógeno se producen en la combustión al combinarse radicales de nitrógeno, procedentes del propio combustible o bien, del propio aire, con el oxígeno de la combustión. Este fenómeno tiene lugar en reacciones de elevada temperatura, especialmente procesos industriales y en motores alternativos, alcanzándole proporciones del 95% - 98% de NO y del 2 % - 5% de NO₂. Dichos óxidos, por su carácter ácido contribuyen, junto con el SO₂ a la lluvia ácida y a la formación del "smog" (término anglosajón que se refiere a la mezcla de humedad y humo que se produce en invierno sobre las grandes ciudades). • La propia composición del gas natural genera dos veces menos emisiones de NOx que el carbón y 2.5 veces menos que el fuel-oil. Las modernas instalaciones tienen a reducir las emisiones actuando sobre la temperatura, concentración de nitrógeno y tiempos de residencia o eliminándolo una vez formado mediante dispositivos de reducción catalítica.
Vapor de Agua	<ul style="list-style-type: none"> • La presencia de vapor de agua a temperaturas cercanas al ambiente y presiones altas forma hidratos de metano que pueden obstruir los gasoductos.

Fuente: Análisis cromatográfico proporcionado de las operaciones de Pluspetrol Norte S.A. Anexo 4

Fuente: GPA Estudios y Servicios Petroleros SRL Nota técnica 20.

2.2.4.5. Especificaciones del gas tratado o dulce.

Un gas transportado o destinado al consumo doméstico, que contenga más de 0.25 granos de H₂S por 100 pies cúbicos o 4 ppm, se considera un gas ácido. Esta definición también se aplica al contenido de CO₂, el cual no es tan indeseable como el H₂S. Generalmente es práctico reducir el contenido de CO₂ por debajo del 2 % molar, la GPSA define la calidad de un gas para ser transportado como aquel que tiene ≤ 4 ppm de H₂S; < 3 % de CO₂ y ≤ 7 libras de agua/MMPCN. Puesto que el gas a tratarse se destinará a ventas, es imprescindible que reúna las características que lo hagan adecuado para su utilización, transporte y distribución.

Dentro de estas características se destacan, los contenidos máximos permisibles de contaminantes, los cuales se han fijado atendiendo los requerimientos de calidad del gas a ventas, siguiendo las siguientes especificaciones:

- Contenido de CO₂: Para el contenido de CO₂ se establecen dos especificaciones: 3 % molar como máximo, para gas no deshidratado, equivalente a 25.5 psi de presión parcial de CO₂ calculada a 850 psi de presión de operación, la cual está dentro del rango considerado de “corrosión moderada”, según los criterios de la API para corrosión por CO₂ en tuberías. Así mismo para un gas deshidratado (7 lb. de H₂O/MMPCN), se establece una especificación de 8 % molar máximo.
- Contenido de H₂S: Límite máximo entre 10 y 12 ppm; éstos valores están por debajo de los requerimientos para prevenir corrosión (presión parcial de H₂S inferior a 0.05 psi) en los sistemas de distribución doméstico e industrial, considerando el valor de la tolerancia establecida por la Ocupacional Safety and Health Act, EE.UU. (OSHA). El valor tope de 12 ppm se debe considerar de manera eventual o temporal.
- Contenido de Agua: El contenido de agua se encuentra entre 7 – 10 lb. / MMPCN.
- Contenido de COS: El máximo contenido de sulfuro de carbonilo es de 5 ppm.
- Contenido de RSH: El límite máximo recomendado de mercaptanos es de 5 ppm.
- Contenido de azufre total: El máximo contenido es de 20 ppm.

2.2.5. ENDULZAMIENTO DEL GAS NATURAL A TRAVÉS DE LA ABSORCIÓN DE GASES.

Para el endulzamiento de gas natural, a través del proceso de absorción de gases, se debe tener en cuenta, primeramente las condiciones del gas a tratar, lo que implica concentración de impurezas; temperatura y presión disponible; volumen de gas a procesar; composición de hidrocarburos; selectividad de los gases ácidos por mover; especificaciones del gas ácido residual. Todos estos parámetros tienen que estar claramente establecidos. El proceso de endulzamiento a través de la absorción de gases se puede clasificar de acuerdo al tipo de reacción que presente:

- a.- Reacción Química (proceso con Aminas)
- b.- Reacción Físicas (Disolventes Físicos)
- c.- Reacción Combinada de ambas (Disolventes Mixtos)

La selectividad de un agente endulzamiento es una medida del grado en la que el contaminante se elimina en relación a otros.

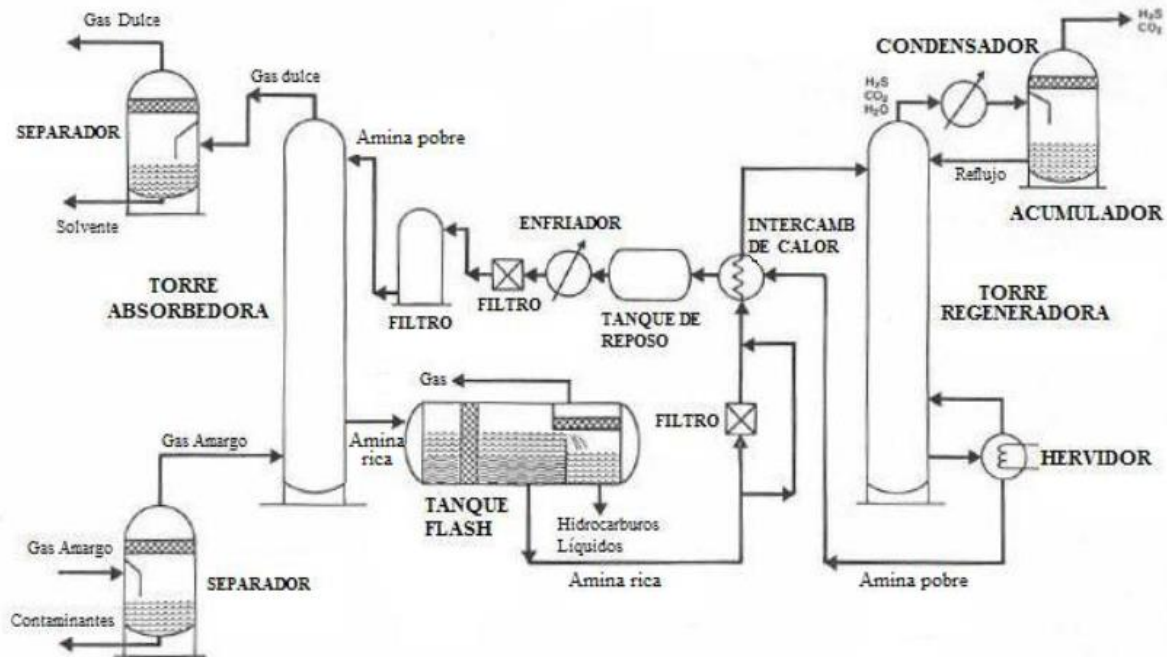


Figura 3. Diagrama de flujo de proceso de endulzamiento de gas natural

Fuente: Dow Chemical, 2007

2.2.5.1. Tipos de procesos de endulzamiento.

Existen muchos métodos que pueden ser empleados para remover los gases ácidos principalmente (H_2S) y (CO_2) de la corriente gaseosa. La disponibilidad de estos métodos podría ser generalizada como aquellos que dependen de la reacción química, absorción o adsorción.

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

1. Procesos con disolventes químicos
2. Procesos con disolventes físicos
3. Procesos con disolventes híbridos o fisicoquímicos
4. Procesos de conversión directa (solamente remoción de H_2S)
5. Proceso de lecho sólido o seco
6. Procesos con membranas y otros
7. Procesos Criogénicos

Este trabajo está enfocado hacia una absorción con disolventes químicos, en este caso la Dietanolamina, por lo que solo se describe este método.

2.2.5.2. Absorción asociada con reacción química.

Cuando se trata de una absorción con reacción química, en la fase líquida hay una película líquida seguida de una zona de reacción.

Por ejemplo, la absorción de CO_2 con etanol aminas, en este caso la reacción es irreversible y del tipo en que un componente A se absorbe de una mezcla por una sustancia B en la fase líquida, que se combina con A, de acuerdo con la reacción:

Conforme el gas se acerca a la interface líquida, se disuelve y reacciona a la vez con B. El nuevo producto AB formado (si no es volátil), se difunde hacia la fase líquida. La concentración de B en la interface disminuye. Esto se traduce en la difusión de B desde el seno de la fase hacia la interface.

Si la reacción química es rápida, B se elimina muy rápidamente, de forma que el gas A debe difundirse a través de parte de la película líquida antes de encontrarse con B.

Por lo tanto hay una zona de reacción entre A y B que se separa de la interface gas-líquido, situándose en algún lugar hacia el seno de la fase líquida. La posición final debe ser tal que la velocidad de difusión de A desde la interface gas-líquido iguale la velocidad de difusión de B desde el seno de la fase líquida. Cuando se alcanza el régimen estacionario, la situación se puede representar como en la figura 2. La interface gas-líquido corresponde a la línea U, la zona de reacción a la zona R y la línea S representa el límite de la película líquida.

El gas se difunde a través de la película gaseosa por acción de la fuerza impulsora $P_G - p_i$, y se difunde hacia la zona de reacción por la fuerza impulsora C_i en la fase líquida. El componente B se difunde desde el seno de la fase líquida a la zona de reacción por la fuerza impulsora q , y el componente AB se difunde hacia el seno del líquido por la fuerza impulsora $m-n$. Evidentemente, en el seno de la fase líquida no hay componente A. El efecto de la reacción química es acelerar la eliminación de A de la interface.

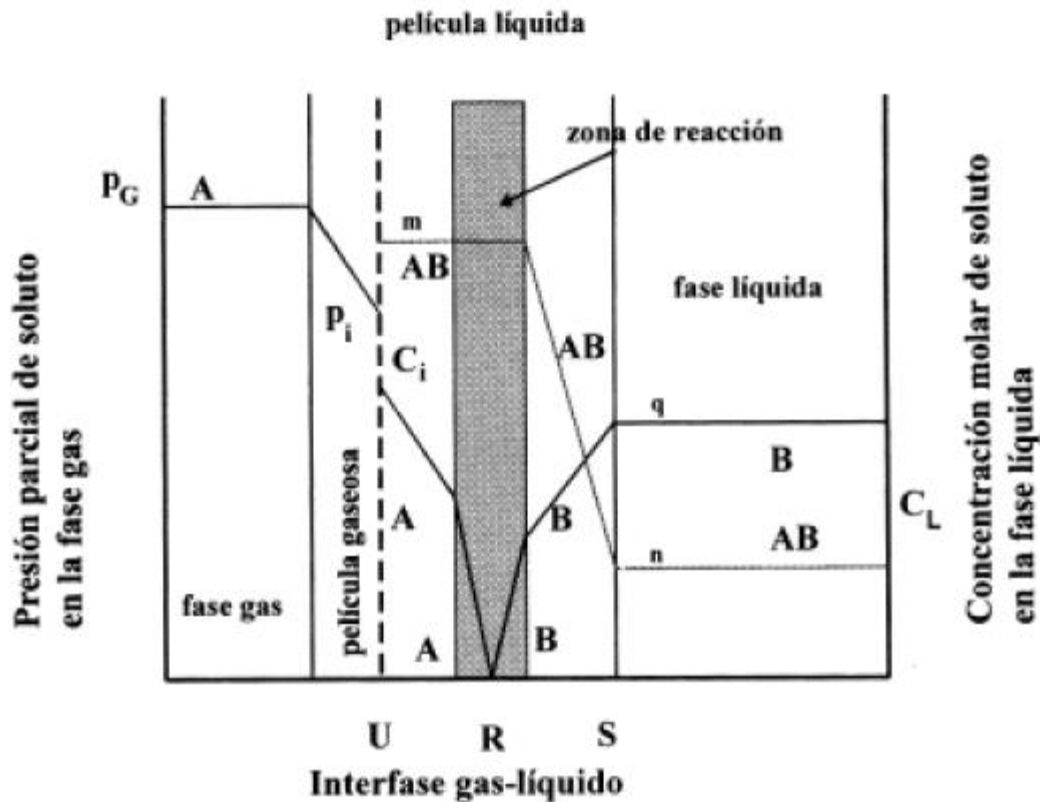


Figura 4. Interfase gas – líquido

Fuente: GOMIS Marcilla, Operaciones de Separación con contacto continuo. Editorial Epagrafic, Madrid 1999.p. 41

2.2.5.3. Proceso de absorción con aminas.

El Proceso de tratamiento de gas amargo con aminas tiene como objetivo, la reducción o eliminación de componentes altamente contaminantes o corrosivos como el H₂S o el CO₂, que sustancialmente son contaminantes para el medioambiente. Las aminas son un recurso lleno de ventajas tanto para este tipo de procesos debido a su selectividad, como también económicamente.

- **Aminas.** Las aminas son compuestos químicos orgánicos que se consideran como derivados del amoniaco y resultan de la sustitución de los hidrógenos de la molécula por los radicales alquilo. Según se sustituya uno, dos o tres hidrógenos, las aminas serán primarias, secundarias o terciarias, respectivamente.
- **Alcanolaminas.** Cuando los hidrógenos del amoniaco son remplazados por radicales alcohólicos tenemos a las aminas alifáticas. Dentro de las aminas alifáticas, así mismo existen aminas alifáticas primarias, secundarias y terciarias. Las aminas primarias son bases más fuertes que las secundarias y estas que la terciarias, cuanto mayor es la basicidad la unión es más fuerte con el H₂S y CO₂.

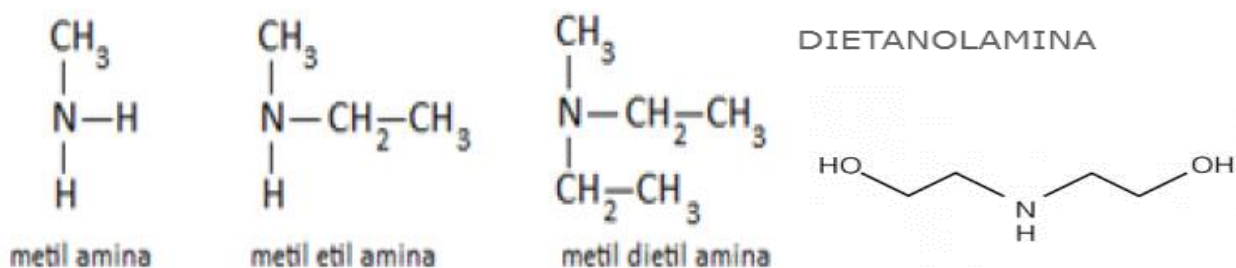
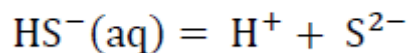
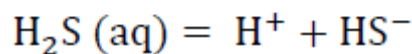
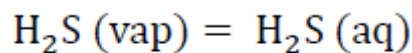


Figura 5. Tipos de aminas para el endulzamiento de gas.

Fuente: Gas Purification, Arthur L Kohl, Richard Nielsen. Editorial Gulf Professional Publishing, 1997

- **Absorción de Gases con Aminas.** En un proceso de endulzamiento de gas amargo con aminas, casi el 70% del costo operativo de una planta es la generación de energía térmica necesaria para romper la unión de la reacción. Las aminas que se ligan fuerte a los gases ácidos por ejemplo la MEA (Mono-Etanolamina) tendrán un alto costo económico para romper los enlaces de la reacción de absorción. Sin embargo, la mezcla optimizada de aminas puede producir un solvente con excelente absorción de CO₂/H₂S y que por lo tanto utilice menos calor en el re-hervidor. Las Alcanolaminas no se utilizan puras en los circuitos de recirculación, sino en solución acuosa y en concentraciones variables entre 5% y 50%. 5
- **Reacciones de las Alcanolaminas con H₂S.** Por muchos años la MEA se usó con gas natural (yacimientos) y la DEA (Di-Etanolamina) en refinerías por ser no reactiva al sulfuro de carbonilo (SCO) y sulfuro de carbono (S₂C), fue en 1950 que Kohl desarrolla la MDEA (Metil-Dietanolamina) para el H₂S. Las aminas terciarias son más selectivas al H₂S, además tienen un menor calor de reacción con los gases ácidos, tienen una menor presión de vapor lo que permite el uso de altas concentraciones en agua y por último presentan baja corrosividad. El H₂S reacciona con las etanol aminas formando sulfuros (S=) y sulfuros ácidos (SH-) hasta una relación molar teórica de 1 mol H₂S/mol de amina.

La absorción de Sulfuro de Hidrógeno sigue el siguiente equilibrio:



El agregar un reactivo básico como DEA incrementa el pH de la solución, el pH está definido como:

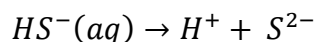
$$\text{pH} = -\log_{10} a_{\text{H}^+}$$

Donde a_{H^+} es la actividad del ion hidrógeno. La actividad del hidrógeno está definida como:

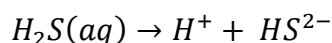
$$a_{\text{H}^+} = \gamma_{\text{H}^+} [\text{H}^+]$$

Dónde: γ_{H^+} es el coeficiente de actividad del ion hidrógeno y $[\text{H}^+]$, es la concentración del ion hidrógeno.

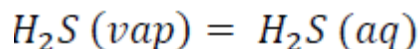
Cuando el pH se incrementa, la concentración de los iones hidrógeno disminuye. Por lo tanto, los equilibrios cambian para mantener el equilibrio. Cada reacción individualmente se presenta de la siguiente manera:



Como la concentración de los iones hidrógeno disminuye, este equilibrio se disociará en ion bisulfuro HS^- para remplazar el ion hidrógeno. Se puede observar que la concentración del ion bisulfuro también decrece a medida que decrece el ion hidrógeno.



El equilibrio también cambia para la derecha (decrece la concentración de sulfuro de hidrógeno) como decrece la concentración de ion hidrógeno. Un doble efecto ocurre desde el decrecimiento del bisulfuro.



Como la concentración acuosa del sulfuro de hidrógeno disminuye, la cantidad de sulfuro de hidrógeno remanente en la fase vapor también disminuirá. Esta es la razón por la que el tratamiento de gases ácidos con bases funciona.

2.2.6. PROCESO DE ENDULZAMIENTO (GIRBOTOL).

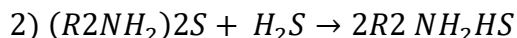
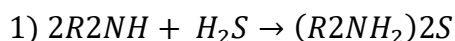
Proceso que se llevado a cabo en las plantas endulzadoras de gas húmedo amargo y condensados amargos, cuya función consiste en absorber los mercaptanos y dióxido de carbono. El proceso consiste en lavar el gas amargo con una solución acuosa de Dietanolamina (DEA) o Monoetanolamina (MEA). La más utilizada es la DEA dado su bajo rango de corrosión, dichas sustancias absorben las citadas impurezas y en la siguiente fase del proceso la DEA o MEA se regenera con un tratamiento de vapor y se recicla, liberando el CO₂ y el azufre absorbido en forma de ácido sulfhídrico.

Fuente: <http://es.scribd.com/doc/20328199/Glosario-Tecnico-Petrolero>.

2.2.6.1 Química del proceso Girbotol.

En todo proceso de absorción, se utiliza como medio absorbente una corriente líquida, la cual diluye el soluto contenido en la corriente gaseosa, o bien, una solución que reaccione químicamente con el producto a ser absorbido.

En esta unidad, para la eliminación del H₂S de las corrientes de hidrocarburos, tanto líquida como gaseosa, se emplea una solución de dietanolamina (DEA) al 20% en pesos como medio absorbente. Las reacciones que se llevan a cabo son:

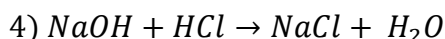
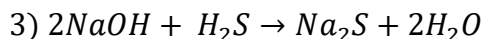


Dónde: R representa el radical C₂H₄OH

Las reacciones 1 y 2 son reversibles, procediendo hacia la derecha a bajas temperaturas y hacia la izquierda a altas temperaturas. Los gases ácidos contenidos en las corrientes a tratar, son absorbidos y reaccionan con la solución de amina a una temperatura entre 26.6 – 37.8 °C.

Si se eleva la temperatura a esta solución a valores entre 115.5 – 121 °C, la reacción se revierte y la solución de amina es regenerada, pudiendo volver a ser reutilizada.

En la sección de tratamiento caustico, la eliminación de H₂S residual, así como la del HCl, se efectúa por medio de una neutralización con solución de Hidróxido de Sodio al 18.5% en peso, de acuerdo con las siguientes reacciones:



Las sales formadas según las reacciones de 3 y 4, quedan disueltas en la solución de hidróxido de sodio, disminuyendo la concentración de esta conforme pasa el tiempo, siendo necesaria su reposición por una solución nueva para poder continuar eliminando los ácidos.

2.2.7. PROBLEMAS EN LA OPERACIÓN DE ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL.

Algunos de los problemas que pueden experimentar las plantas de endulzamiento de gas natural, según el artículo de Gas Sweetening, de la compañía Dow Chemical son:

- Formación de Espuma
- Problemas en la especificación de calidad del gas natural
- Perdidas de solventes
- Corrosión
- Contaminación del equipo
- Contaminación del solvente

De los problemas más importantes en la operación de endulzamiento de gas natural es la formación de espuma y la corrosión.

2.2.7.1. Formación de espuma.

La formación de espuma se presenta cuando existen contaminantes como hidrocarburos, partículas sólidas suspendidas, inhibidores de corrosión o aceites lubricantes del compresor. El problema generalmente se presenta en las torres absorbedoras y regeneradoras acompañado de cambios significativos de presión a través de la columna, derramamiento del solvente y operación fuera de las especificaciones de la columna.

En algunos casos los problemas de espumación se puede resolver con agentes antiespumantes, sin embargo esta sería una solución temporal, la manera de realmente reducir la formación de espuma en las torres regeneradoras y absorbedoras es mediante la minimización de contaminantes en el disolvente evitando el paso de contaminantes a través de la corriente gaseosa.

Cuando la formación de espuma ocurre, existe un contacto pobre entre el gas y los químicos de la solución. El resultado es una reducción en la capacidad de tratamiento y la eficiencia de endulzamiento, hasta el punto en que posiblemente las especificaciones de salida no se puedan alcanzar.

Algunas razones por las cuales ocurre la formación de espuma son:

- Sólidos suspendidos
- Ácidos orgánicos
- Inhibidores de corrosión
- Hidrocarburos condensados
- Grasas jabonosas en las válvulas
- Impurezas en el agua de reposición
- Productos de degradación

Los problemas de formación de espuma usualmente se detectan en problemas operacionales de la planta. Los contaminantes de las operaciones aguas arriba pueden minimizarse utilizando una adecuada separación de entrada. Los hidrocarburos condensados en el contactor usualmente pueden evitarse manteniendo la temperatura de la solución pobre al menos 10 °C por encima de la temperatura de entrada del gas. Para tener un control temporal se pueden agregar químicos antiespumantes. Estos antiespumantes son generalmente de silicón o de tipo alcohol.

2.2.7.2. Corrosión.

La corrosión es una operación preocupante en casi todas las instalaciones de endulzamiento. La combinación de H₂S y CO₂ con agua, prácticamente asegura que condiciones corrosivas existirán en partes de la planta. En general, las corrientes de gas con alta relación de H₂S/CO₂ son menos corrosivas que aquellas que tienen menor relación. La concentración de H₂S en varios ppm con concentración de CO₂ de 2% o más tiende a ser particularmente menos corrosivas. Debido a que la corrosión en las plantas de endulzamiento contribuye a la formación de químicos por naturaleza, es fuertemente una función de la temperatura y de la viscosidad del líquido. El tipo de solución endulzante que se utiliza y la concentración de esta solución tienen un fuerte impacto en la tasa de corrosión. Un incremento en la corrosión puede esperarse con soluciones más fuertes y con cargas más grandes de gas ácido (NACE, 1984).

El sulfuro de hidrógeno se disocia en agua para formar un ácido débil. El ácido ataca al hierro y forma sulfuro de hierro insoluble. El sulfuro de hierro se adhiere a la base metálica y provee algo de protección para una corrosión futura, pero esta puede ser erosionada quitándose fácilmente, quedando así expuesto el metal nuevo a un posterior ataque.

El CO₂ en presencia de agua libre forma ácido carbónico. El ácido carbónico ataca el hierro y forma un bicarbonato de hierro insoluble y, con un calentamiento posterior, se libera el CO₂ y un carbonato de hierro insoluble e hidroliza el óxido de hierro. Si el H₂S está presente, éste reaccionará con el óxido de hierro para formar sulfuro de hierro.

Las altas velocidades de líquidos pueden erosionar la capa protectora de sulfuro de hierro, lo que trae como consecuencia altas tasas de corrosión. En general, las velocidades de diseño en la tubería de la solución rica deben ser 50 % de aquellas velocidades que se utilizarían para fluidos dulces. Debido a la relación entre la temperatura y la corrosión, el re hervidor, el lado de la amina rica del intercambiador amina rica/amina pobre y el bucle del condensador del regenerador tienden a experimentar altas tasas de corrosión.

Los productos de degradación también contribuyen a la corrosión. Un mecanismo sugerido para la corrosión es que los productos de degradación actúan como agentes quelatantes con el hierro cuando se calientan. Cuando se enfrían, los quelatos de hierros se inestabilizan, liberando el hierro para formar sulfuro de hierro en presencia de H₂S. Las aminas primarias se cree que son más corrosivas que las aminas secundarias ya que los productos de degradación de las aminas primarias actúan como agentes quelatantes más fuertes.

La corrosión en los procesos de sales alcalinas, tales como los procesos de carbonato de potasio caliente, se reporta que varía desde nada hasta mucho. La corrosión se puede esperar donde se libera CO₂ y vapor en la separación flash. Grandes erosiones tienen lugar cuando la solución de carbonato excede el 40% debido a la tendencia a formar cristales de bicarbonato cuando la solución se enfría.

Muchos problemas de corrosión pueden resolverse utilizando inhibidores de corrosión combinados con prácticas operacionales las cuales reducen la corrosión. A continuación se encuentra una guía para minimizar la corrosión:

- Mantener lo más bajo posible la temperatura del re hervidor.
- Si se dispone, utilizar bajas temperaturas para un calentamiento medio en vez de altas temperatura para el mismo. Cuando se utilizan altas temperaturas para un calentamiento medio o un fuego directo en el re hervidor, se deben tomar las precauciones para adicionar solo el calor necesario para despojar la solución.
- Minimizar los sólidos o productos de degradación en el sistema utilizando una operación de recuperación o una filtración efectiva, que mantiene el sistema libre de oxígeno suministrando una pequeña capa superior de gas en todos los tanques de abastecimiento y manteniendo una presión positiva en la solución de todas las bombas.
- Asegurarse de ionizar el agua utilizada, en el agua de reposición. Si se dispone, se puede utilizar vapor para reemplazar el agua perdida.
- Limitar la concentración de la solución endulzante para minimizar los niveles requeridos para el tratamiento.
- Monitorear la tasa de corrosión con las herramientas disponibles.
- Mantener un adecuado nivel de burbujeo en los tubos del re hervidor. Se recomienda tubos sumergidos con 6 pulgadas como mínimo.

Los inhibidores de corrosión utilizados incluyen aminas de alto peso molecular y sales metálicas pesadas. Las composiciones generalmente están patentadas. Ciertos inhibidores están disponibles cuando el gas contiene sólo H₂S, CO₂ o ambos, permitiendo aumentar la carga de gas ácido (Sheler et al, 1995).

Tabla 4. Condiciones operativas recomendables para evitar la corrosión

Solución de Amina	Concentración (%p/p)	Carga Ácida Rica (mol gas ácido/mol de Amina)	Carga Ácida Pobre (mol gas ácido/mol de Amina)
DEA	25-30%	0,35-0,40	0,05-0,07
MDEA	50-55%	0,45-0,50	0,004-0,010

Fuente: ASPEN HYSYS, Amine Property Package. Operating Conditions. Aspen Technology. Burlington US. P544

Existen varios factores específicamente visuales que podemos reconocer cuando hay presencia de corrosión en el proceso tales como: formación de espuma, menor duración de los filtros, cambio de color en la solución, presencia de sulfuro de hierro /carbonato de hierro.

2.2.8. CONTAMINANTES QUE AFECTAN A LAS AMINAS.

Los contaminantes que afectan a los procesos de absorción con aminas pueden clasificarse de acuerdo a las sustancias químicas que se depositan.

1. Sales Térmicas Estables (HSAS).

Los aniones de sales fuertes como el formiato, acetato, tiosulfatos, tiocianato o el cloruro atacan a la molécula de Amino para formar sales que no son susceptibles de ser regeneradas con la adición de calor, esta es la razón por la que se denominan térmicamente estables. Sulfatos y tiosulfatos pueden formarse por la reacción de oxígeno y H₂S. No solo arrancan la molécula de amina disminuyendo la capacidad de absorción de la disolución sino que además se consideran productos corrosivos. Un ejemplo de estos productos son los derivados de la descomposición de la dietanolamina (DEA) cuando reaccionan con COS u O₂. La presencia de oxígeno en el gas ácido que se trata produce una degradación que da lugar a ácidos orgánicos.

2. Inyección de sustancias Químicas.

Los inhibidores de corrosión y los antiespumantes pueden concentrarse en los sistemas con aminas. Estos productos controlan estos problemas de funcionamiento pero su inyección en el sistema puede provocar una acumulación con el tiempo, una concentración elevada de estos productos puede provocar ensuciamiento y como consecuencia cambios en las propiedades fisicoquímicas del absorbente.

3. Hidrocarburos.

Cuando existen hidrocarburos en la corriente gaseosa a tratar, éstos pueden condensar lo que provoca problemas de bombeo de la solución de amina enriquecida como también la formación de espuma.

4. Partículas.

Las partículas que normalmente se pueden encontrar son sulfuros de hierro producto de la corrosión. Por lo general la presencia de contaminantes hace que la amina se vuelva más viscosa, generando más espuma y por ende reduciendo la capacidad de absorción de la unidad. Provocando así incrustaciones en los equipos de transferencia de calor debido al contenido de espuma, la formación de espumas se da debido a que los hidrocarburos modifican la tensión superficial del fluido.

3. METODOLOGÍA.

3.1. PROCEDIMIENTO Y DESCRIPCIÓN DE LAS ACTIVIDADES A REALIZAR.

La evaluación del Proceso Girbotol de este proyecto se llevó a cabo dividiéndolo en dos etapas:

- La primera parte consistió en una simulación llevada a cabo en el simulador comercial Aspen Hysys V8, que cuenta con un paquete de fluidos para procesos de endulzamiento de Gas con Aminas con el fin de determinar la concentración mínima en peso de aminas de la solución absorbadora con la que se puede operar obteniendo un gas dulce dentro de especificación (50ppm).
- La segunda parte está orientada para abordar el problema de la baja concentración de DEA en la solución absorbadora con la que opera actualmente la planta Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos U-600.

Para llevar a cabo los puntos anteriores, se llevaron a cabo las siguientes actividades:

- Investigación bibliográfica acerca del método de endulzamiento de gas utilizado en la Planta Hidrodesulfuradora N°2.

Se realizó una recopilación de la información requerida para simular el proceso, información tal como:

- Descripción del proceso
- Variables que afectan al proceso
- Revisión de las hojas de diseño de los equipos, necesaria para conocer las dimensiones de los equipos y las condiciones de operación especificadas por el fabricante
- Condiciones de entrada del gas a tratar a la unidad simulada
- Concentración y Flujo por Barriles de DEA (Di-Etanolamina)

La información requerida se obtuvo de los manuales de operación de todas las unidades que componen la planta Hidrodesulfuradora II, estos manuales de operación se encuentran en los estantes de la unidad Satélite en donde se coordina toda la operación que se llevan a cabo en esta planta, se encuentran ordenados por unidades y colores.

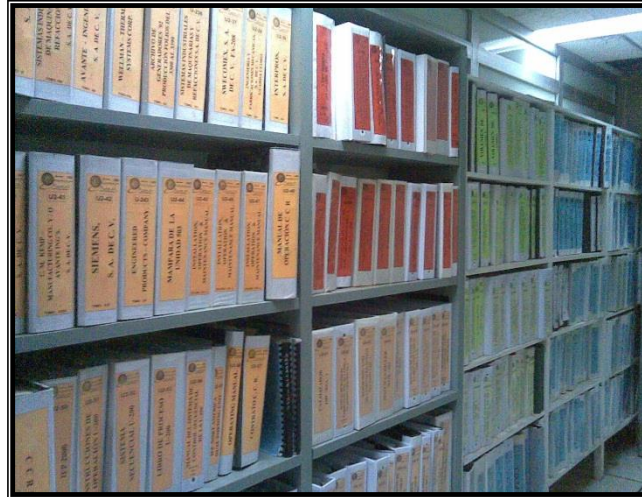


Figura 6. Manuales de Operación del Sector Hidros II

Se realizaron recorridos por las unidades de las plantas: Después de tener el conocimiento necesario de la operación de las unidades se hicieron recorridos por el área en compañía de un operador o supervisor de área, para conocer la ubicación de los equipos y las líneas de alimentación y salida a cada uno.

3.1.1 Inducción al proceso a los procesos de “endulzamiento” de gas por medio de alcanolaminas y métodos de simulación de plantas endulzadoras.

Esta etapa del proyecto, se llevó a cabo realizando una investigación bibliográfica acerca del proceso, dentro de la planta Hidrodesulfuradora 2, mediante la revisión de los manuales de operación de la unidad donde se lleva a cabo este proceso, así como también en fuentes externas a la refinería, como lo son libros sobre procesos de endulzamiento de gas, consulta de artículos acerca del tema en revistas científicas y en páginas de internet. A continuación se anexan los nombres de los artículos así como los autores de ellos, consultados en esta etapa:

- Endulzamiento de gas natural con aminas, simulación del proceso y análisis paramétrico

ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS. SIMULACIÓN DEL PROCESO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARAMÉTRICO

NATURAL GAS SWEETENING WITH AMINES. PROCESS SIMULATION AND PARAMETRIC SENSITIVITY ANALYSIS

Eleonora Erdmann¹, Liliana Ale Ruiz², Julieta Martínez³, Juan P. Gutierrez⁴, Enrique Tarifa⁵

(1) Instituto Tecnológico de Buenos Aires- ITBA, Instituto de Investigaciones para la Industria Química, INIQUI (UNSa-CONICET), Av. Madero 399, (1106) Ciudad de Buenos Aires - Argentina.

(2) Universidad Nacional de Salta Facultad de Ingeniería, Consejo de Investigaciones de la UNSa- CIUNSa, (3) Universidad Nacional de Salta-Facultad de Ingeniería, INIQUI (UNSa-CONICET) (4) Instituto de Investigaciones para la Industria Química. INIQUI (UNSa-CONICET), Avda. Bolivia 5150, (4400) Salta - Argentina.

(5) Universidad Nacional de Jujuy, Facultad de Ingeniería, CONICET, Gorriti 237, San Salvador de Jujuy - Argentina
(e-mail: eleonora@unsa.edu.ar)

- Viabilidad de un proceso para la eliminación conjunta de H_2S y NH_3 contenidos en efluentes gaseosos



**“VIABILIDAD DE UN PROCESO PARA LA
ELIMINACIÓN CONJUNTA DE H_2S Y NH_3
CONTENIDO EN EFLUENTES GASEOSOS”**

**UNIVERSIDAD DE CÁDIZ
FACULTAD DE CIENCIAS
Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos
y Tecnologías del Medio Ambiente**

- Optimización de una torre de absorción en una planta de endulzamiento de gas natural.

Tecnol. Ciencia Ed. (IMIQ) 21(1): 34-43, 2006

**Optimización de una torre de absorción
en una planta de endulzamiento
de gas natural**

*Wilberth Gibrán Santa-Cruz, Juan Daniel Pacho-Carrillo**

Departamento de Ingeniería de Sistemas de Proceso, Facultad de Ingeniería Química, Universidad Autónoma de Yucatán, Av. Juárez 421, Cd. Industrial, 97288 Mérida, Yucatán, México. Correo electrónico (e-mail): jpacho@tunku.uady.mx

- Simulación del proceso de absorción química con soluciones de aminas para la purificación de biogás.

Simulación del Proceso de Absorción Química con Soluciones de Aminas para la Purificación Biogás

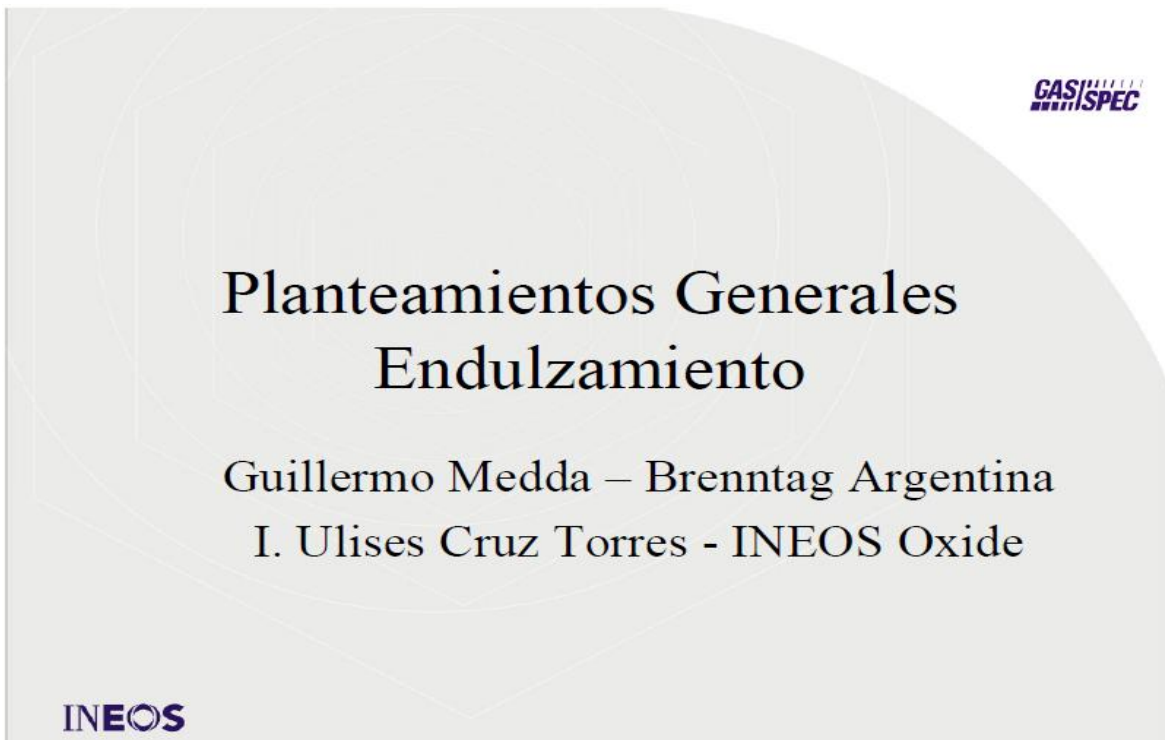
Betzabet Morero⁽¹⁾ y Enrique A. Campanella^(1,2)

(1) Universidad Nacional del Litoral-CONICET, Instituto de Desarrollo Tecnológico para la Industria Química (INTEC), Güemes 3450, (3000) Santa Fe-Argentina. (e-mail: bmorero@intec.unl.edu.ar).

(2) Universidad Nacional del Litoral, Facultad de Ingeniería y Ciencias Hídricas, Ruta Nacional N° 168 Km 472.4, (3000) Santa Fe-Argentina. (e-mail: tquique@santafe-conicet.gov.ar).

Recibido Jun. 22, 2012; Aceptado Jul. 24, 2012; Versión final recibida Ago. 17, 2012

- Planteamientos generales de endulzamiento.



The image shows the cover of a presentation slide. The background is a light gray with a faint, stylized pattern of overlapping circles and lines. In the top right corner, there is a logo for 'GAS/SPEC' with a stylized 'S' and 'P'. The main title 'Planteamientos Generales Endulzamiento' is centered in a large, black, serif font. Below the title, the authors' names 'Guillermo Medda – Brenntag Argentina' and 'I. Ulises Cruz Torres - INEOS Oxide' are listed in a smaller, black, serif font. In the bottom left corner, the 'INEOS' logo is displayed in a bold, blue, sans-serif font.

3.1.2 Determinación de las variables que influyen en este tratamiento de aminas.

Para simular y evaluar correctamente la unidad de purificación, es necesario analizar ciertos parámetros de operación que influyen en las características y comportamientos dentro del proceso. Dicha información se obtuvo dentro de la literatura del manual de operación de dicha unidad, así como de fuentes bibliográficas externas, los principales autores que tratan este tema son:

- Polasek y Bullin en su libro "Selective Absorption Using Amines", 1984.
- Kohl y Nielsen en su libro "Gas Purification", 1997.
-

Las variables que ellos mencionan se describen a continuación:

1. Temperatura de absorción:

Este parámetro es muy importante ya que controla la competencia entre el equilibrio termodinámico y la absorción limitada cinéticamente. La modificación de este parámetro influye no solo en la cantidad de H₂S absorbido, sino también en las pérdidas de agua y aminas, ya que estas aumentarían a medida que se aumente la temperatura de absorción.

Para el diseño y operación, se ha aconsejado durante muchos años mantener una temperatura de aproximación de 5°C, esta se define como la diferencia de temperatura entre la corriente de gas ácido y la corriente de amina pobre.

2. Tasa de vapor:

En la literatura, se menciona que la tasa de vapor necesaria en las operaciones convencionales de regeneración expresada en libras de vapor por galón de solución circulante. Los valores típicos varían entre 1 y 1.5 lb/gal aunque en algunos casos se puede llegar hasta 2 libras.

Si bien la carga de gas ácido en la amina pobre disminuye a medida que se aumenta la tasa del vapor en el vaporizador, este valor está bastante atado a la economía del proceso.

3. Caudal de Reciclo:

Para calcular el caudal de reciclo es necesario que el mismo cumpla con la condición de aproximación del método de equilibrio. La máxima carga de la solución rica está dada por el equilibrio con el gas de alimentación en las condiciones de fondo del absorbedor.

Dado que este máximo teórico no puede ser alcanzado por el equipo en práctica se asume una aproximación del 70-80%.

3.1.3 DESCRIPCIÓN DEL FLUJO DE LA UNIDAD U-600

En la descripción del flujo de la Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos N°2, se consideran las siguientes secciones del proceso:

- Sección de tratamiento con DEA (proceso Girbotol)
- Sección de tratamiento Caustico
- Fraccionamiento de Hidrocarburos Ligeros
- Fraccionamiento de Hidrocarburos Pesados

Cabe mencionar que este proyecto se enfoca principalmente en la denominada “Sección de Tratamiento con DEA” por lo que solo se describe el flujo de esta sección según las bases de diseño especificadas por el IMP.

3.1.3.1 Sección de tratamiento con DEA.

Las corrientes que llegan a esta sección de L.B (Límite de Batería) son:

- 1.95 MMPCSD de gas amargo a 38°C y 4.9 kg/cm²man proveniente de la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas N°2
- 7.8 MMPCSD de gas amargo a 38°C y 4.9 kg/cm²man proveniente de las unidades Hidrodesulfuradoras de Destilados Intermedios N° 3 y 4
- 2594 BPD de hidrocarburos amargos a 43.3 °C y 22.5 kg/cm²man provenientes de la unidad Hidrodesulfuradora de Naftas N°2.

Las corrientes de Gas amargo se mezclan en la línea de 10” P7025 y se envían al separador de gas amargo FA-601 en donde se separan los hidrocarburos condensados que pudiera haber arrastrado el gas, evitando de esta manera, que pasen al absorbedor de gas ácido DA-601, en donde pueden provocar la formación de espuma. Los hidrocarburos líquidos separados se envían manualmente al desfogue húmedo de la línea de 2” P1210; mientras que el gas amargo libre de condensados que sale por el domo del separador FA-601, se alimenta a través de la línea de 8” P8000 a la parte inferior del absorbedor de gas ácido DA-601.

3.1.3.2 Absorbedor de gas ácido DA-601.

El absorbedor de gas ácido DA-601 cuenta con 30 platos de tipo válvula de un paso. Sus condiciones de operación son:

En el domo 43°C y 4.6 kg/cm²man y en el fondo 52°C y 4.9 kg/cm²man.

La función del absorbedor DA-601 es la de remover el H₂S de los gases amargos, utilizando a contracorriente una solución de DEA (Di-Etanol amina) al 20% en peso que se alimenta al plato N°3, de manera que los gases que ascienden a lo largo de la columna y en contacto con ellos, la solución de DEA va absorbiendo el H₂S al descender al fondo de la torre.

Los platos 1 y 2 del absorbedor se utilizan para lavar los gases dulces con agua que se recircula en forma continua al plato N° 1, mediante la bomba de agua de lavado GA-603/R, con un flujo de 113.6 LPM (litros por minuto) y una presión de 8.3 kg/cm²man.

En la succión de la bomba GA-603/R se alimenta agua de reposición en forma intermitente mediante la bomba GA-623.

El gas dulce que sale por el domo del absorbedor se envía a L.B. a través de la línea 8" a 43°C y 3.5 kg/cm²man, para ser inyectado a la red de gas combustible. Se cuenta con una toma de muestra normal con el fin de determinar las características del gas.

La solución de DEA rica del fondo del absorbedor DA-601 se envía a control de nivel del mismo y luego hacia el separador de hidrocarburos FA-603.

La alimentación de la solución de DEA hacia la torre se mantiene en 923 GPM (Galones por Minuto) en la línea de 10" P8026-5

3.1.3.3 Contactor de hidrocarburos DA-602.

La corriente de hidrocarburos líquidos amargos provenientes de la torre desbutanizadora DA-401 de la Unidad Hidrodesulfuradora de Naftas N°2, se alimenta a 43°C y 22.5 kg/cm²man a la parte inferior del contactor de hidrocarburos DA-602, mediante un distribuidor, a través de la línea 3" P7065.

El contactor se encuentra empacado con anillos Rasching de cerámica de 1 pulgada de diámetro, para remover el H₂S con una corriente de DEA pobre que se alimenta por la parte superior de la torre.

Los hidrocarburos dulces que salen por el domo, se alimentan al Separador de Amina FA-602 en donde se separa la solución de DEA que eventualmente pudiera haber sido arrastrada, posteriormente esta corriente se envía a la Sección de Tratamiento Cáustico dentro de la misma unidad a 44°C y 18.5 kg/cm²man.

3.1.3.4 Separador de hidrocarburos FA-603.

Las soluciones de DEA rica provenientes de la torre absorbidora DA-601 y el contactor de hidrocarburos DA-602 se expanden y se unen a la corriente proveniente del Separador de Amina FA-602, para ser enviadas al Separador de Hidrocarburos FA-603 a 52°C y 4.4 kg/cm²man con el objeto de eliminar los hidrocarburos co-absorbidos, los cuales se mandan eventualmente a la red de gas combustible.

La corriente de DEA rica obtenida en el fondo del separador FA-603 se precalienta de 52°C a 93°C en los tubos del intercambiador DEA rica/DEA pobre EA-601 A-B, utilizando la corriente de fondos de la torre reactivadora de DEA DA-603 como medio de calentamiento; ya precalentada, se envía como alimentación al plato N°3 de la torre DA-603 a través de la línea 12" P8020.

3.1.3.5 Torre reactivadora DA-603.

La torre reactivadora de DEA cuenta con 20 platos tipo válvula de un solo paso del uno al dos y dos pasos del tres al veinte y sus condiciones de operación son:

En el domo 106°C y $0.84\text{ kg/cm}^2\text{man}$ y en el fondo 121°C y $1.1\text{kg/cm}^2\text{man}$. La función de la torre es desorber el H_2S presente en la solución de DEA rica, con el fin de poder reutilizarla dentro del sistema.

A esta corriente se le inyecta inhibidor de corrosión (11.25 LPD) aprox., a través de la línea 1" CI1211 para prevenir problemas en el domo de la torre.

Del domo de la torre DA-603 sale una mezcla gaseosa consistente en gas ácido, vapor de agua e hidrocarburos, la cual se condensa parcialmente en el condensador de reflujo EA-604 A/D, que utiliza agua como medio de enfriamiento.

La parte parcialmente condensada, se recibe en el acumulador de reflujo FA-604, en donde se lleva a cabo la separación del gas ácido de la fase acuosa. El gas ácido se envía a la planta de Azufre a 43°C y $0.6\text{ kg/cm}^2\text{man}$.

Los hidrocarburos separados en el acumulador FA-604 se envían hacia el tanque de drene HA-612 en donde de forma intermitente, son enviados hacia el desfogue a través de la línea 2" P8013. Por el fondo del acumulador FA-604, se extrae la fase líquida por medio de la bomba de reflujo GA-602/R enviándola como reflujo a la torre DA-603.

El calor requerido para la regeneración de la solución de DEA es suministrado por el re hervidor de DEA EA-603 A-B utilizando vapor saturado de baja presión a $3.5\text{ kg/cm}^2\text{man}$. Se cuenta con una línea para inyectar agua de reposición en la corriente líquida efluente del mismo.

La solución de DEA regenerada (DEA pobre) del fondo de la torre regeneradora DA-603, pasa por las corazas de los dos cuerpos del intercambiador de DEA rica/DEA pobre EA-601 A-B en donde se enfría desde 121°C hasta 79°C . Posteriormente, la solución de DEA pobre se enfría en las corazas de los dos cuerpos del enfriador de DEA pobre EA-602 A-B hasta 43°C utilizando agua como medio de enfriamiento.

La línea del enfriador EA-602 A-B, cuenta con el indicador de temperatura a consola TI-600-6 e inyección de anti espumante (2.8 LPD) a través de la línea 3/4" P8045.

A continuación la solución de DEA pobre se envía a 12.1 kg/cm²man, por medio de la bomba de recirculación de DEA GA-601/R, al primer filtro de DEA pobre FG-601 A-B-C de tipo canasta, cuya función es retener los sólidos presentes. Posteriormente, el 20% del flujo se hace pasar por el segundo filtro de DEA pobre FG-602 A-B de carbón activado, cuyo objetivo es retener los productos de degradación de la amina que se hayan formado durante la reactivación de la misma, mientras el flujo restante (80%) se desvía de forma manual por la línea de bypass de 10".

Finalmente, una parte de la solución de DEA pobre (26 GPM) se envía como alimentación a la parte superior del contactor DA-602 a una presión de 23.6 kg/cm²man, y la otra (923 GPM) como alimentación al plato N°3 de la torre absorbidora DA-601 a 12 kg/cm² y 43°C, para de esta manera, cerrar el circuito de la solución de amina.

3.2 Datos de diseño de los equipos del proceso.

Para identificar los equipos de proceso con los que cuenta esta unidad de endulzamiento de gas y utilizarlas en para la simulación en Hysys, se recurrió a las hojas y planos de diseño de la planta, en donde el licenciador, en este caso el Instituto Mexicano del Petróleo (IMP), hace una lista de equipos necesarios y específica a detalle las condiciones de diseño y operación de cada uno de ellos. Los equipos que operan en la sección de tratamiento con DEA (Proceso Girbotol) son los siguientes:

Tabla 5. Tipos de Equipo y Especificaciones

TORRES				
Clave	Servicio	Especificaciones	Temperatura de Operación	Presión de operación
DA-601	Absorbedor de Gas ácido	<ul style="list-style-type: none"> Torre de 30 platos de tipo válvula. Diámetro interior: 1.981m Altura: 25.7m 	<ul style="list-style-type: none"> Domo: 43°C Fondo: 52°C 	<ul style="list-style-type: none"> Domo: 4.6 kg/cm² Fondo: 4.9 kg/cm²
DA-602	Contactador de Hidrocarburos	<ul style="list-style-type: none"> Torre empacada con anillos Raschig de Cerámica de 1 pulgada de diámetro Diámetro interior: 91.4 cm Altura: 15.2m 	<ul style="list-style-type: none"> Domo: 44°C Fondo: 50°C 	<ul style="list-style-type: none"> Domo: 19.3kg/cm² Fondo: 21.4 kg/cm²

Continuación Tabla 5. Tipos de Equipo y Especificaciones

TORRES				
Clave	Servicio	Especificaciones	Temperatura de Operación	Presión de operación
DA-603	Reactivador de DEA	<ul style="list-style-type: none"> • Torre de 20 platos tipo válvula • Diámetro Interior: 2.74m • Altura: 20.26m 	<ul style="list-style-type: none"> • Domo: 106°C • Fondo: 121 °C 	<ul style="list-style-type: none"> • Domo: 0.84 kg/cm2 • Fondo: 1.1 kg/cm2
INTERCAMBIADORES DE CALOR				
Clave	Servicio	Especificaciones	Temperatura de Operación	Presión de operación
EA-601 A-B	Intercambiador DEA Rica/DEA pobre		Lado Tubos: Entrada: 121°C Salida: 79°C Lado Coraza: Entrada: 52°C Salida: 93°C	
EA-602 A-B	Enfriador de DEA pobre		Lado tubos: Entrada: Temp.H ₂ O Salida: Temp. H ₂ O Lado Coraza: Entrada: 79°C Salida: 43°C	
EA-603 A-B	Re hervidor de DEA		Vapor saturado a 3.5kg/cm ² y 120°C	
EA-604 A-D	Condensador de Reflujo		Lado tubos: Temperatura de .H ₂ O enfriamiento Lado Coraza: Entrada: 106°C Salida: 43°C	

Continuación Tabla 5. Tipos de Equipo y Especificaciones

TABLA DE EQUIPOS				
CONTENEDORES				
Clave	Servicio	Especificaciones	Temperatura de Operación	Presión de operación
FA-602	Separador de Amina	<ul style="list-style-type: none"> • Longitud: 4.26m • Diámetro: 1.21m • Capacidad total: 5500 litros 	Temperatura de Operación: 44°C	Presión de Operación 18.5 kg/cm2
FA-603	Separador de Hidrocarburos	<ul style="list-style-type: none"> • Longitud: 8.53m • Diámetro: 2.13m • Capacidad total: 33000 litros 	Temperatura de operación: 52°C	Presión de Operación: 4.4 kg/cm2
FA-604	Acumulador de Reflujo	<ul style="list-style-type: none"> • Longitud: 5.79m • Diámetro: 1.82m • Capacidad total: 16000 litros 	Temperatura de Operación: 43°C	Presión de Operación: 0.6 kg/cm2

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo. Libro de Proyecto - Unidad Tratadora y Fraccionadora de Hidrocarburos. Volumen 1.

3.3. PROCESO DE SIMULACIÓN.

Para la simular el proceso de endulzamiento de gas amargo con aminas se utilizaron las condiciones de diseño y operación de la unidad, a continuación se presentan tablas que resumen estos valores:

Tabla 6: Balance de materiales de la sección de tratamiento con DEA.

COMPONENTES	CORRIENTES				
	GAS AMARGO DE PLANTA			GAS DULCE	GAS ACIDO A AZUFRE
Unidades de proceso	U-700	U-800	U-400		
Hidrocarburos %mol	97.45	58.10	58.10	98.33	----
Ácido sulfhídrico %mol	2.55	40.21	40.21	50 ppm máx.	94.02
Agua %mol	---	1.69	1.69	1.67	5.98
TOTAL Kgmol/hr	92.7	172.6	172.6	295.7	152.2
Total Kg/hr	2792	5222	5222	8406	5042
Temperatura °C	37.8	37.8	37.8	43.3	43.3
Presión kg/cm2	4.92	4.92	4.92	3.52	0.56

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo. Manual de Operación de la Unidad 600 – Planta Hidros II.

Tabla 7: Composición de diseño del gas amargo.

COMPONENTES	FRACCION MOL
H2O	0.01687
H2	0.11131
H2S	0.40215
Metano	0.18241
Etano	0.12881
Propano	0.07785
Iso-Butano	0.01423
n-Butano	0.01578
Iso-Pentano	0.02935
n-Pentano	0.02124
TOTAL	1.00000

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo. Manual de Operación de la Unidad 600 – Planta Hidros II.

Tabla 8: Composición de diseño solución de amina.

COMPONENTES	COMPOCISION % EN PESO	FLUJO VOL.
H2O	80	31,000 barriles/día
DI-ETANOL-AMINA	20	

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo. Manual de Operación de la Unidad 600 – Planta Hidros II.

3.3.1. APLICACIÓN DE LA SIMULACIÓN.

Para el desarrollo de la Simulación se van a considerar los siguientes aspectos:

- Se usará el programa para simulación Aspen Hysys 8.0, ya que incorpora un paquete termodinámico para simular las reacciones de absorción y desorción de gases con diferentes tipos de aminas.
- Se considerarán los datos de diseño en una primera etapa, y posteriormente datos reales de operación basados en registros del mes de abril del año 2014.
- El proceso será simulado en modo estacionario y no dinámico.
- El enfriador EA-604, el acumulador de Reflujo FA-604, la bomba GA-602, el calentador EA-603, serán considerados como parte de una misma columna de destilación en la cual se efectúa el proceso de desorción.
- No se considerarán dentro de la simulación el 20% de Amina filtrada por los equipos FG-601 y FG-602 ya que la caída de presión en esta etapa es despreciable y actualmente se encuentra fuera de operación. También, la operación de filtración en este proceso no influye en la composición de H₂S.
- Se considerará los diagramas de flujo y de proceso de la unidad siendo estos los límites de batería para la simulación.
- Las bombas se especifican en función del diferencial de presión requerido sin considerar el tipo.
- Los Flujos finales de salida terminan en los límites considerados en los diagramas de flujo y de proceso.
- No se considerará el almacenamiento de Amina en el tanque común de almacenamiento

3.3.2. Selección del paquete fluido amine pkg

Aspen Hysys 8.0 consta con este paquete termodinámico que simula las reacciones de absorción y desorción para procesos de endulzamiento de gas natural y de refinerías.

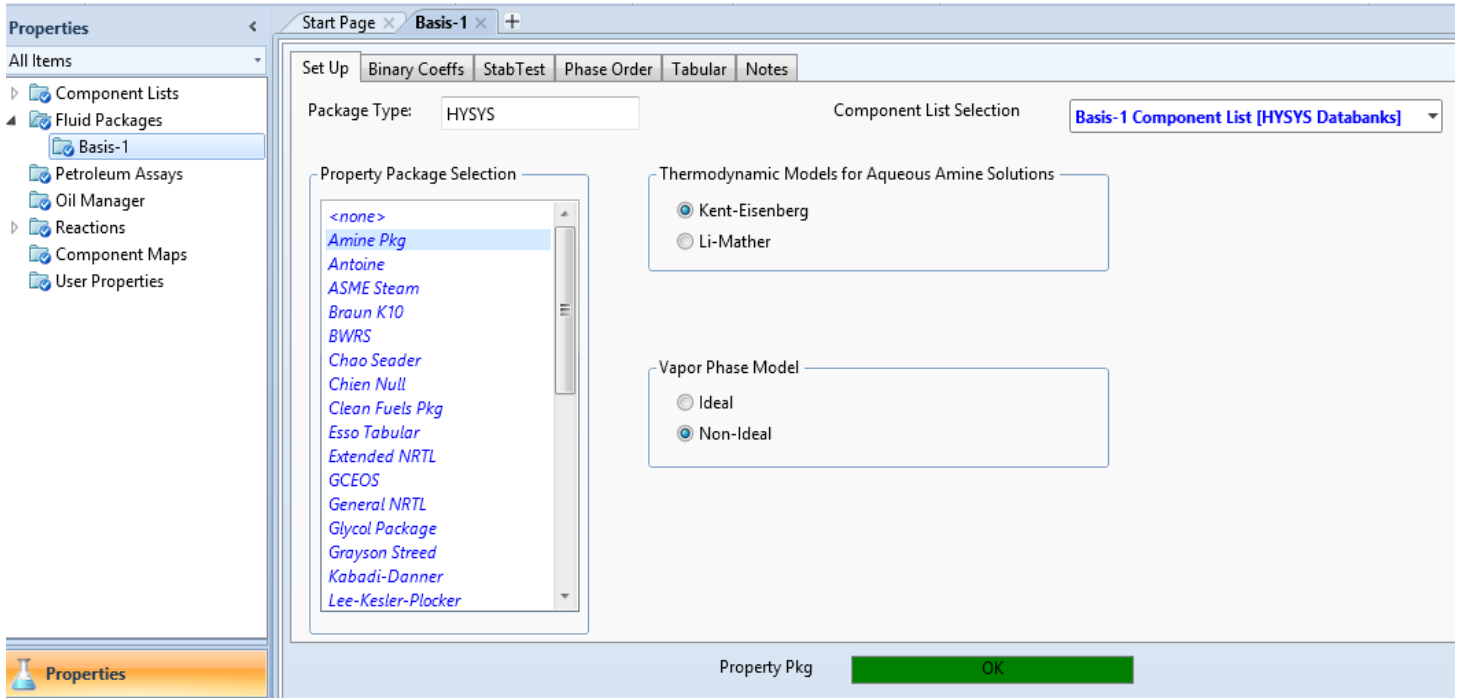


Figura 7. Selección del Paquete Termodinámico.

3.3.3. Ingreso de los componentes que intervienen en el proceso de endulzamiento de gas.

Luego de haber elegido el paquete de fluido adecuado para el proceso, seleccionamos la opción “Component list view” que nos permite ingresar los componentes de la base de Hysys.

Source Databank: HYSYS

Select: Pure Components Filter: All Families

Search for: Search by: Full Name/Synonym

Component	Type	Group
H2O	Pure Component	
Hydrogen	Pure Component	
H2S	Pure Component	
Methane	Pure Component	
Ethane	Pure Component	
Propane	Pure Component	
i-Butane	Pure Component	
n-Butane	Pure Component	
i-Pentane	Pure Component	
n-Pentane	Pure Component	
DEAmine	Pure Component	

Simulation Name	Full Name / Synonym	Formula
n-Hexane	C6	C6H14
n-Heptane	C7	C7H16
n-Octane	C8	C8H18
n-Nonane	C9	C9H20
n-Decane	C10	C10H22
n-C11	C11	C11H24
n-C12	C12	C12H26
n-C13	C13	C13H28
n-C14	C14	C14H30
n-C15	C15	C15H32
n-C16	C16	C16H34
n-C17	C17	C17H36
n-C18	C18	C18H38
n-C19	C19	C19H40

Figura 8. Componentes que ingresan a la unidad de tratamiento de gas amargo

3.3.4. Ingreso al entorno de la simulación.

Una vez seleccionados los componentes que intervienen en el proceso, seleccionamos la opción “Enter to the simulation environment”

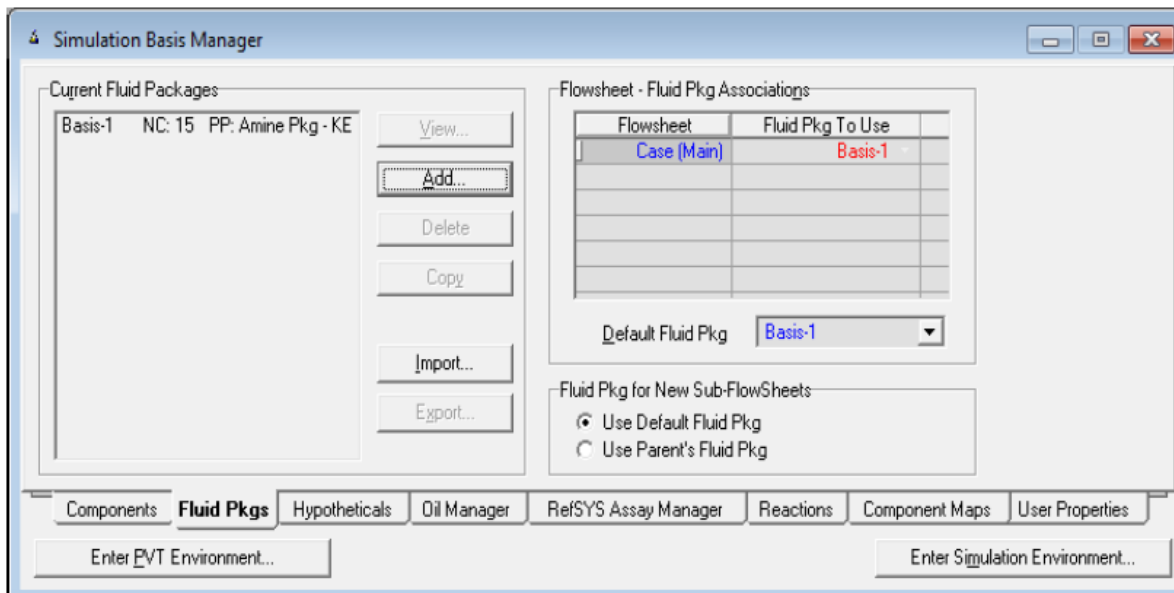


Figura 9. Ingreso al entorno de la Simulación

3.3.5. Composición y condiciones de la corriente de gas amargo al separador FA-601.

La corriente gaseosa que se trata en el absorbedor DA-601, tiene la siguiente composición.

	Mole Fractions	Vapour
H2O	0.0169	
Hydrogen	0.1113	
H2S	0.4021	
Methane	0.1824	
Ethane	0.1288	
Propane	0.0779	
i-Butane	0.0142	
n-Butane	0.0158	
i-Pentane	0.0293	
n-Pentane	0.0212	
DEAmine	0.0000	

Total 1.00000

Figura 10. Composición en Fracción Molar del Gas Amargo

Material Stream: GAS AMARGO		
Worksheet	Attachments	Dynamics
Worksheet	Stream Name	GAS AMARGO
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0.9979
Properties	Temperature [C]	39.00
Composition	Pressure [kPa]	482.5
Oil & Gas Feed	Molar Flow [kgmole/h]	437.9
Petroleum Assay	Mass Flow [kg/h]	1.308e+004
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	25.05
User Variables	Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	1.699e+004
Notes	Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	212.5
Cost Parameters	Heat Flow [kJ/h]	7.439e+006
Normalized Yields	Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	34.69
	Fluid Package	<i>Basis-1</i>
	Utility Type	

Figura 12. Condiciones de entrada de Gas Amargo

3.3.6. Simulación del separador de gas amargo FA-601.

Este equipo separa hidrocarburos que puede arrastrar la corriente gaseosa

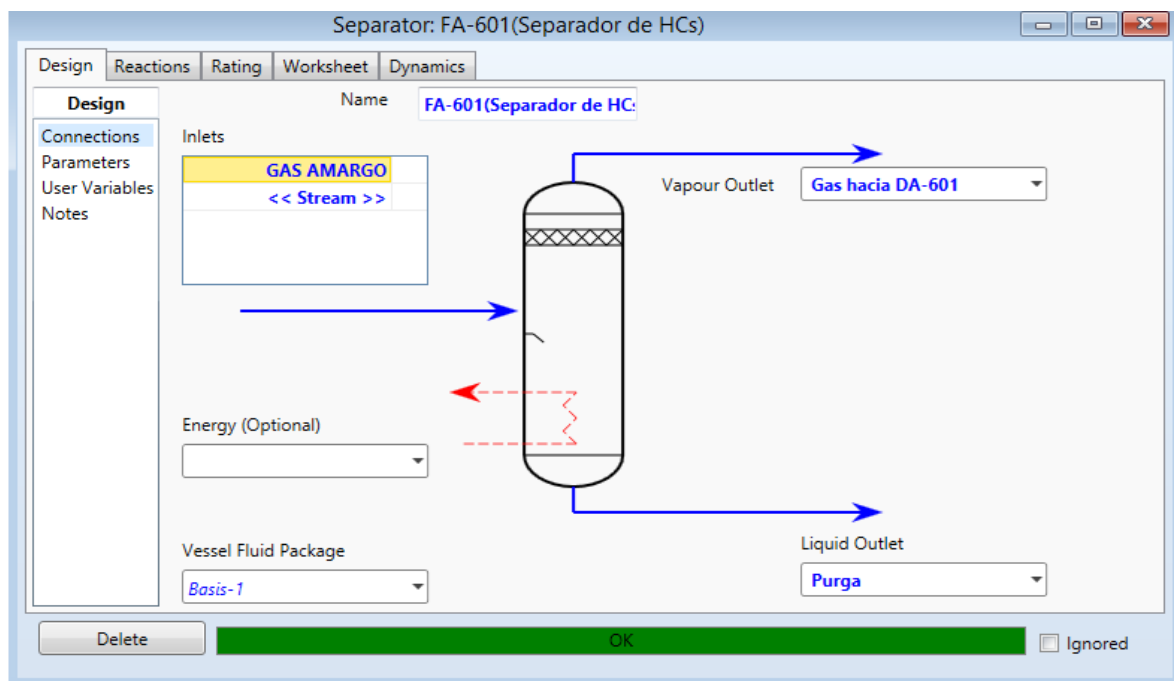


Figura 13. Separador de Entrada FA-601

3.3.7. Ingreso de la corriente de DEA para el absorbedor DA-601.

Debido a que este es un proceso con reciclo hay que definir la corriente de DEA que va a ingresar previamente al absorbedor para que este converja, luego con la opción de recirculación recalculará los datos corriente arriba.

The screenshot shows a software window titled "Material Stream: Solucion de DEA". It has three tabs: "Worksheet", "Attachments", and "Dynamics". The "Worksheet" tab is selected. On the left, there is a list of categories: "Conditions", "Properties", "Composition", "Oil & Gas Feed", "Petroleum Assay", "K Value", "User Variables", "Notes", "Cost Parameters", and "Normalized Yields". The main area is a table with the following data:

Property	Value	Unit
Stream Name	Solucion de DEA	Aqu
Vapour / Phase Fraction	0.0000	
Temperature [C]	40.00	
Pressure [kPa]	490.3	
Molar Flow [kgmole/h]	4986	
Mass Flow [kg/h]	1.077e+005	
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	106.0	m3/h
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	-2.922e+004	
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	83.90	
Heat Flow [kJ/h]	-1.457e+008	
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	105.2	
Fluid Package	Basis-1	
Utility Type		

At the bottom of the dialog, there is a green "OK" button, a "Delete" button, a "Define from Other Stream..." button, and two arrow buttons (left and right).

Figura 14. Condiciones de Entrada de la solución de DEA

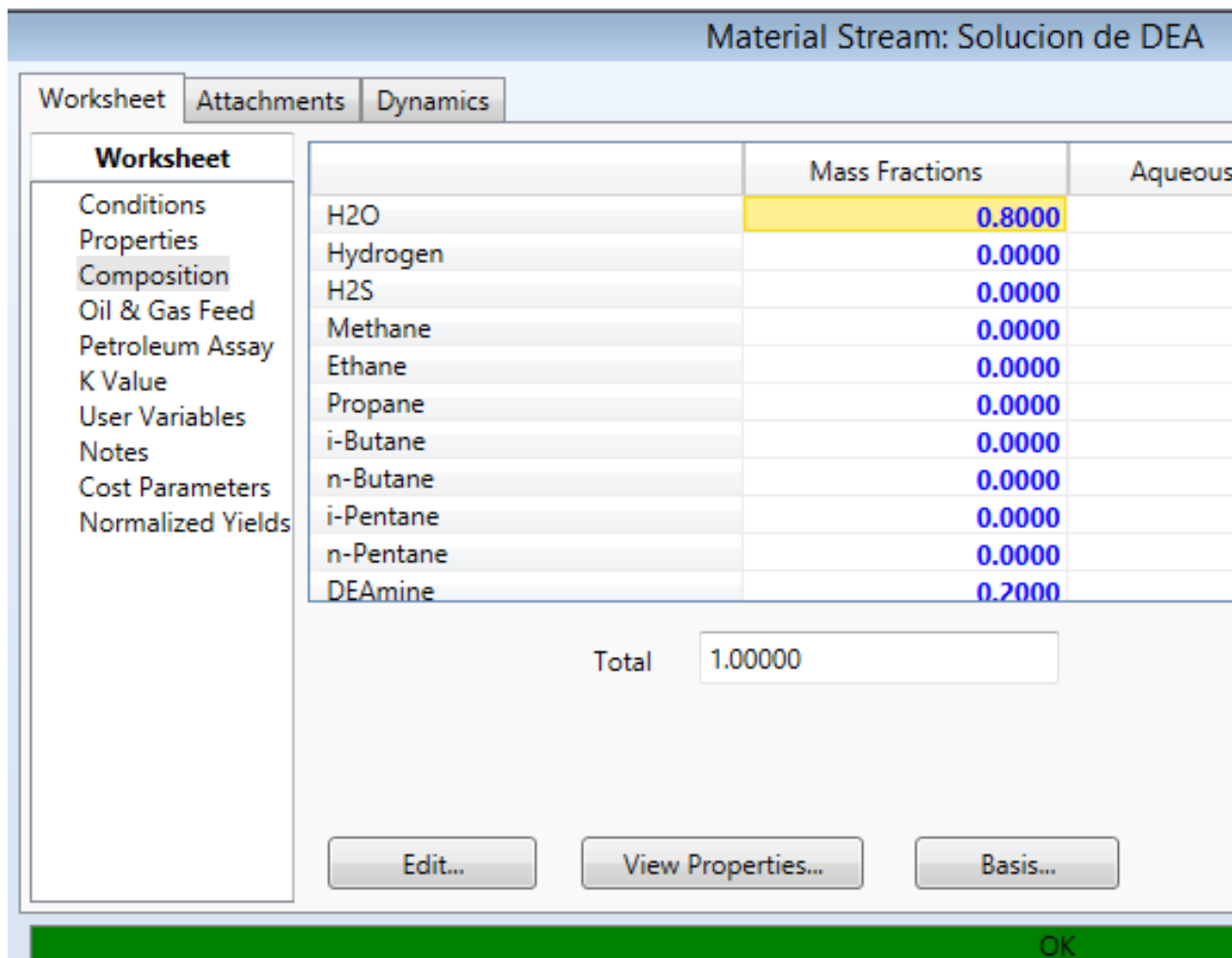


Figura 15. Composición de la Solución de DEA

3.3.8 Simulación del absorbedor DA-601.

Como antes se mencionó éste es un proceso con recirculación, para la simulación del equipo introducimos las corrientes que entran y salen, el número de platos, las presiones y temperaturas de fondo y cabeza del absorbedor.

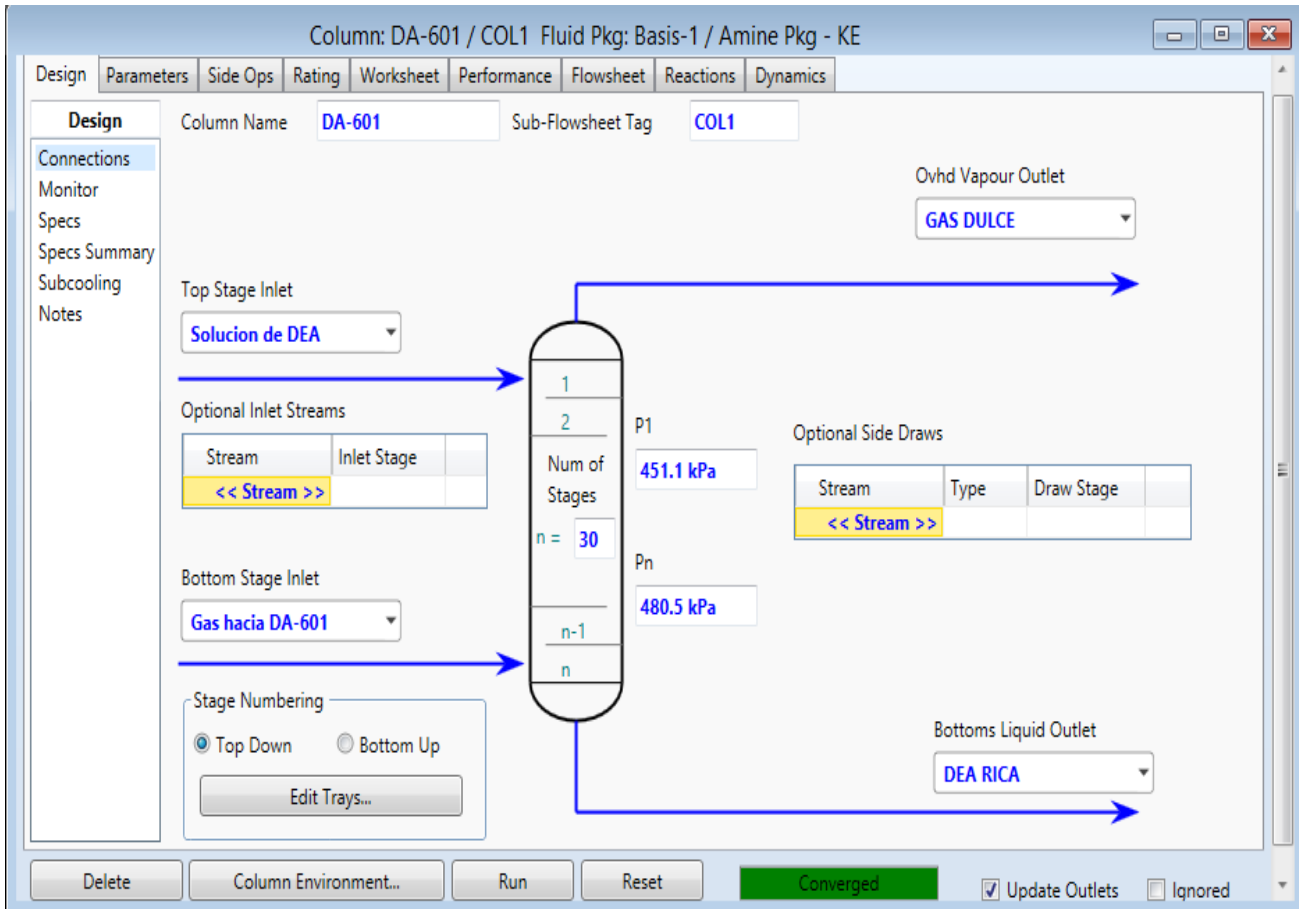


Figura 16. Simulación de la Torre Absorbedora DA-601

3.3.9 Composición y condiciones del LPG (HC's líquidos) a la entrada de la torre contactora DA-602

Property	Value
Stream Name	LPG
Vapour / Phase Fraction	0.0000
Temperature [C]	43.30
Pressure [kPa]	2206
Molar Flow [kgmole/h]	178.0
Mass Flow [kg/h]	9593
Std Ideal Liq Vol Flow [m3/h]	17.18
Molar Enthalpy [kJ/kgmole]	3.886e+004
Molar Entropy [kJ/kgmole-C]	96.87
Heat Flow [kJ/h]	6.919e+006
Liq Vol Flow @Std Cond [m3/h]	17.00
Fluid Package	Basis-1
Utility Type	

Figura 17. Condiciones de Entrada del LPG (Hidrocarburos Líquidos)

Figura 18. Composición del LPG en fracción mol.

	Mole Fractions	Liquid Ph
H2O	0.0000	
Hydrogen	0.0020	
H2S	0.0110	
Methane	0.0089	
Ethane	0.0489	
Propane	0.1945	
i-Butane	0.1432	
n-Butane	0.5480	
i-Pentane	0.0327	
n-Pentane	0.0108	
DEAmine	0.0000	

Total: 1.00000

Buttons: Edit..., View Properties..., Basis..., OK, Delete, Define from Other Stream...

3.3.10. Simulación de la torre contactora de HC's líquidos da-602.

Esta torre a diferencia de la DA-601, es una torre empacada. El relleno consiste en anillos Rasching de cerámica, con un diámetro de 1 pulgada, por lo que se debe especificar a la hora de ingresar los datos para simular la torre.

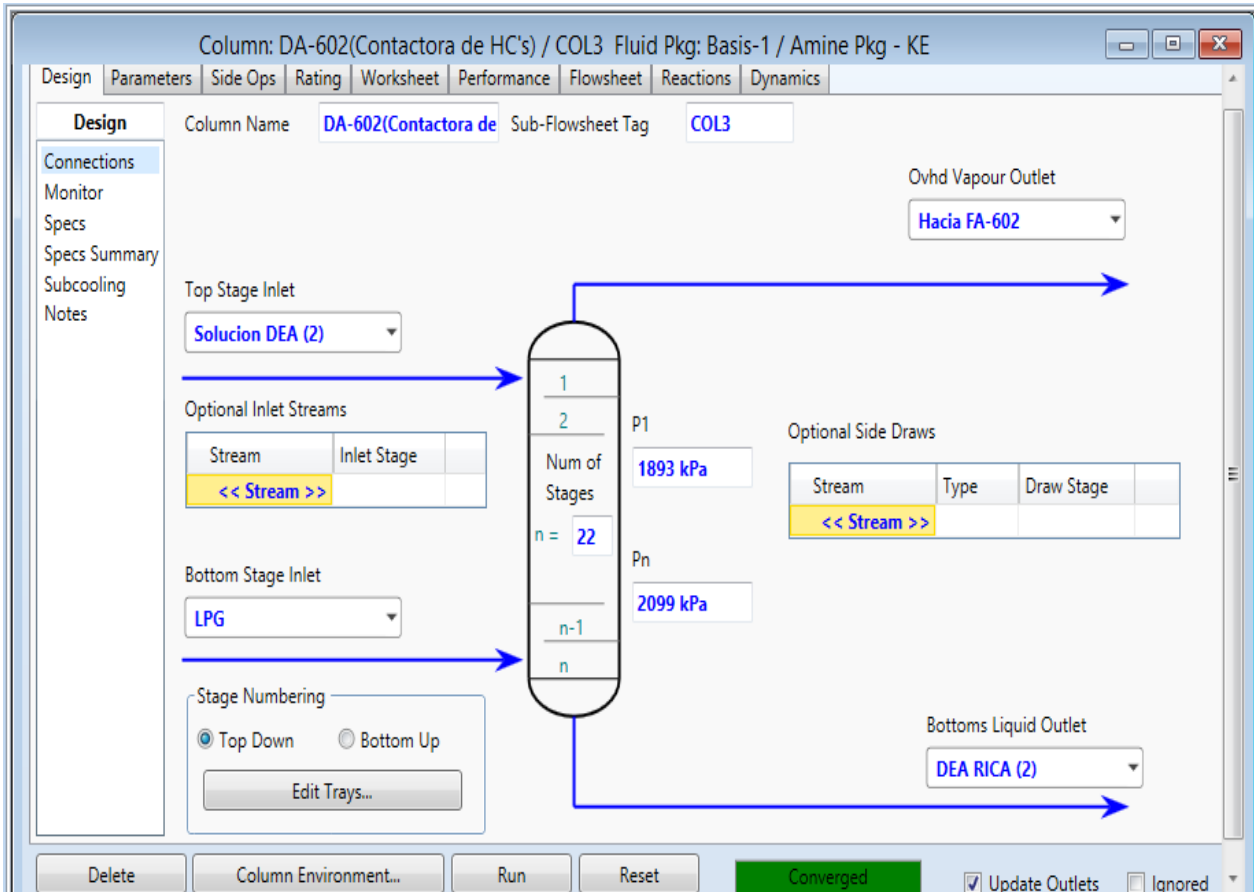


Figura 19. Especificaciones Generales de la torre DA-602

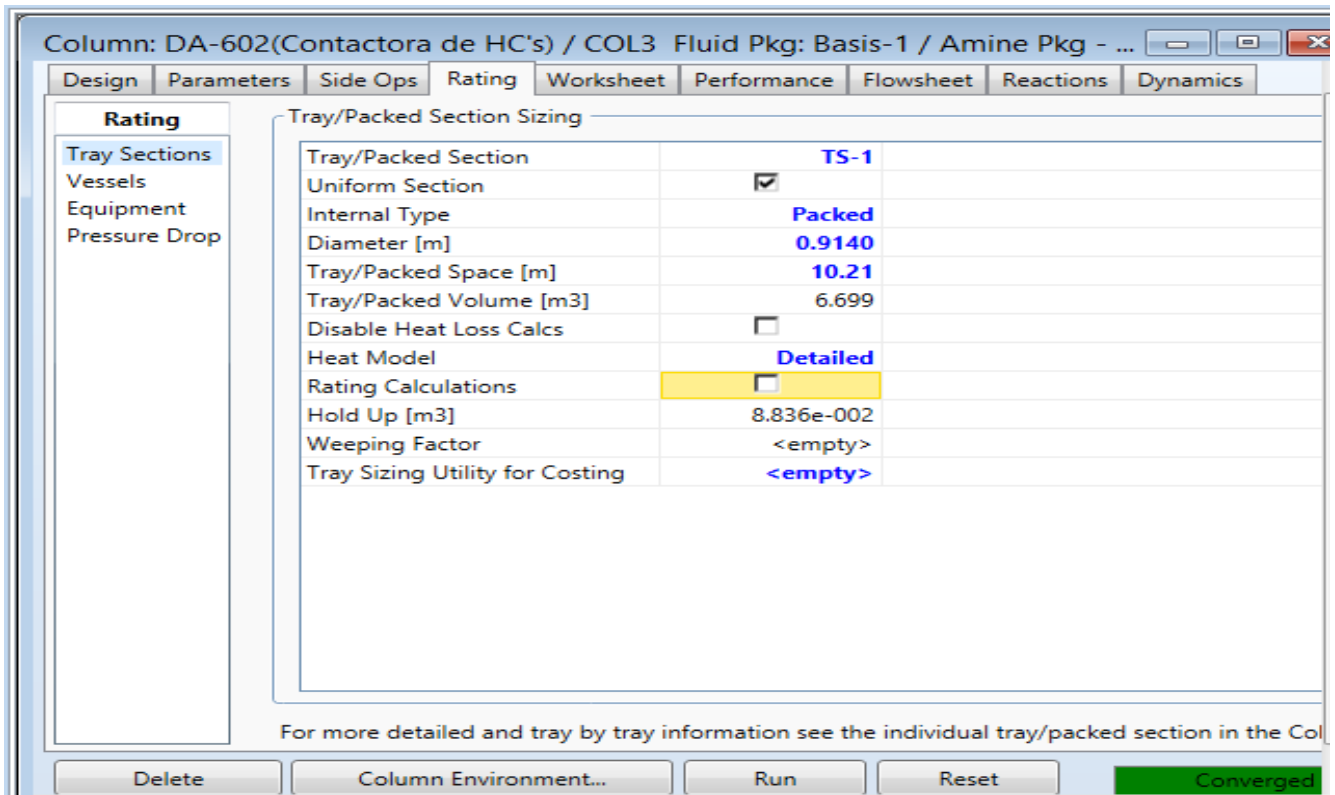


Figura 20. Especificaciones del Relleno de la Torre DA-602

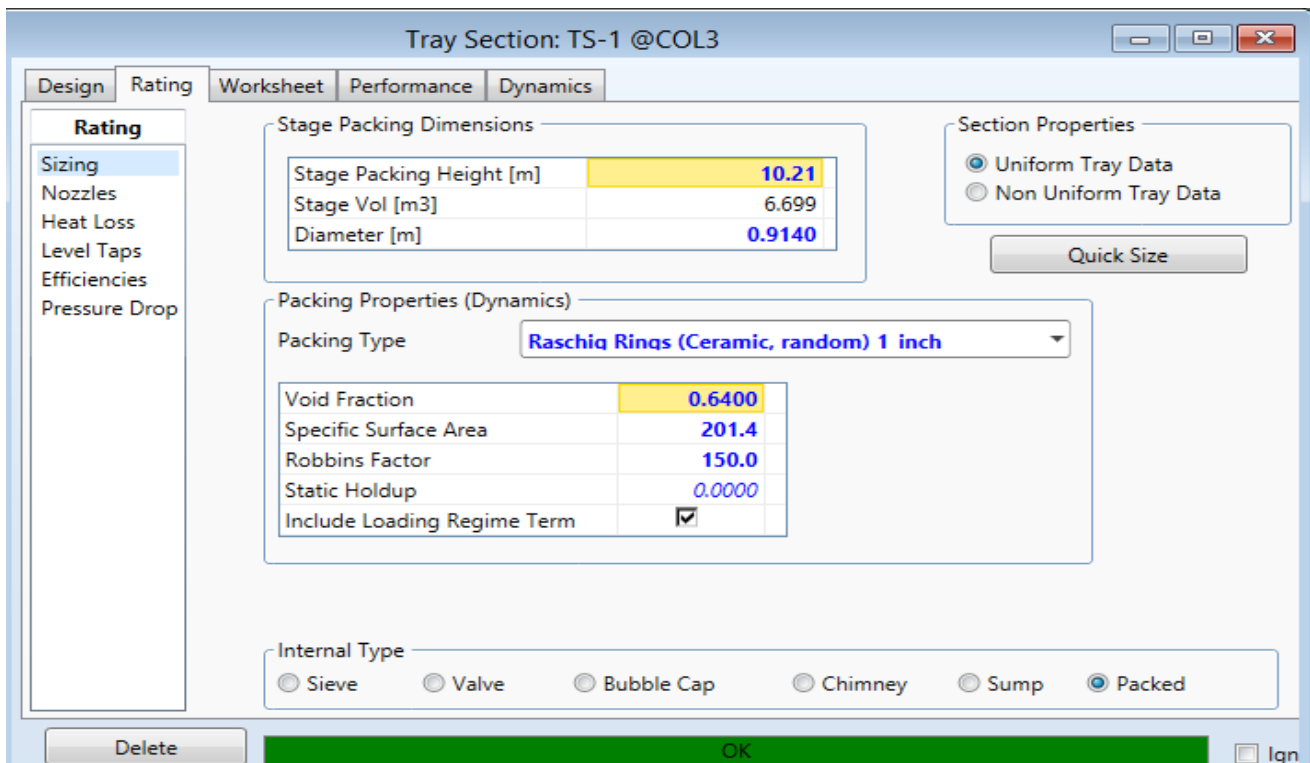


Figura 21. Especificaciones del Relleno de la Torre DA-602.

3.3.11. Simulación de la mezcla de las corrientes de amina rica de los Absorbedores DA-601 y DA-602.

Una vez que la amina ha absorbido el H₂S del gas en las torres contactoras, las dos corrientes son mezcladas para luego pasar al separador de HC's FA-603

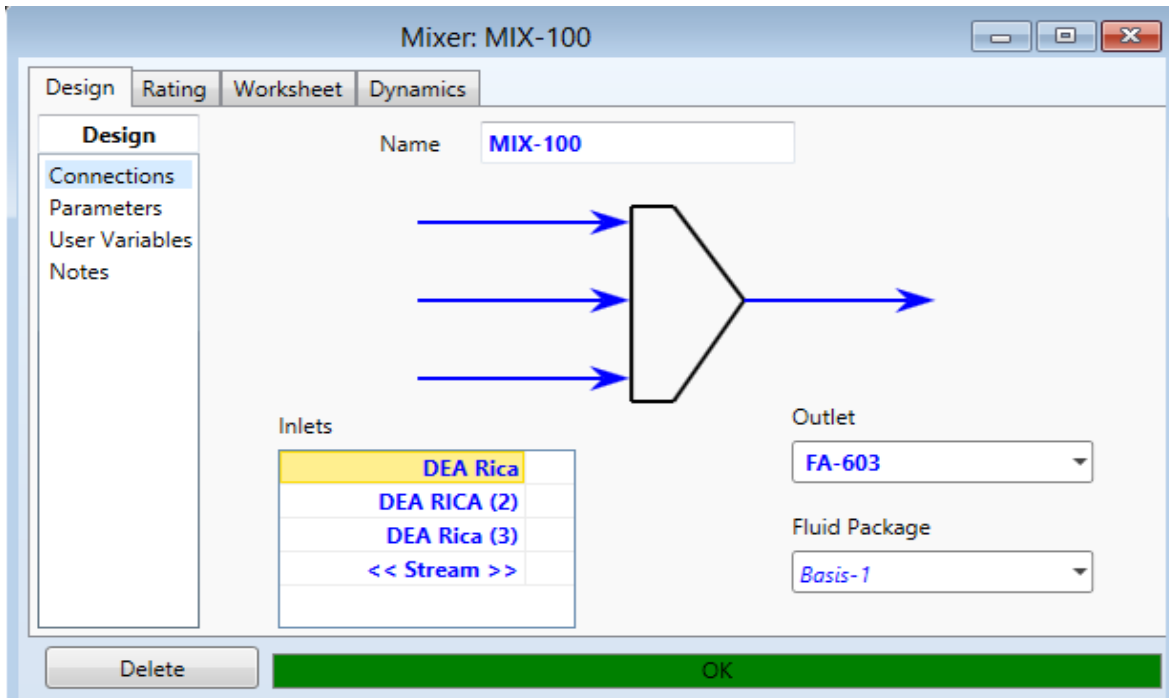


Figura 22. Simulación de mezclador de corrientes

3.3.12. Simulación del separador de hidrocarburos FA-603.

Este equipo nos permite reducir el porcentaje de hidrocarburo en la amina rica que va a entrar al despojador hasta un valor de 1%. (La amina tiene mayor densidad que el crudo).

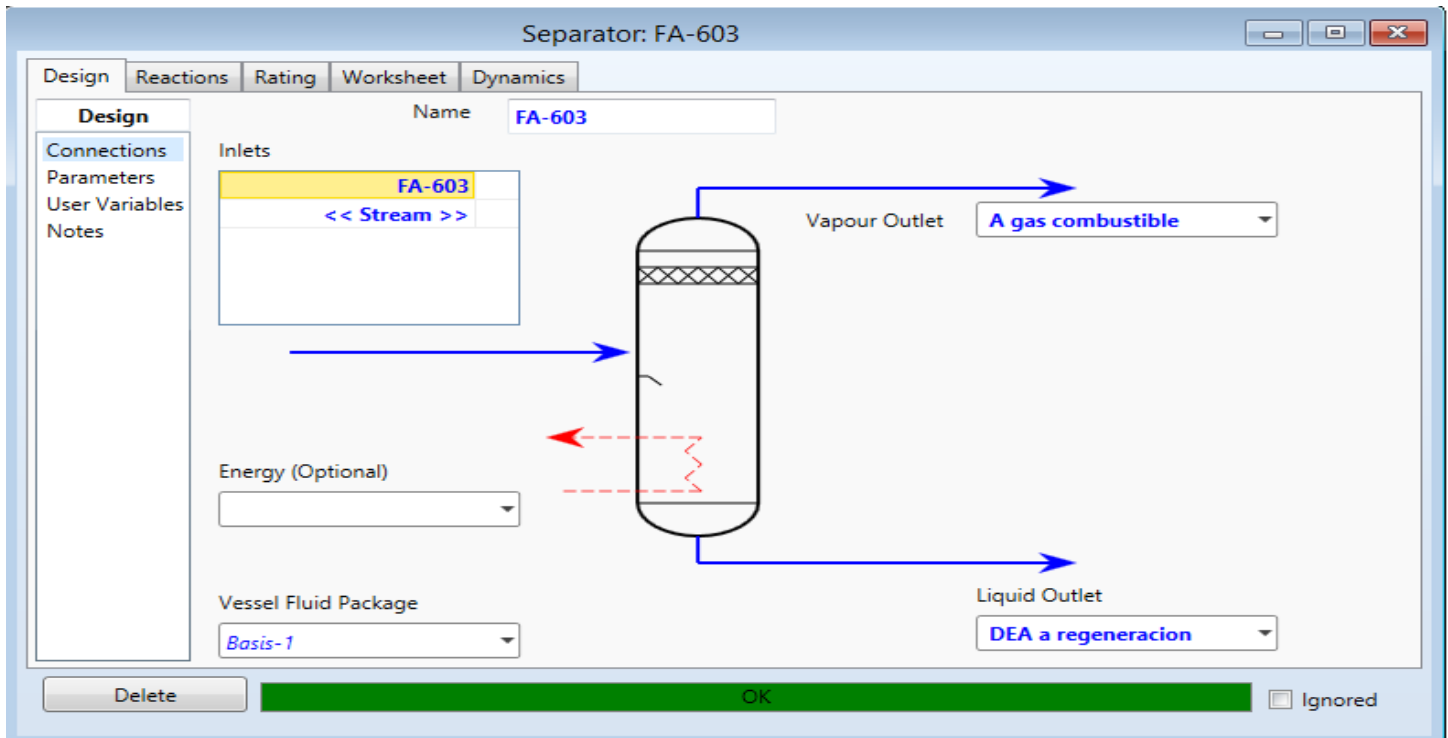


Figura 23. Simulación del separador de HC's FA-603.

3.3.13. Simulación del intercambiador de calor EA-601.

Ingresamos las corrientes que intervienen en el proceso y la especificación de que la corriente de Amina Rica deberá alcanzar una temperatura de alrededor de 93 °C. Sin embargo, posteriormente se alcanzará la convergencia del equipo una vez de que se simule la torre de desorción.

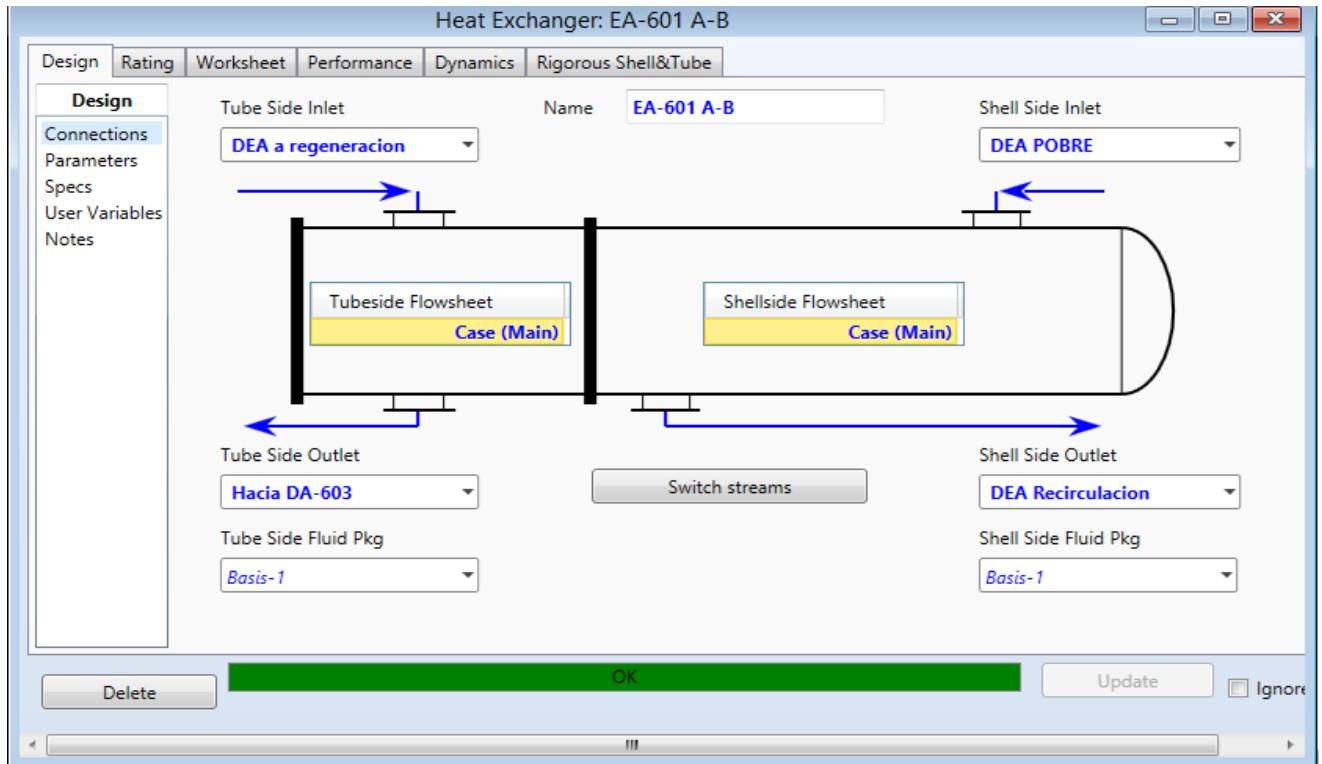


Figura 24. Simulación del Intercambiador EA-601

3.3.14. Simulación de la torre de desorción DA-603.

El plato de alimentación de la amina rica es el tercero de una columna de 22 platos. Además, introducimos las presiones y temperaturas de cabeza y fondo de la columna, las corrientes de gas ácido que salen por la cabeza y la corriente de amina pobre por el fondo.

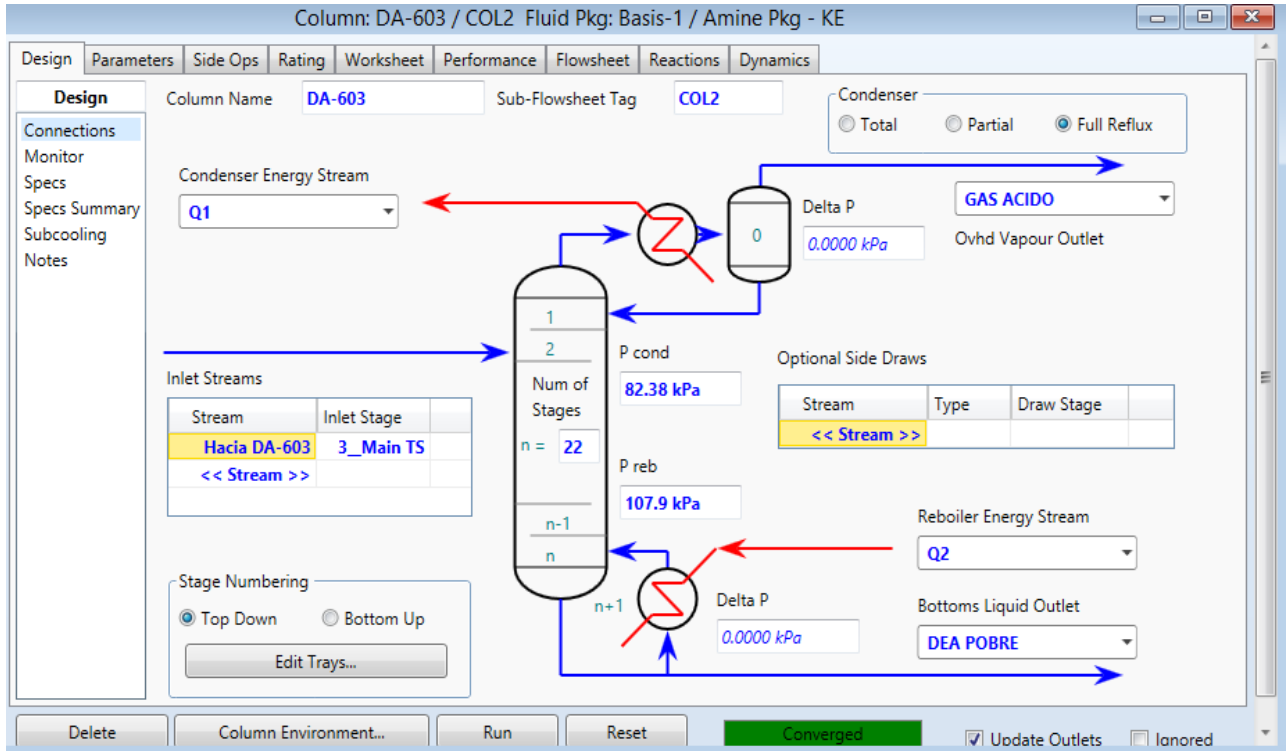


Figura 25. Condiciones Generales de la Torre DA-603

Para llevar a cabo la convergencia de esta torre, seleccionamos la opción de re-hervidor típico de Hysys. Posteriormente una vez de que ingresamos las variables, presión en el condensador. Seleccionamos la opción “Monitor” para la especificación de los grados de libertad que deben ser cero para la solución de la columna. Las variables seleccionadas para la especificación fueron la temperatura del gas ácido y la cantidad de energía requerida en el re hervidor.

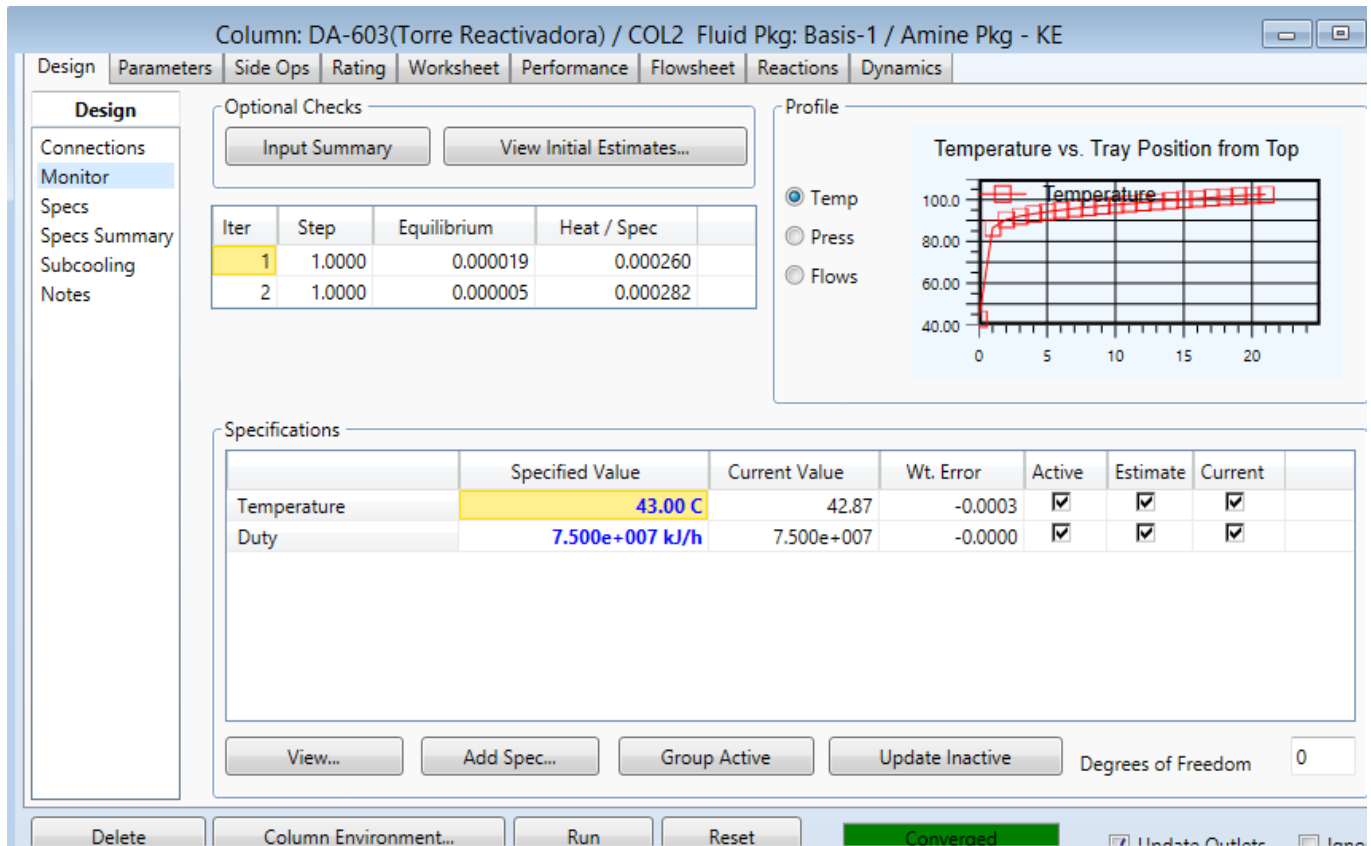


Figura 26. Variables seleccionadas para la convergencia de la Torre DA-603

3.3.15. Simulación del enfriador EA-602.

La amina posteriormente es enfriada en este equipo hasta alcanzar la temperatura de absorción que es de 43°C

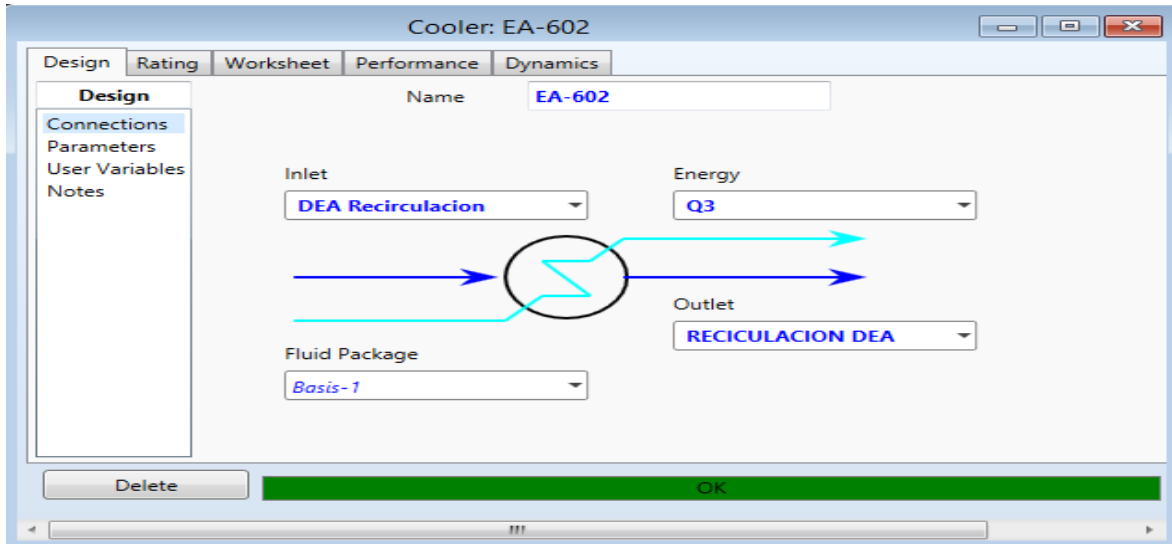


Figura 27. Simulación del enfriador EA-602

3.3.16. Simulación de la bomba GA-601.

Posteriormente se bombea la solución de Amina Pobre fría hacia las torres de absorción mediante la bomba GA-601.

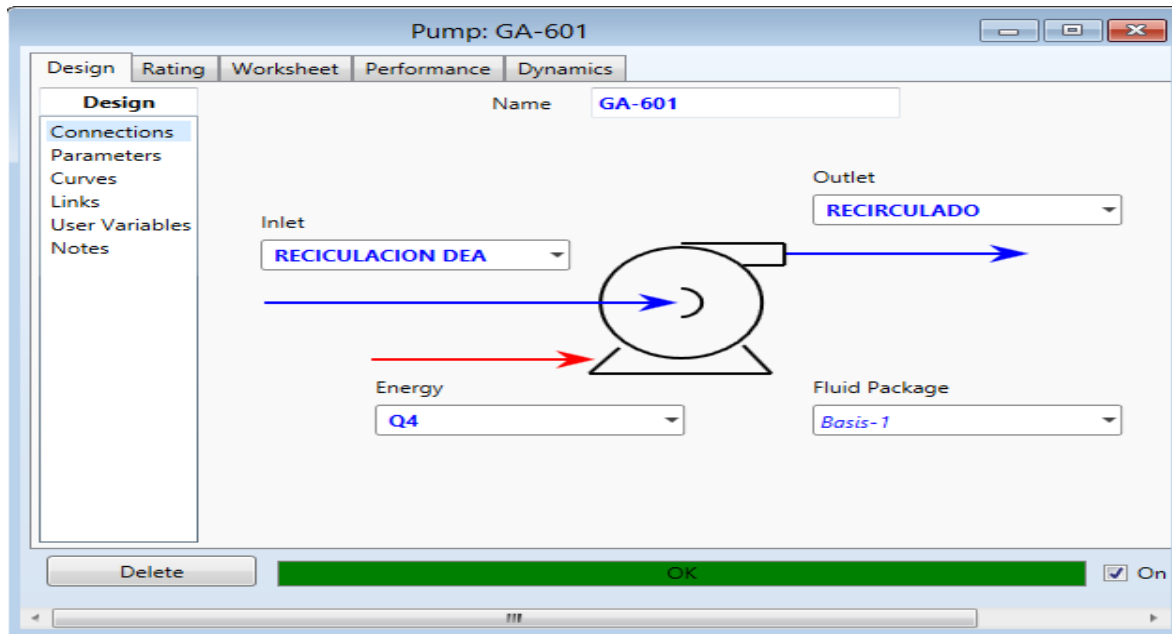


Figura 28. Simulación de la Bomba de DEA Pobre GA-601

3.3.17. Simulación del divisor de corrientes.

Este es un divisor de corrientes para poder enviar la amina pobre a las dos torres de absorción.

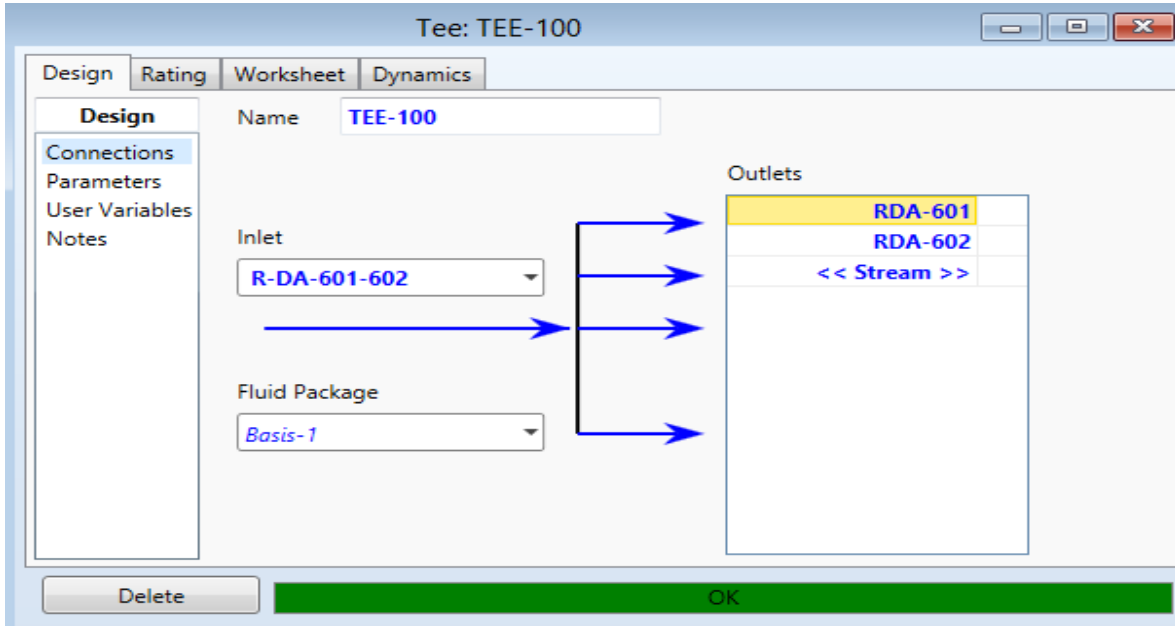


Figura 29. Divisor de corrientes de recirculación de amina

3.3.18. Simulación de la función lógica Reciclo 1 y Reciclo 2.

Ingresamos la corriente de Amina pobre R.DA-601 y como salida la corriente Solución de DEA. Para que haya convergencia del reciclo ambas corrientes deben tener especificaciones parecidas.

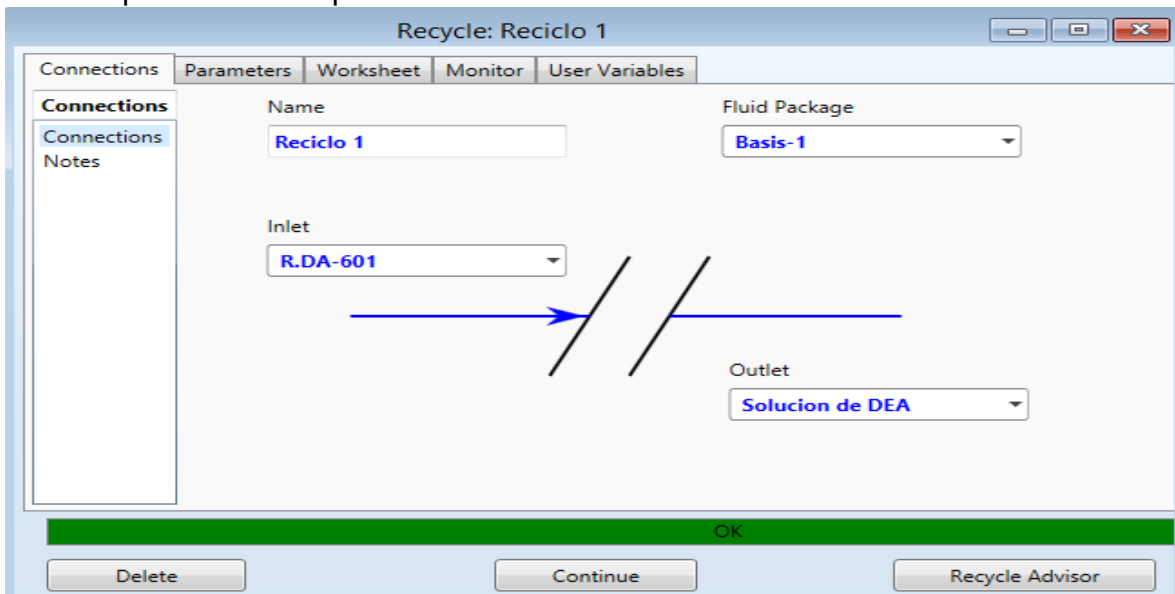
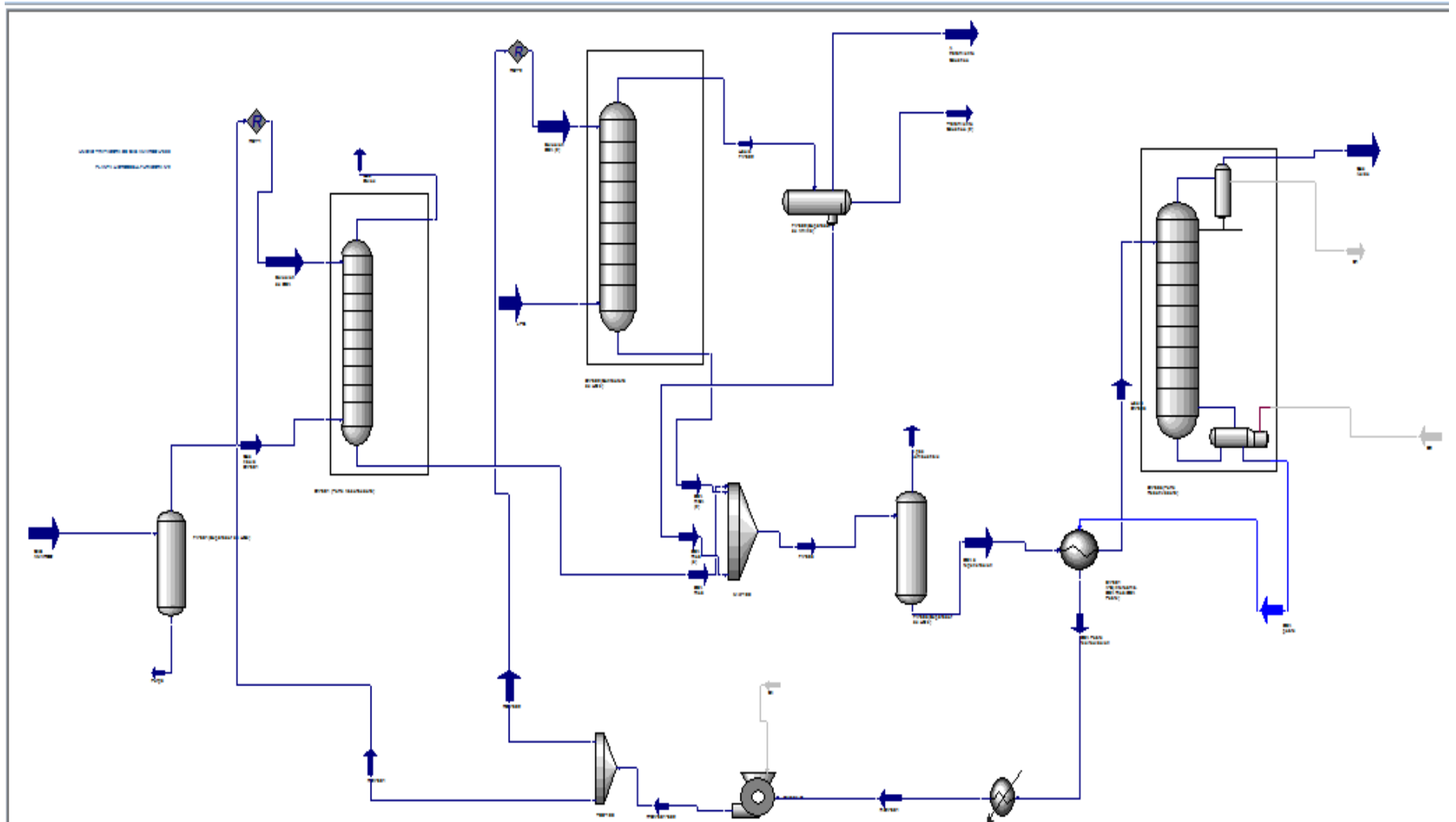


Figura 30. Simulación de las corrientes de recirculación de DEA.

FIGURA 31. ESQUEMA GENERAL DE LA SIMULACION DE LA SECCION DE TRATAMIENTO DE GAS AMARGO



3.3.2 Validación de la simulación.

Para validar la simulación hecha en Aspen Hysys, se requiere comparar los resultados calculados por el simulador usando datos de diseño de la unidad contra los definidos por el IMP en sus hojas de especificaciones.

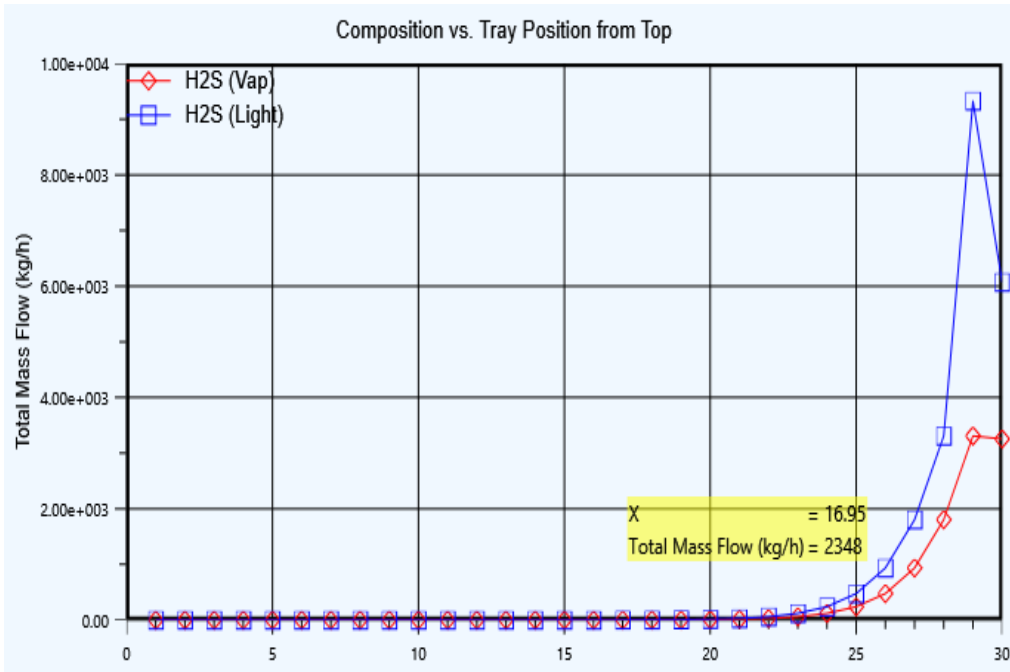
En este caso se comparan dos corrientes del sistema, los cuales son gas dulce, LPG enviado a la Sección de Tratamiento Caustico y gas acido enviado a la planta de azufre.

Tabla 7. Comparación entre datos de diseño del IMP y resultados obtenidos con HYSYS

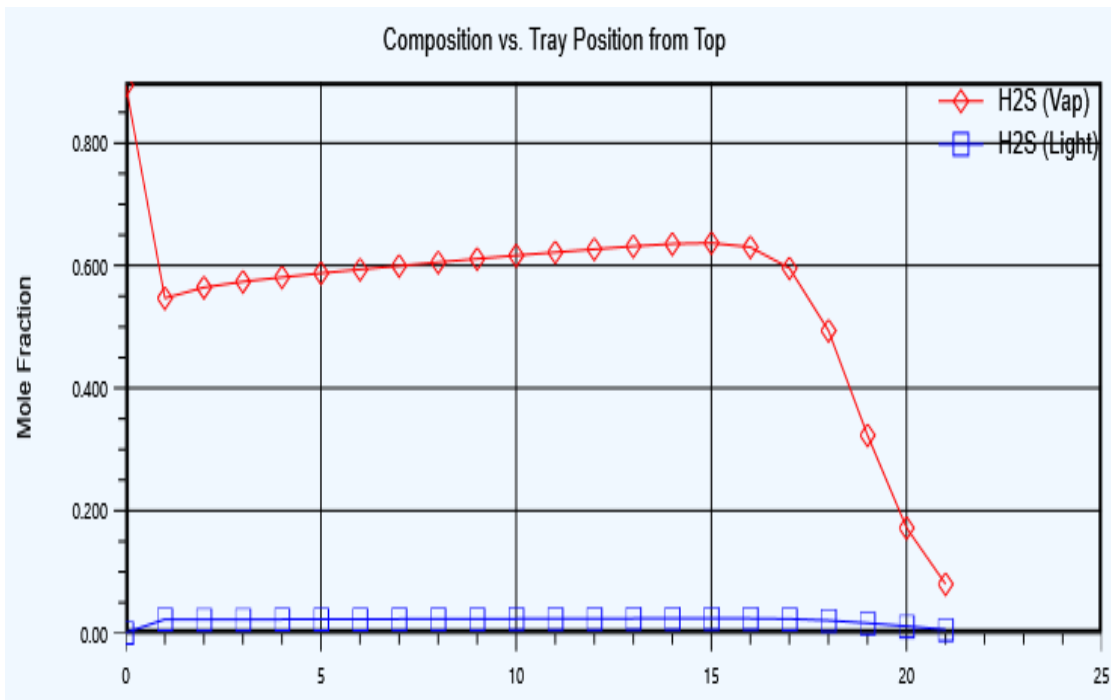
Gas dulce		Gas ácido		LPG a tratamiento cáustico	
Diseño IMP	Calculado por Hysys	Diseño IMP	Calculado por Hysys	Diseño del IMP	Calculado por Hysys
Flujo Molar: 295.7 kgmol/hr	Flujo Molar: 262.5 kgmol/hr	Flujo molar: 152.2 kgmol/hr	Flujo molar: 152.2 kgmol/h	Flujo molar: 176.7 kgmol/hr	Flujo Molar 175.8 kgmol/hr
Temperatura: 43.3 °C	Temperatura: 43.33°C	Temperatura: 43.3 °C	Temperatura: 43.14°C	Temperatura 44.4 °C	Temperatura 45.43 °C
H₂S: 50ppm Max.	H ₂ S : 1.276 e-5 kg/h	H ₂ S : 94.02 %mol	H ₂ S : 89.43 %mol	-----	H ₂ S : 0.0045 kgmol/hr

Fuente: Instituto Mexicano del Petróleo. Manual de Operación de la Unidad 600 – Planta Hidros II.

Como se puede observar en la tabla comparativa, los datos calculados por Hysys son similares en la mayoría de los casos a los definidos por el IMP en sus parámetros de diseño, por lo que esto significa, que la simulación es representativa del proceso real, y por lo tanto es válida para su utilización en la evaluación del proceso.



Gráfica 1. Flujo másico de H₂S en torre absorbadora DA-601



Gráfica 2. Fracción mol de H₂S en platos torre regeneradora (condiciones de diseño)

3.4. PÉRDIDAS DE AMINA.

Como ya se había mencionado antes, las pérdidas de amina en un sistema de tratamiento de gas amargo pueden ser debido a:

- Problemas de formación de espuma en la torre absorbidora o en la torre reactivadora
- Degradación térmica de la amina por altas temperaturas en la torre reactivadora
- Acumulación de contaminantes químicos en las líneas de proceso

Para identificar de estos problemas, se puede seguir el procedimiento siguiente:

Tabla 8. Procedimientos para solucionar problemas comunes en la operación con aminas.

PROBLEMA	PROCEDIMIENTO
FORMACIÓN DE ESPUMA EN LA TORRE CONTACTORA	
1. Suciedad o material sólido en la amina pobre causador por Sólidos suspendidos tales como sulfuro de hierro, carbón, Óxido de hierro coloidal, etc.	1. Observe una muestra de amina pobre 2. Cambiar los elementos filtrantes. 3. Verificar que el funcionamiento de los filtros es adecuado
2. Hidrocarburos líquidos se encuentran en la torre contactora	1. Verificar la temperatura de la Amina Pobre hacia la contactora. ver que esté 10 °C por encima de la temperatura de Gas de entrada. Subir la Temperatura de la Amina Pobre si está baja. . 2. Observe la Amina sucia si no tiene el brillo característico de los Hidrocarburos. Verificar los niveles en el separador de Entrada y bajarlo.
FORMACIÓN DE ESPUMA EN EL REGENERADOR	PROCEDIMIENTO
3. El nivel del Tanque de Flasheo bajo tanto que el gas sale por el fondo con la Amina	Verificar el bajo nivel del Tanque de flasheo y corregirlo
4. Hidrocarburos líquidos entran en la regeneradora con la Amina Rica.	1. Tomar una muestra de Amina Rica y observar si hay película de hidrocarburo. 2. Si el tanque de flasheo tiene línea de drenaje para hidrocarburos líquidos, drenar, abrirla y drenar los hidrocarburos. 3. Verificar los altos niveles en el separador de entrada y regular

Continuación Tabla 8. Procedimientos para solucionar problemas comunes en la operación con aminas.

PROBLEMA	PROCEDIMIENTO
LA SOLUCIÓN DE AMINA POBRE CONTIENE PRODUCTOS DE DEGRADACIÓN	<ul style="list-style-type: none"> • Verificar la existencia de productos de degradación en la Amina Pobre. • Para esto, es necesario solicitar análisis de Cromatografía Líquida y Espectrometría al área de química de la empresa. En caso de encontrarse con altos contenidos de productos de degradación la amina deberá ser desechada y cambiada por una nueva. • Deberá monitorearse y controlar la temperatura de fondo de la torre regeneradora, con el fin de evitar que sobrepase los 121°C
LA SOLUCIÓN DE AMINA ABSORBE LOS QUÍMICOS PRESENTES EN EL GAS DE ENTRADA	<ol style="list-style-type: none"> 1. Si el sistema tiene filtros de carbón, reemplazar los mismos. 2. Agregar inhibidores de espuma. 3. Verificar que el separador de gas de entrada trabaja correctamente.

Fuente: Manual de Mantenimiento de Plantas de Aminas. Héctor Pacheco. Chaco S.A - Bolivia

3.5. MÉTODOS DE CARACTERIZACIÓN DE UNA MUESTRA DE AMINA.

Los métodos utilizables para caracterizar una muestra de amina pueden ser los siguientes:

3.5.1 Espectroscopia UV – visible

Es un análisis cualitativo y es una extensión de la colorimetría ya que permite determinar la absorción de luz en una muestra en el intervalo comprendido entre 190 y 700nm. Para la determinación de la región ultravioleta es necesario emplear celdas de cuarzo que no absorben en esta zona del espectro.

Las principales características de esta técnica son:

1. Aplicable a sistemas orgánicos, inorgánicos y bioquímicos
2. Su selectividad va de moderada a elevada.
3. Exactitud y precisión razonable (1 a 3% de error)
4. Es un método rápido y conveniente, fácil de analizar los resultados

3.5.2 Cromatografía de líquidos: HPLC

La cromatografía de líquidos de alta resolución, es una de las técnicas nuevas que se han desarrollado recientemente y posee mayor potencial para análisis químicos.

Es un método que se utiliza para separar mezclas químicas (principalmente orgánicas) en sus componentes individuales, es una técnica de separación no de identificación. Por el contrario, la espectrofotometría puede identificar la presencia de moléculas específicas de una mezcla, pero su habilidad para dar información cuantitativa es limitada cuando la mezcla contiene compuestos de estructura química similar debido a que no puede separarlos. Por esta razón, la cromatografía de líquidos puede ser utilizada junto a la espectrofotometría.

Sus ventajas frente a la cromatografía de gases se deben principalmente a dos razones:

- La primera es que una gran variedad de moléculas pueden ser disueltas en un solvente que puede ser volatilizado (hacerlo gas) y mantiene su estructura molecular original. Por lo tanto, la cromatografía de líquidos es una técnica más noble ya que daña menos a las moléculas frágiles.
- La segunda ventaja es que puede tratar con una gran variedad de moléculas ionizadas y no ionizadas, moléculas de alto peso molecular y biológicamente activas (enzimas, aminas, proteínas, péptidos, etc.)

3.5.3. Cromatografía de gases con detector de espectro de masas.

Constituye un poderoso instrumento en la determinación de los componentes de una muestra, al permitir la separación de estos como su detección individual.

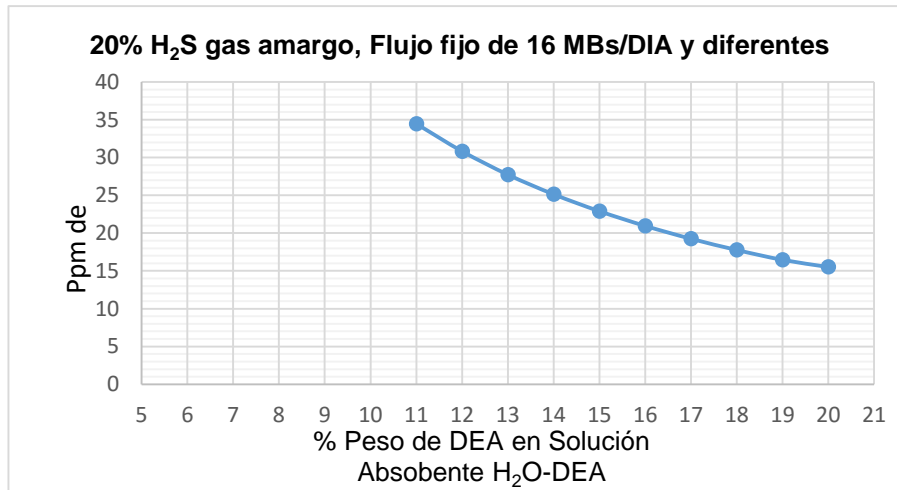
Su campo de interés abarca todas las áreas donde sea preciso la identificación de compuestos, como por ejemplo química orgánica e inorgánica entre otros.

Las características de esta técnica son:

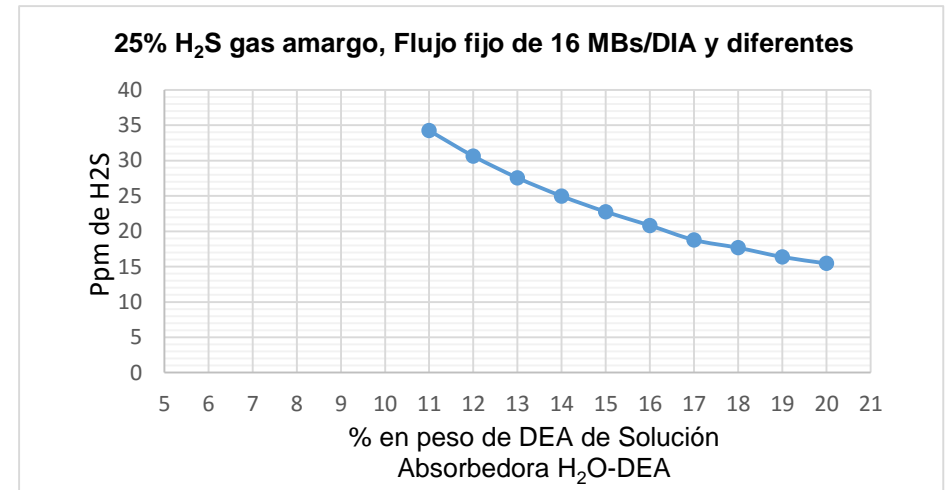
- Alta sensibilidad: la cantidad de muestra necesaria es pequeñísima
- Elevada resolución: permite el análisis de mezclas siempre que puedan ser introducidas por cromatografía de gases
- Facilidad y comodidad: las muestras pueden ser líquidas o sólidas, también pueden ser disueltas en disolventes adecuados.

4. RESULTADOS.

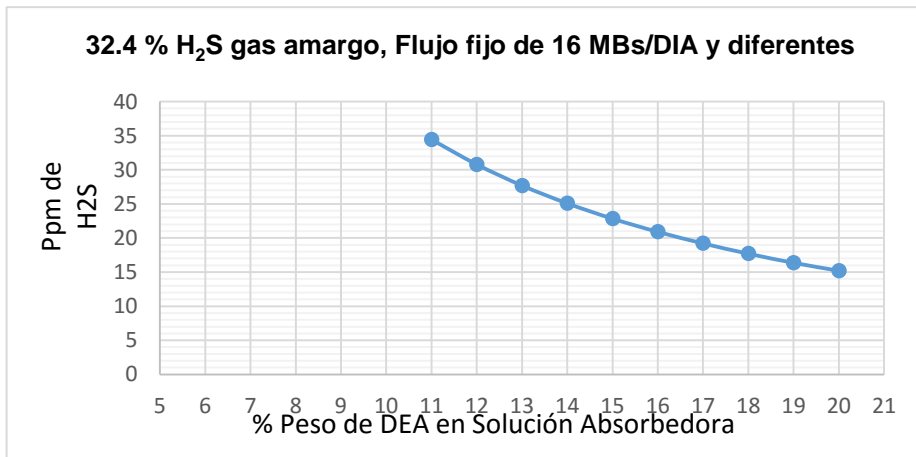
4.1. Efecto de la variación de la concentración de DEA.



Gráfica 3. Ppm de H₂S en Gas dulce vs Diferentes concentraciones DEA



Gráfica 4. Ppm de H₂S en Gas dulce vs Diferentes concentraciones DEA



Gráfica 5. Ppm de H₂S en Gas dulce vs Diferentes concentraciones DEA

Como se observa en los gráficos, sin importar que la concentración de DEA este por debajo de lo establecido, no se superan las 50ppm de gas sulfhídrico en el gas dulce, esto es en parte debido a que el gas amargo que entra a la unidad trae un porcentaje menor de azufre que las que se tiene estimado en el diseño original.

4.1.1 Tablas de resultados.

% en peso de DEA	m3/h de Gas Dulce	Kg/h de H ₂ S en gas Dulce	Ppm de H ₂ S en gas dulce
20	4885	0.1617	15.51823417
19	4885	0.1715	16.45873321
18	4886	0.1851	17.76391555
17	4886	0.2006	19.25143954
16	4886	0.2183	20.95009597
15	4886	0.2386	22.89827255
14	4887	0.2619	25.13435701
13	4887	0.289	27.73512476
12	4887	0.3212	30.82533589
11	4887	0.3591	34.46257198
10	5255	513.0246	46301.85921

Tabla 9. Resultados con 20% H₂S gas amargo, Flujo fijo de 16 MBs/DIA y diferentes concentraciones de DEA

% en peso de DEA	m3/h de Gas Dulce	Kg/h de H ₂ S en gas Dulce	Ppm de H ₂ S en gas dulce
20	3711	0.1234	15.20078837
19	3711	0.1328	16.35870904
18	3711	0.1437	17.70140429
17	3712	0.1559	19.2042375
16	3712	0.1697	20.90416359
15	3712	0.1854	22.83532455
14	3712	0.2036	25.07697992
13	3712	0.2248	27.68813893
12	3713	0.2499	30.77965267
11	3713	0.2795	34.42542185
10	4596	1230.9192	126872.7273

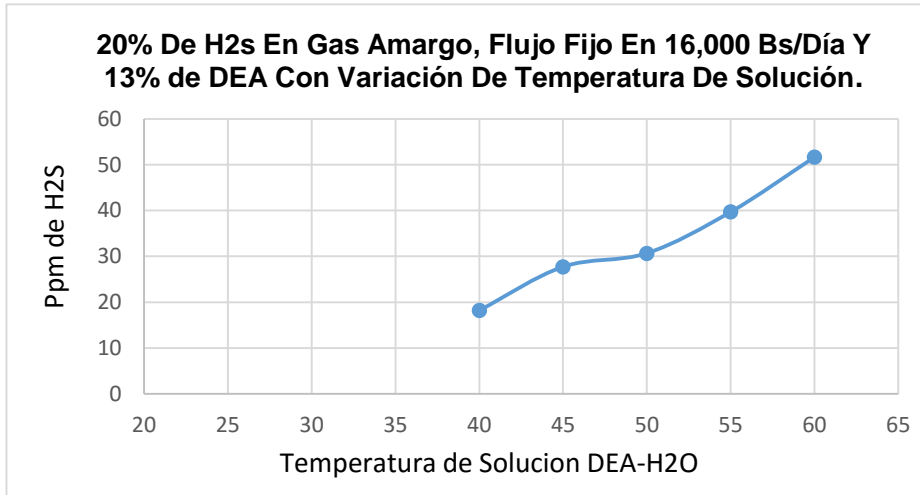
Tabla 11. 32.4 % H₂S gas amargo, Flujo fijo de 16 MBs/DIA y diferentes concentraciones de DEA

% en peso de DEA	m3/h de Gas Dulce	Kg/h de H ₂ S en gas Dulce	Ppm de H ₂ S en gas dulce
20	4366	0.1439	15.45483836
19	4367	0.1524	16.36773709
18	4367	0.1645	17.66727527
17	4367	0.1748	18.77147766
16	4367	0.1939	20.8225945
15	4368	0.2119	22.75558419
14	4368	0.2326	24.97852234
13	4368	0.2567	27.56658076
12	4368	0.2853	30.6345968
11	4369	0.3189	34.24245678
10	4873	703.5099	68836.58513

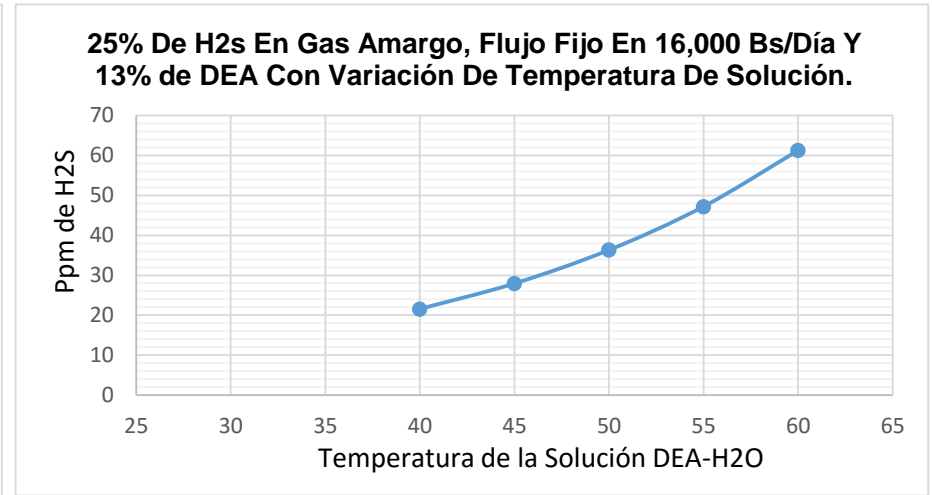
Tabla 10. Resultados con 25% H₂S gas amargo, Flujo fijo de 16 MBs/DIA y diferentes concentraciones de DEA

En esta parte, el simulador estableció que una vez que se alcanzara un 10% de DEA en la solución absorbente ocurriría un incremento drástico en las partes por millón de sulfhídrico.

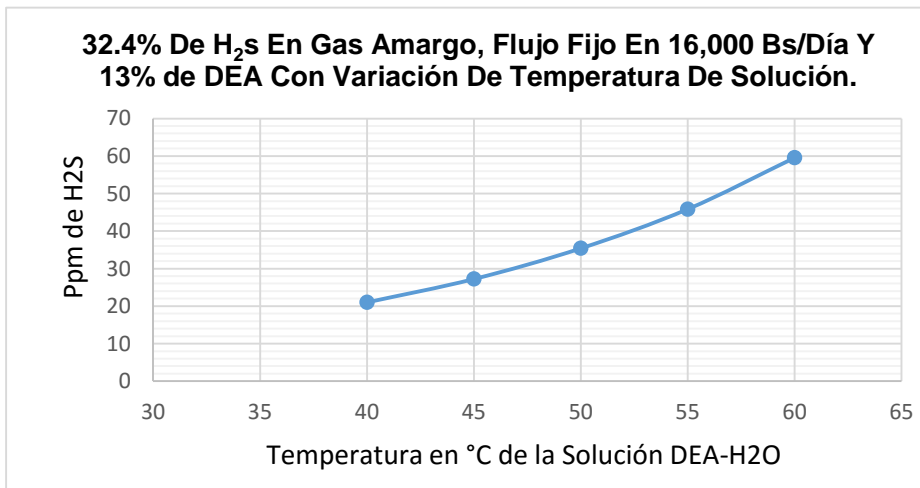
4.2. Efecto de la temperatura de la solución absorbente.



Gráfica 6. Ppm de H₂S en Gas Dulce



Gráfica 7. Ppm de H₂S en Gas Dulce



Gráfica 8. Ppm de H₂S en Gas Dulce

En este caso se demuestra como la temperatura de la solución modifica la capacidad de la amina para absorber el H₂S presente en el gas, se aprecia que a mayor temperatura se encuentre la DEA, está presente mayor cantidad de H₂S en el gas dulce.

4.2.1. Tablas de resultados sobre el efecto de la temperatura.

Temperatura de la Solución	m3/h de Gas Dulce	Kg/h de H ₂ S en gas Dulce	Ppm de H ₂ S en gas dulce
60	5004	0.5428	51.64605138
55	4959	0.4157	39.70391595
50	4918	0.3204	30.68965517
45	4887	0.2458	23.58925144
40	4863	0.1894	18.21153846

Tabla 12. 20% De H₂S En Gas Amargo, Flujo Fijo En 16,000 Bs/Día Y 13% de DEA Con Variación De Temperatura De

Temperatura de la Solución	m3/h de Gas Dulce	Kg/h de H ₂ S en gas Dulce	Ppm de H ₂ S en gas dulce
60	4473	0.5753	61.24773768
55	4430	0.4419	47.21153846
50	4396	0.3391	36.33344048
45	4368	0.2603	27.95317869
40	4346	0.2005	21.56841652

Tabla 13. 25% De H₂S En Gas Amargo, Flujo Fijo En 16,000 Bs/Día Y 13% de DEA Con Variación De Temperatura De

Temperatura de la Solución	m3/h de Gas Dulce	Kg/h de H ₂ S en gas Dulce	Ppm de H ₂ S en gas dulce
60	3802	0.4875	59.54562111
55	3765	0.374	45.83895085
50	3736	0.288	35.39387981
45	3712	0.221	27.220101
40	3694	0.1702	20.9993831

Tabla 13. 32.4% De H₂S En Gas Amargo, Flujo Fijo En 16,000 Bs/Día Y 13% de DEA Con Variación De Temperatura De Solución.

En las tres tablas se marca 60°C como la temperatura a la cual la solución tendría bajo poder de absorción y se superarían las 50 ppm de H₂S en el gas dulce

4.3. CAUSA DE LA BAJA CONCENTRACIÓN Y PÉRDIDA DE DEA EN LA SOLUCIÓN ABSORBENTE DE LA UNIDAD 600.

Después de seguir los procedimientos anteriores para detectar problemas de relacionados con la formación de espuma y degradación térmica de la Dietanolamina, se llegó a la conclusión de que la pérdida de DEA no era por causas químicas, térmicas o de formación de espuma, ya que no se encontraron productos de este tipo en las muestras de amina que se enviaron para análisis en el laboratorio. Una vez descartadas estas posibles causas se procedió a la revisión física de los equipos del proceso y líneas de tuberías, tanto de amina pobre y amina rica, así como también la tubería por donde circula el gas dulce producido en la unidad hacia la red de Gas Combustible de la Refinería.

Fue en esta última, la línea que conecta la salida de gas dulce de la torre DA-601 con el anillo de gas combustible de la refinería donde se encontró una anomalía referente a las presiones de salida del gas.

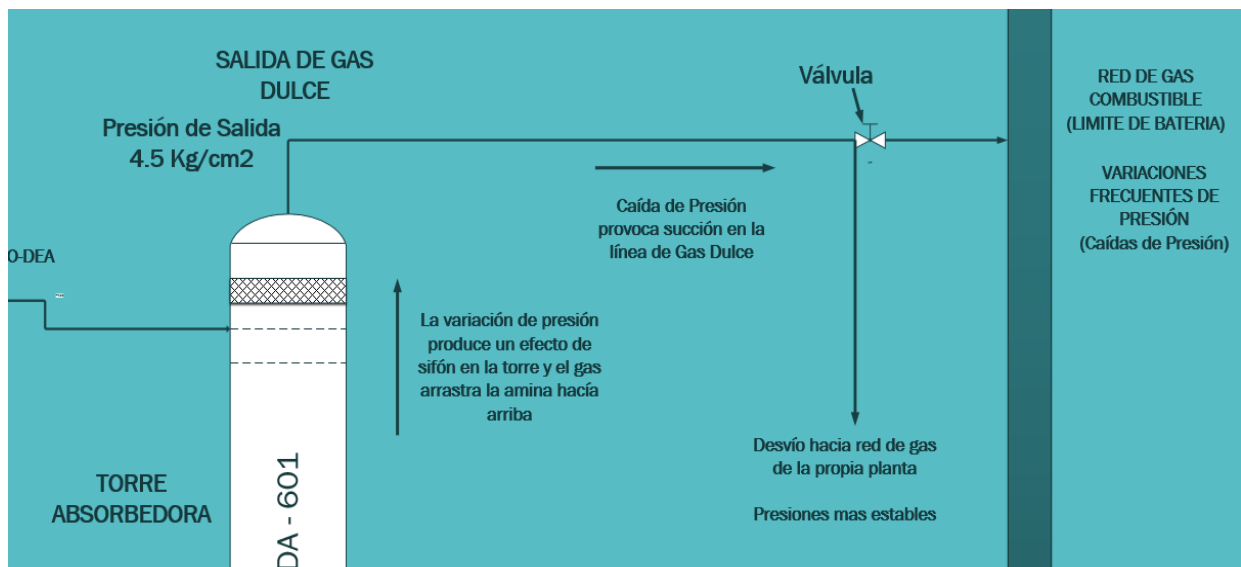


Figura 32. Diagrama del Bloqueo y Desvío de la Salida del Gas Dulce del DA-601

La salida del gas dulce de la torre absorbidora está conectada al anillo de gas de la refinería, este sistema de distribución de gas al ser muy grande es difícil que mantenga la misma presión en todos sus puntos, por si fuera poco, esta presión también se ve afectada al momento en que alguna planta del complejo hace uso de este gas. Debido a esto se produce una caída de presión que provoca que el gas que sale del domo de la torre absorbidora cause un arrastre de amina y por ello una baja en la cantidad de amina existente en la solución absorbidora que circula por el sistema.

Aunado a esto, a fin de mantener la el flujo de solución en una cantidad adecuada de barriles por día, a la solución se le adiciona agua condensada, por lo tanto provoca una dilución que modifica fracción masa de DEA contenida en la solución, un ejemplo sencillo de esto podría ser dado de la siguiente manera:

Si tenemos 1,000kg de solución absorbadora, de los cuales 200 kg son de DEA y 800kg de agua, entonces tenemos que:

$$\% \text{ en peso} = \frac{\text{Kg de soluto}}{\text{Kg de solución}} * 100 = \left(\frac{200\text{Kg}}{1000\text{Kg}} \right) * 100 = 20\%$$

Pero si resulta que aumentamos la cantidad kilogramos de solución de 1000 kg a 1500 kg añadiendo únicamente agua (condensado), y manteniendo los mismos 200 Kg de DEA, tenemos:

$$\% \text{ en peso} = \frac{\text{Kg de soluto}}{\text{Kg de solución}} * 100 = \left(\frac{200\text{Kg}}{1500\text{Kg}} \right) * 100 = 13.3 \%$$

Como se puede ver, esto modifica el porcentaje que los kilogramos de DEA representan en la solución utilizada, y de cierto modo explicaría como afecta el volumen de condensado agregado a las fracciones masa de DEA.

4.4. CÁLCULOS.

4.4.1. Balance de materia.

Para el balance solo se consideraron los equipos que provocan modificaciones al flujo másico en el proceso, los cuales son:

- FA-601 – Separador de gas amargo
- DA-601 – Torre absorbadora de gas amargo
- FA- 603 – Separador de Hidrocarburos
- DA-603 – Torre reactivadora de amina
-

Los equipos que no se incluyeron en el balance de materia fueron:

- EA- 601 A-B – Intercambiador de Calor DEA rica/DEA pobre
- EA- 602 – Enfriador de DEA pobre
- GA-601/R – Bomba de recirculación de DEA

Conversión flujo de DEA a Kg/h

Flujo de solución: 31,000 Bs/Día

Densidad: 1017 Kg/m³

1 Barril/Día de sol. DEA → 6.624x10⁻³ m³/h

31,000 Bs/ Día → 205.344 m³/h

Kilogramos de solución

$$D = \frac{m}{V} \rightarrow m = D * V$$

$$\begin{aligned} m_{\text{solución}} &= \left(1017 \frac{\text{Kg}}{\text{m}^3}\right) \left(205.344 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}\right) \\ &= 208,834.848 \frac{\text{Kg}}{\text{h}} \text{ desolución absorbadora} \end{aligned}$$

Kilogramos de gas amargo por hora.

Flujo: 261,300 m³/día de gas amargo

P.e del gas: 0.81

$$\frac{\text{Kg}}{\text{Día}} \text{degas} = \left(261,300 \frac{\text{m}^3}{\text{día}}\right) (0.81) = 211,653 \frac{\text{kg}}{\text{día}} \times \frac{1\text{día}}{24\text{h}} =$$

8,818.875 $\frac{\text{kg}}{\text{h}}$ de gas amargo

Composición de la Carga de Gas Amargo		
Componente	Frac. Masa	Kg/h
H2O	0.0102	89.7755
H2	0.0075	66.2734
H2S	0.4589	4047.3711
C1	0.0980	864.3120
C2	0.1297	1143.9824
C3	0.1150	1013.9207
iC4	0.0277	244.2850
nC4	0.0307	270.8937
iC5	0.0709	625.4417
nC5	0.0513	452.6195
C6	0	0
TOTAL	1	8,818.875

4.4.2. BALANCE DE MATERIA POR EQUIPOS.

NOTA: Las fracciones usadas son fracciones masa y se utilizaron valores calculados por Hysys.

4.4.2.1. Porcentaje de absorción de H₂S en la torre da-601 según los datos del Hysys.

$$\% \text{ de Absorción} = \frac{C_f - C_i}{C_i} * 100$$

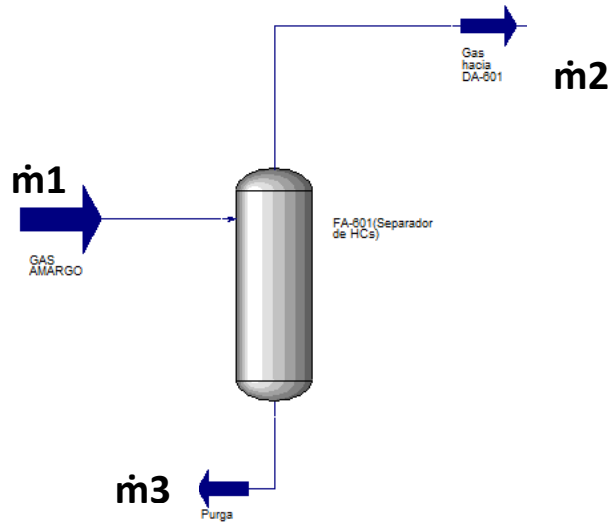
Donde:

C_f = Cantidad de H₂S final

C_i = Cantidad de H₂S inicial

$$\% \text{ de Absorción} = \left(\frac{0.20236 - 4047.3711}{4047.3711} \right) * 100 = 99.995\%$$

4.4.2.2. Balance del FA-601–Separador de hidrocarburos.



$$\dot{m} = 8,818.875 \frac{Kg}{h}$$

$$\dot{M}2 = m_2 X_{H2O} + m_2 X_{H2} + m_2 X_{H2S} + m_2 X_{C1} + m_2 X_{C2} + m_2 X_{C3} + m_2 X_{iC4} + m_2 X_{nC4} + m_2 X_{iC5} + m_2 X_{nC5}$$

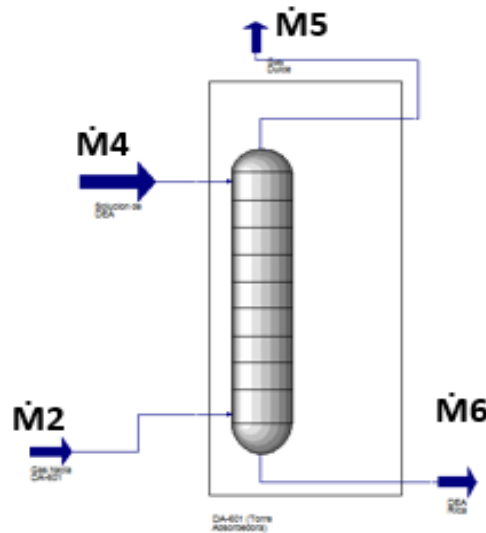
$$\dot{M}2 = 0.0063 + 0.0075 + 0.4589 + 0.0980 + 0.1302 + 0.1154 + 0.0278 + 0.0308 + 0.0709 + 0.0515 = 0.9961$$

$$\dot{M}2 = (\dot{M}1)(0.9961) = \left(8,818.875 \frac{Kg}{h}\right)(0.9961) = 8784.4813875 \frac{Kg}{h}$$

$$\dot{M}3 = \dot{M}1 X_{H2O} - \dot{M}2 X_{H2O} = 0.0102 - 0.0063 = 0.0039$$

$$\dot{M}3 = \dot{M}1 - \dot{M}2 = 8,818.875 \frac{Kg}{h} - 8784.4813875 \frac{Kg}{h} = 34.3636125 \frac{Kg}{h}$$

4.4.2.3. Balance de Torre DA-601-Absorbedora de Gas Amargo.



$$\dot{M}_2 = 8784.4813875 \frac{Kg}{h}$$

$$mX_{H_2S} = \left(8784.4813875 \frac{Kg}{h}\right) (0.4589) = 4031.19850 \frac{Kg}{h} \text{ de } H_2S$$

$$\dot{M}_4 = 208,834.848 \frac{Kg}{h}$$

$$m_4X_{DEA} = (0.20) \left(208,834.848 \frac{Kg}{h}\right) = 41766.9696 \frac{Kg}{h} \text{ de DEA}$$

$$m_4X_{H_2O} = (0.7986) \left(208,834.848 \frac{Kg}{h}\right) = 166775.5096128 \frac{Kg}{h} \text{ de } H_2O$$

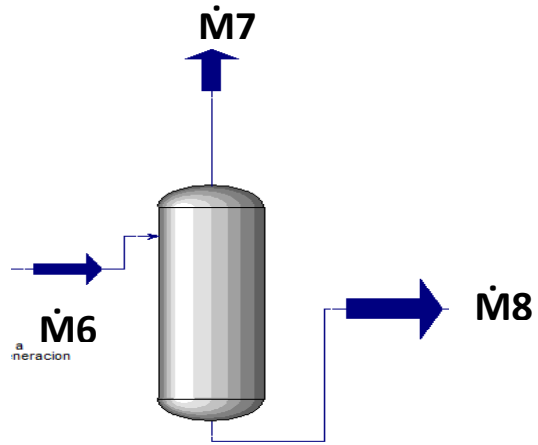
$$m_4X_{H_2S} = (0.0014) \left(208,834.848 \frac{Kg}{h}\right) = 292.3687872 \frac{Kg}{h} \text{ de } H_2S$$

$$\begin{aligned} \dot{M}_6 &= \dot{M}_4 + 0.99995 H_2S M_2 = 208,834.848 \frac{Kg}{h} + 4031.0574080525 \frac{Kg}{h} \\ &= 212865.9054080525 \frac{Kg}{h} \text{ de Amina Rica} \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \dot{M}_5 &= 0.5411 \dot{M}_2 + (H_2S M_2 - H_2S M_6) \\ &= 4753.4812528 \frac{Kg}{h} + \left(4031.19850 \frac{Kg}{h} - 4031.05740 \frac{Kg}{h}\right) \\ &= 4753.6223528 \frac{Kg}{h} \text{ de gas dulce} \end{aligned}$$

$$4743.6223528 \frac{kg}{h} \times \frac{24 h}{1 \text{ día}} = 113,846.9364672 \frac{Kg}{\text{Día}} \text{ de Gas Dulce}$$

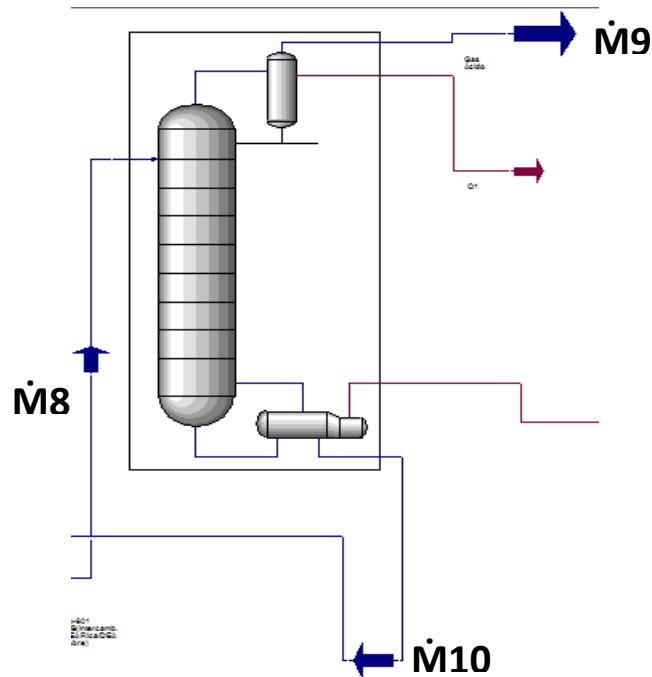
4.4.2.4. Balance del FA-603- separador de hidrocarburos.



Este equipo se usa para separar los hidrocarburos que pudieran ser arrastrados por la corriente de amina rica, lo cuales en un funcionamiento normal del sistema, deberían ser muy pocos, por lo que se considera que:

$$\dot{M}_8 = \dot{M}_6 \therefore \dot{M}_8 = 212865.9054080525 \frac{Kg}{h} \text{ de Amina Rica a regeneración}$$

4.4.2.5. Balance de la Torre DA-603 – Reactivadora de Amina.



$$\dot{M}8 = 212865.9054080525 \frac{Kg}{h}$$

$$M8H_2S = 0.99995H_2SM_2 = 4031.0574080525 \frac{Kg}{h} \text{ de } H_2S$$

$$\begin{aligned} \dot{M}10 &= \dot{M}8 - M8H_2S = 212865.9054080525 \frac{Kg}{h} - 4031.0574080525 \frac{Kg}{h} \\ &= 208834.848 \frac{Kg}{h} \text{ de DEA Pobre} \end{aligned}$$

Composición de Corriente DEA pobre		
Componente	Fracción Masa	Kg/h
H ₂ O	0.7986	166775.5096128
DEA	0.2000	41766.9696
H ₂ S	0.0014	292.3687872

$$\dot{M}9 = M8H_2S + 0.0588 \text{ de } H_2O$$

$$\begin{aligned} \dot{M}9 &= 4031.0574080525 \frac{Kg}{h} + \left(4031.0574080525 \frac{Kg}{h} * 0.0588 \right) \\ &= 4268.0835 \frac{Kg}{h} \text{ de gas Ácido} \end{aligned}$$

$$X_{H_2S} = 0.9444$$

$$X_{H_2O} = 0.0556$$

4.5. DISCUSIÓN DE RESULTADOS.

4.5.1. Resultados obtenidos en la simulación

4.5.1.1. Efecto de la variación de concentración de DEA en la solución absorbente.

Como se puede observar en las gráficas anteriores, una disminución de la concentración de amina en la solución absorbente, provoca un aumento en la concentración de H₂S en el gas dulce producido por la unidad, no obstante, el límite máximo de 50ppm no fue superado teóricamente, sino hasta una concentración de 10% en peso de DEA en la solución sin importar la cantidad de H₂S presente en la carga de gas amargo que entra a la unidad.

Esto se debe a que la concentración de H₂S en el gas de entrada al proceso, es menor que la contemplada por el IMP en sus hojas de especificaciones, debido a tal factor el sistema de tratamiento puede operar con una concentración menor a la del 20% en peso de amina en la solución absorbente, aun así no se recomienda esto, ya que la cantidad de H₂S y la carga de gas amargo que entran al proceso son muy variadas y en cualquier momento podría presentarse un incremento tanto en el flujo volumétrico de gas amargo y también un incremento en la cantidad de azufre presente en el mismo, lo que se derivaría en problemas operativos relacionados con las PPM de H₂S en el gas dulce producido.

4.5.1.2. Efecto de la variación de temperatura en la solución absorbente.

Sobre el efecto de la temperatura, se puede observar que es sin duda, uno de los parámetros más importantes a vigilar en este proceso, ya que un aumento en la temperatura de la solución absorbente, provoca una disminución en la capacidad de absorción de H₂S por parte de la amina debido a que las reacciones que ocurren entre la DEA y el H₂S son exotérmicas (Campos et al, 2008), esto se puede apreciar en el perfil de temperaturas de la torre contactora, en el cual se puede ver que en la parte inferior de la torre existe un incremento de temperatura, ya que es ahí donde se lleva a cabo la mayor parte de la absorción de H₂S.

Por lo tanto es importante en este caso, mantener la solución en un rango de 40 a 50°C, ya que es el rango el que se obtienen menores concentraciones de H₂S en el gas dulce, por otra parte, también se debe tener en cuenta el no bajar a menos de 40°C la temperatura de la solución ya que se debe mantener una Delta de 10 grados centígrados entre el gas de entrada al proceso y la solución absorbente, para evitar condensación de hidrocarburos en la torre DA-601 y por lo tanto, prevenir la formación de espuma que derivaría en pérdida de amina en el proceso.

4.5.1.3. Pérdida de amina.

La salida del gas dulce de la torre absorbidora está conectada al anillo de gas de la refinería, este sistema de distribución de gas al ser muy grande, es difícil que mantenga la misma presión en todos sus puntos, por si fuera poco, esta presión también se ve afectada al momento en que alguna planta del complejo hace uso de este gas. Debido a esto se produce una caída de presión que provoca que el gas que sale del domo de la torre absorbidora cause un arrastre de amina y por ello una baja en la cantidad de amina existente en la solución absorbidora que circula por el sistema.

Aunado a esto, a fin de mantener la el flujo de solución en una cantidad adecuada de barriles por día, a la solución se le adiciona agua condensada, por lo tanto provoca una dilución que afecta la fracción masa de DEA contenida en la solución.

5. CONCLUSIONES.

- Como se puede observar en la tabla comparativa, los datos calculados por ASPEN-Hysys son similares en la mayoría de los casos a los definidos por el IMP en sus parámetros de diseño, por lo se concluye que el programa de simulación Aspen Hysys V8 y su paquete termodinámico Amine PKg, son efectivos para la simulación de procesos de absorción que involucran el uso de aminas DEA, que la simulación es representativa del proceso real, y por lo tanto es válida para su utilización en la evaluación del proceso.
- Se puede observar en los resultados de la simulación con diferentes contenidos de H₂S que a pesar de que la concentración de amina se encuentre por debajo del ideal, no se supera el límite establecido de 50ppm de azufre en el gas dulce producido, esto es debido a que la concentración de H₂S en el gas amargo no ha alcanzado el 40% que está contemplado en las hojas de diseño, este “bajo contenido” de azufre permite que se pueda operar con menos amina de la debida.
- Como demuestran los resultados obtenidos la capacidad de absorción de la amina, se ve afectada por la temperatura a la que esta entra a la torre, como se observa en los gráficos, el aumento de la carga de azufre en el gas dulce está directamente relacionado con el aumento de la temperatura de la solución de DEA.
- Se concluyó que la pérdida de aminas era debido a las variaciones de presión en la corriente de gas dulce a la salida del domo de la torre absorbidora, dicha variación de presión es causada por el la red de gas combustible de la refinería.

6. RECOMENDACIONES.

Para evitar problemas operacionales en el tratamiento con aminas de la Unidad 600, se hacen las siguientes recomendaciones:

Se deben evitar:

- Hidrocarburos presentes en las corrientes gaseosas a tratar, debe evitarse que se disuelvan en la solución de amina.
- Aceite de lubricación para los compresores, no es soluble en soluciones de Amina pero su presencia disuelta se incrementa con la degradación de la solución. Forma aerosoles de difícil separación.
- Grasas de válvulas, pueden ser fácilmente introducidas durante mantenimiento.
- Productos de degradación, a altas temperaturas las aminas se degradan por polimerización, estos productos ácidos favorecen la corrosión y también catalizan más las reacciones de degradación. En el circuito de amina el punto de mayor temperatura se logra en el fondo de la torre de regeneración, por lo que el control de la temperatura en éste punto se vuelve crítica, cualquier punto caliente en el re hervidor puede hacer que la degradación sobrepase niveles inaceptables.
- Niveles de líquido oscilantes en cualquier recipiente.
- Gas fuera de especificaciones.
- Resultados positivos de la prueba de formación de espumas.
- Solvente poco pobre resultando en un alto volumen de carga.
- Vapor en la bomba de reflujo.

Sugerencias de control:

- El control permanente de los parámetros de operación como la temperatura es muy importante para una operación segura de plantas de aminas.
- Se recomienda un seguimiento de la presión diferencial en la torre contactora, nos dará una pauta para decidir cuándo se deberán agregar productos químicos que inhiban la formación de espumas
- Un Checklist para el control de formación de espumas puede sugerir algunos caminos para minimizar la espuma. La más importante consideración es la limpieza del sistema que significa la buena operación de los filtros son esenciales.

6.1 CHECK LIST PROBLEMAS Y PROCEDIMIENTO CORRECTIVO.

PROBLEMA Y POSIBLES CAUSAS	
FORMACIÓN DE ESPUMA EN LA TORRE CONTACTORA	PROCEDIMIENTO
Suciedad o material sólido en la amina pobre causador por Sólidos suspendidos tales como sulfuro de hierro, carbón, Óxido de hierro coloidal, etc.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Observe una muestra de amina pobre 2. Cambiar los elementos filtrantes. 3. Verificar que el funcionamiento de los filtros es adecuado
Hidrocarburos líquidos se encuentran en la torre contactora	<ol style="list-style-type: none"> 1. Verificar la temperatura de la Amina Pobre hacia la contactora. ver que esté 10 °C por encima de la temperatura de Gas de entrada. Subir la Temperatura de la Amina Pobre si está baja. . 2. Observe la Amina sucia si no tiene el brillo característico de los Hidrocarburos. Verificar los niveles en el separador de Entrada y bajarlo.
FORMACIÓN DE ESPUMA EN EL REGENERADOR	PROCEDIMIENTO
El nivel del Tanque de flasheo bajo tanto que el gas sale por el fondo con la Amina	Verificar el bajo nivel del Tanque de flasheo y corregirlo
Hidrocarburos líquidos entran en la regeneradora con la Amina Rica.	<ol style="list-style-type: none"> 1. Tomar una muestra de Amina Rica y observar si hay película de hidrocarburo. 2. Si el tanque de flasheo tiene línea de drenaje para hidrocarburos líquidos, drenar, abrirla y drenar los hidrocarburos. 3. Verificar los altos niveles en el separador de entrada y regular

PROBLEMA	PROCEDIMIENTO
LA SOLUCIÓN DE AMINA POBRE CONTIENE PRODUCTOS DE DEGRADACIÓN	<ul style="list-style-type: none"> • Verificar la existencia de productos de degradación en la Amina Pobre. • Para esto, es necesario solicitar análisis de Cromatografía Líquida y Espectrometría al área de química de la empresa. En caso de encontrarse con altos contenidos de productos de degradación la amina deberá ser desechada y cambiada por una nueva. • Deberá monitorearse y controlar la temperatura de fondo de la torre regeneradora, con el fin de evitar que sobrepase los 121°C
LA SOLUCIÓN DE AMINA ABSORBE LOS QUÍMICOS PRESENTES EN EL GAS DE ENTRADA	<ol style="list-style-type: none"> 1. Si el sistema tiene filtros de carbón, reemplazar los mismos. 2. Agregar inhibidores de espuma. 3. Verificar que el separador de gas de entrada trabaja correctamente.

6.2 ARRASTRE DE AMINAS.

Para el arrastre de amina por el gas en la torre DA-601, si el problema persiste, se recomendaría añadir un separador de aminas a la salida del gas dulce tal como se presenta en el diagrama siguiente, la función de este equipo sería retener la amina que es arrastrada hacia la tubería por la corriente de gas

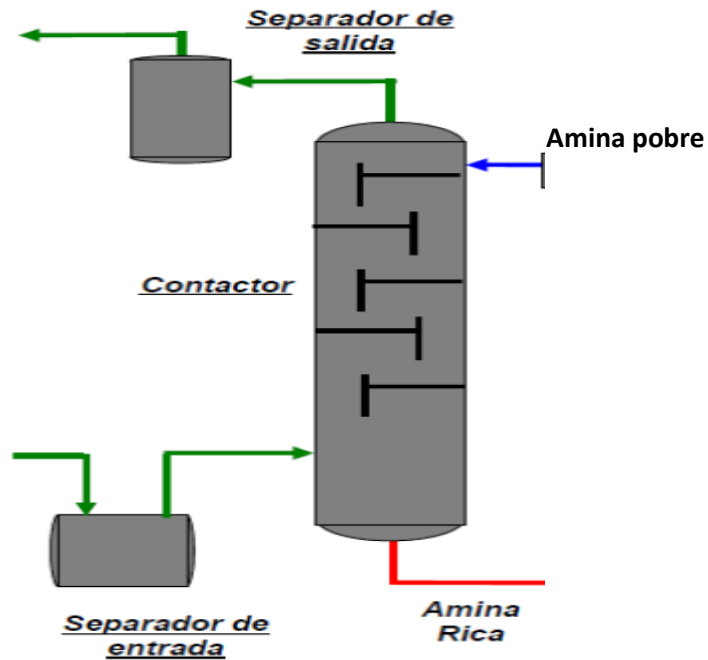


Figura 33. Separador de aminas en la salida de gas dulce

Por lo que el diagrama básico del proceso con dicha modificación quedaría de la siguiente manera:

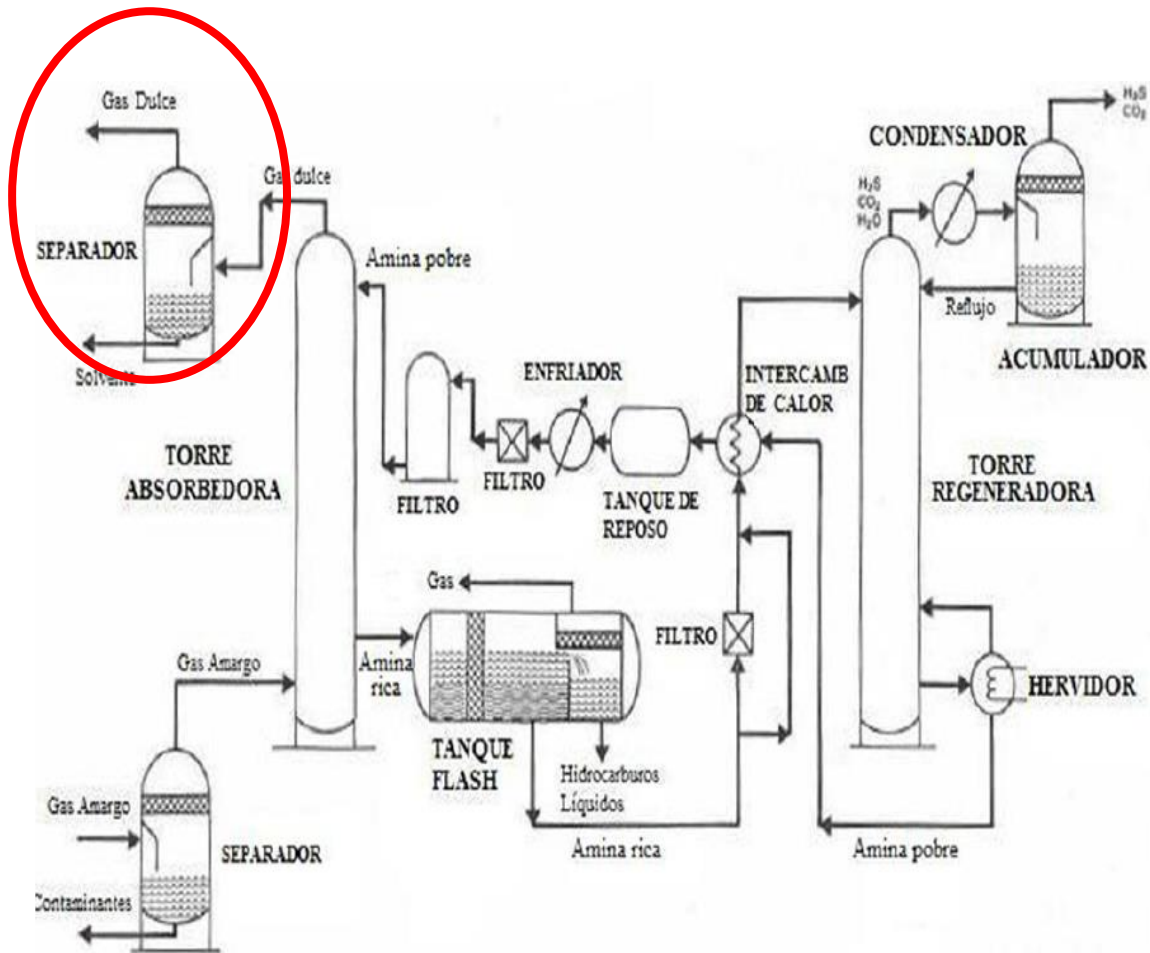


Figura 34. Ubicación del Separador de aminas en la salida de gas dulce

Fuente: Dow Chemical, 2007

Esta modificación al proceso, ha sido recomendada por varios años por la compañía Dow Chemical, para prevenir este tipo de problemas.

FUENTES DE INFORMACIÓN.

BETZABET MORERO Y ENRIQUE A. CAMPANELLA. (2012). *SIMULACIÓN DEL PROCESO DE ABSORCIÓN QUÍMICA CON SOLUCIONES DE AMINAS PARA LA PURIFICACIÓN BIOGÁS*. SANTA FE-ARGENTINA: UNIVERSIDAD NACIONAL DEL LITORAL-CONICET, INSTITUTO DE DESARROLLO TECNOLÓGICO PARA LA INDUSTRIA QUÍMICA,.

C.J GEANKOPLIS. (s.f.). *PROCESOS DE TRANSPORTE Y OPERACIONES UNITARIAS*. (Vol. 3ERA. EDICIÓN). Editorial CECSA.

ELEONORA ERDMANN, LILIANA ALE RUIZ, JULIETA MARTÍNEZ, JUAN P. GUTIERREZ, ENRIQUE TARIFA. (s.f.). *ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL CON AMINAS. SIMULACIÓN DEL PROCESO Y ANÁLISIS DE SENSIBILIDAD PARAMÉTRICO*. INSTITUTO TECNOLÓGICO DE BUENOS AIRES- ITBA, INSTITUTO DE INVESTIGACIONES PARA LA INDUSTRIA QUÍMICA.

Emerson process management, Measurin Hydrogen Sulfide in Refinery Fuel Gas With a Simple TCD-BASED Gas Chromatograph. (2012).

ING. JACK ZAVALA ORTIZ. (2007). *COLUMNAS DE ABSORCIÓN*. UNIVERSIDAD NACIONAL DEL CALLAO. FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA.

INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. (s.f.). *LIBRO DE PROYECTO - UNIDAD TRATADORA Y FRACCIONADORA DE HIDROCARBUROS*. (Vol. VOLUMEN 1).

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO. (s.f.). *MANUAL DE OPERACIÓN UNIDAD 600 - PLANTA HIDROS II*.

Martín Ramírez Muñoz. (2007). *VIABILIDAD DE UN PROCESO PARA LA ELIMINACIÓN CONJUNTA DE H₂S Y NH₃ CONTENIDO EN EFLUENTES GASEOSOS*. UNIVERSIDAD DE CÁDIZ FACULTAD DE CIENCIAS - Departamento de Ingeniería Química, Tecnología de Alimentos y Tecnologías del Medio Ambiente.

MSC. LUIS MONCADA ALBITRES. (s.f.). *MANUAL ASPEN – HYSYS*.
UNIVERSIDAD TECNOLÓGICA NACIONAL DE PERÚ, FACULTAD
REGIONAL MENDOZA, DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA.

NIELSEN, A. L. (s.f.). *GAS PURIFICATION* (5ta Edición ed.). Gulf Publishing
Company.

WILBERTH GIBRÁN SANTA CRUZ, JUAN DANIEL PACHO- CARRILLO. (2006).
*OPTIMIZACIÓN DE UNA TORRE DE ABSORCIÓN EN UNA PLANTA DE
ENDULZAMIENTO DE GAS NATURAL*. UNIVERSIDAD AUTONOMA DE
YUCATAN, FACULTAD DE INGENIERIA QUIMICA.

WILSON FABRICIO VÁSQUEZ ROMERO. (s.f.). *SIMULACIÓN DE LA UNIDAD
DE TRATAMIENTO DE GAS COMBUSTIBLE CON AMINAS DE LA
REFINERÍA ESTATAL ESMERALDAS*. UNIVERSIDAD CENTRAL DEL
ECUADOR - FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA

YUNUS A. CENGEL. (s.f.). *TRANSFERENCIA DE CALOR Y MASA*. (Vol. 3ERA
EDICIÓN). Editorial MC Graw Hill.

