



**UNIVERSIDAD DE MATANZAS “CAMILO CIENFUEGOS”**

**FACULTAD DE QUÍMICA-MECÁNICA**

**DEPARTAMENTO DE QUÍMICA E INGENIERÍA QUÍMICA**

# **Obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.**

**Trabajo de diploma presentado como requisito parcial para optar por el título de  
Ingeniero Químico**

**AUTOR: Elieser Alfonso Paret**

**TUTOR: Dr.C. Yamilé Martínez Ochoa**

**Matanzas, 2009**

## **Pensamiento**

*La ciencia no es... ni misterio de iniciados, ni privilegio de los aristócratas de la mente,  
sino el medio único que tiene el hombre de explicarse las leyes de la vida...”*

*José Martí.*

**Nota de aceptación**

---

---

---

---

---

---

---

Presidente del Tribunal

Firma

---

Miembro del Tribunal

Firma

---

Miembro del Tribunal

Firma

---

Miembro del Tribunal

Firma

---

## **Dedicatoria**

Dedico este trabajo a:

- Mi abuelo que aunque hoy no se encuentre cerca de mí físicamente es el principal promotor de que yo me encuentre a punto de graduarme de Ingeniero Químico.
- A mi madre por darme tanto apoyo y nunca darse por vencida a pesar de las malas jugadas que le puso la vida en su camino.
- A mi abuela y tíos por ser fundadores de mi educación, por preocuparse tanto por mi y por el orgullo tan grande que sienten por mi.
- A mi padrastro, antes de hablar de él quiero corregir algo que ya escribí y que esta incorrecto no es padrastro sino a mi padre José Ramón por la educación que me ha dado desde que yo contaba con solo cuatro añitos.
- A mis amigos los de verdad ellos saben y mi novia Leyanet por creer siempre en mi y no dudar ni un solo momento de mi amistad.
- A mi primo Eyeris ya que este trabajo lo ha inspirado a estudiar, también a mi primo Luís Manuel porque aunque este muy lejos esta muy orgulloso de su primo.

## **Declaración de autoridad**

Yo, Elieser Alfonso Paret, me declaro como único autor de este trabajo realizado en la Universidad de Matanzas “Camilo Cienfuegos”, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico y autorizo que el mismo sea utilizado por la misma.

## **Agradecimientos**

- A mi tutora Yamile y su esposo Agustin por la ayuda prestada y la tesis...
- A mi familia, amigos y novia por ser tan pacientes conmigo.
- A todos los que han contribuido de una forma u otra en la realización de este trabajo.

MUCHÍSIMAS GRACIAS A TODOS

## Opinión del tutor

El trabajo titulado “**Obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo**” desarrollado por el estudiante Elieser Alfonso Paret, como requisito parcial para optar por el título de Ingeniero Químico, cumple cabalmente con los objetivos y tareas propuestas.

El tema que se aborda es de actualidad, pues abarca el estudio de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo para la eliminación de sulfuro de hidrógeno y de esa manera evitar la contaminación ambiental por emisión de este compuesto a la atmósfera, tema de vital importancia para la vida del planeta.

El trabajo que se desarrolla tiene gran aplicabilidad práctica, pues se obtiene un modelo para la simulación de la planta de tratamiento de gas utilizando técnicas de análisis de procesos que permite la evaluación y toma de decisiones aceptadas en poco tiempo.

El estudiante ha demostrado conocimientos suficientes para el desarrollo de esta investigación, además de un alto grado de compromiso, creatividad, independencia y madurez en la solución de las tareas de su investigación, al asumir el trabajo con seriedad y elevado rigor científico.

Basado en lo antes expuesto, consideramos que el trabajo presentado puede ser aceptado como requisito para optar por el título de Ingeniero Químico.

Para que así conste firmamos la presente a los 17 días del mes de junio de 2009.

---

Dr. C. Yamilé Martínez Ochoa  
Tutora

## **Resumen**

El gas natural acompañante del petróleo se utiliza generalmente como combustible y como materia prima en la industria petroquímica. El uso de este gas natural como combustible genera contaminación ambiental debido a la expulsión a la atmósfera de gases contaminantes, de ahí la importancia de su depuración. El presente trabajo se desarrolla en una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo y tiene como objetivo obtener un modelo para la simulación de la misma utilizando técnicas de análisis de procesos que permita la evaluación y toma de decisiones aceptadas en poco tiempo. Una vez que se obtiene el modelo de simulación se realiza la validación del mismo y se comprueba que el modelo reproduce en su totalidad los parámetros de diseño de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, con errores menores al 7%. El análisis de sensibilidad refleja que el modelo responde de manera lógica frente a un aumento de flujo y composición ( $H_2S$ ) en la corriente de entrada, ya que aumenta la composición en la corriente de salida del absorbedor (Sweet Gas).

## **Summary**

The natural gas accompanying crude oil is generally used as fuel and as raw material in the petrochemical industry. The use of natural gases generate environmental pollution due to their expulsion to the atmosphere which are pollutants, hence the importance of their purification. This work was done in a crude oil gas residue treatment plant, and aims to obtain a model for the simulation of the same using techniques of process analysis that allow the evaluation and accepted decision making simultaneously. Once the simulation model is obtained, the validation of the same is done and the produced model is proven ensuring that the design parameters of the crude oil gas residue treatment plant, with errors less than 7%. The sensitivity analysis shows that model responds in a logical manner compared to an increase in flow and composition ( $H_2S$ ) in the input current, given the increase in the composition in the output current of the absorber (Sweet Gas).

## **Tabla de Contenido**

<b>Contenido</b>	<b>Pág.</b>
Introducción	1
Capítulo 1: Fundamentos teóricos	4
1.1 Referencias del gas acompañante del petróleo	4
1.1.1 Obtención del gas acompañante del petróleo	4
1.1.2 Composición promedio del gas acompañante del petróleo	4
1.1.3 Aplicación del gas acompañante del petróleo.	5
1.1.4 Impacto ambiental	5
1.2. Selección de aminas para tratar gases ácidos.	6
1.3 Breve descripción de una planta purificadora de gas acompañante del petróleo	7
1.4 Modelos de propiedades termodinámicas	7
1.4.1 Selección de los modelos de propiedades termodinámicos.	10
1.5 Operaciones de transferencia de calor	10
1.5.1 Mecanismos de la transferencia de calor.	11
1.5.2 Equipos de transferencia de calor	12
1.6 Operaciones de transferencia de masa	14
1.6.1 Clasificación de las operaciones de transferencia de masa.	14
1.7 Características generales de la absorción gaseosa	16
1.7.1 Diseño de absorbedores	17
1.8 Procesos de destilación	19
1.8.1 Principio de funcionamiento de un destilador	19
1.8.2 Métodos de diseño de torres de destilación	19

1.9 Equipos donde se llevan a cabo operaciones de transferencia de masa	21
1.9.1 Torres de platos. Características constructivas y de operación	21
1.9.2 Tipos de platos	22
1.9.3 Torres con rellenos	22
1.9.4 Partes que conforman las torres de relleno	22
1.10 Aspectos básicos sobre simulación.	23
1.10.1 Softwares utilizados en la simulación de plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo.	24
1.11 Conclusiones parciales I.	25
Capítulo II: Metodologías para la Simulación y evaluación del Caso de Estudio.	27
2.1. Descripción del Caso de Estudio.	27
2.2. Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación.	30
2.2.1. Obtención del modelo de simulación.	30
2.2.2. Validación del modelo de simulación.	40
2.3. Conclusiones parciales II.	41
Capítulo III: Resultados y Discusión.	43
3.1. Obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.	43
3.1.1. Construcción del diagrama de flujo de información.	43
3.1.2. Definición del orden de cálculo.	45
3.1.3. Definir los módulos e implementar el simulador	46
3.2. Validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base	57
3.3. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación de una planta de	60

tratamiento de gas acompañante del petróleo.

3.4 Conclusiones Parciales III. 62

Conclusiones: 63

Recomendaciones: 64

Bibliografía 65

## **Introducción**

El petróleo crudo después de ser extraído es conducido hasta baterías o estaciones colectoras, donde se cumplen funciones de separación de los diferentes fluidos. Producto de esta separación uno de los flujos que se obtiene es el gas acompañante del petróleo, el cual antiguamente era expulsado a la atmósfera por lo que aumentaba la contaminación ambiental ya que en su composición se encuentran compuestos como el azufre, el sulfuro de hidrógeno y el dióxido de carbono que son contaminantes y tóxicos.

El gas se utiliza mayormente como combustible o como materia prima en la industria petroquímica, por lo que es necesario eliminar los compuestos tóxicos de su composición, ya que pueden generar un ambiente tóxico y corrosivo por presencia de estos compuestos, además provocan una disminución considerable del poder calorífico del gas. Debido a esto en Cuba se empieza a implementar tecnologías capaces de utilizar el gas natural como combustible para la producción de electricidad desde de los principios de los noventa en colaboración con la compañía SHERRITT S.A.

Actualmente se cuenta con tres plantas de este tipo, una ubicada en la provincia de Matanzas, municipio de Varadero y las otras en la provincia de La Habana. De ellas la planta de Varadero cuenta de tres unidades de procesos, la primera es la purificación del gas, la segunda la planta de generación de energía y la tercera la planta de azufre, donde ya se han realizado estudios de la segunda etapa. (López, 2007; Díaz, 2007; Montes de Oca, 2007).

Las plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo cuenta con varias operaciones unitarias, una de ellas es la separación ya que el flujo de gas que se alimenta a la planta (denominado en la industria como gas sucio), es necesario separarle de su composición el agua y algunos hidrocarburos para por condicionarlo antes de entrar en la etapa de purificación. Según GPSA (1998) otra de las operaciones que se llevan a cabo es la transferencia de masa, específicamente la absorción de sulfuro de hidrógeno con una solución de amina (denominada en la industria como amina pobre), una vez acabada esta operación se somete la solución de amina (denominada en la industria como amina rica) a regenerarse en una columna de destilación, ambas operaciones ocurren en torres de platos.

Para mantener las condiciones de operación en ambas torres se emplean operaciones de transferencia de calor, utilizando para ellas intercambiadores de tubos y coraza.

Las plantas de tratamientos de gas acompañante del petróleo son complejas a la hora de su operación por las operaciones que allí se desarrollan, por lo que evaluar un sistema como este desde el punto de vista operacional y dimensional resulta de mucha complejidad, de hay que seria de muchísima ayuda contar con una herramienta informática que permita el control operacional de la planta y tomar decisiones aceptadas en poco tiempo.

Lo planteado anteriormente permite definir el siguiente ***Problema de investigación:***

No se cuenta con una herramienta de análisis de procesos que facilite el control operacional y la toma de decisiones aceptadas en el funcionamiento de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.

Como criterio de solución de este problema se propone la siguiente ***Hipótesis:***

Si se aplican técnicas de análisis de procesos se obtendrá un modelo de simulación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo que permite el control operacional y la toma de decisiones en la misma.

Para darle solución a la misma, se define como ***Objetivo*** de este trabajo:

- Obtener el modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.

Para darle cumplimiento al objetivo propuesto se desarrollarán las siguientes

**Tareas de investigación:**

- Análisis bibliográfico:
  - ✓ Referencia del gas acompañante del petróleo
  - ✓ Selección de modelos termodinámicos.
  - ✓ Operaciones unitarias que intervienen en el tratamiento del gas acompañante
  - ✓ Simulación de procesos químicos
- Descripción de la planta objeto de estudio
- Obtención del modelo de simulación

- ✓ Construcción del diagrama de flujo de información
- ✓ Definición de la corriente de corte
- ✓ Implementación de los módulos que representa a cada operación unitaria
- ✓ Validación del modelo de simulación
- ✓ Análisis de sensibilidad del modelo obtenido

## **Capítulo 1: Fundamentos teóricos**

En este capítulo se realiza la fundamentación teórica del trabajo, donde primeramente se hace una breve referencia con lo acontecido acerca del gas acompañante del petróleo como son la obtención, composición, aplicaciones e impacto ambiental. También se realiza una explicación del funcionamiento de una planta de purificación de gas acompañante del petróleo para posteriormente entrar en detalles de las operaciones unitarias que allí se aplican. Mas tarde se lleva a cabo una comparación entre los software que pudieran utilizarse para obtener el modelo de la planta y de esa forma llegar hasta el mas indicado. Para la realización del mismo nos apoyaremos en bibliografía brindada por la facultad de química - mecánica en su página Web, navegadores en Internet y otros medios de información como son revistas actualizadas, tesis de grados, maestría y doctorales.

### **1.1 Referencias del gas acompañante del petróleo**

#### **1.1.1 Obtención del gas acompañante del petróleo**

El **gas natural** es una mezcla de gases que se encuentra frecuentemente en yacimientos fósiles, **no-asociado**, **disuelto** o **asociado** con petróleo o en depósitos de carbón. El gas natural que se obtiene puede ser procesado para su uso comercial o doméstico. Algunos de los gases que forman parte del gas natural extraído se separan de la mezcla porque no tienen capacidad energética altas, tales como el nitrógeno o dióxido de carbono. (Colegio Carmen Arriola de Morin, 2002).

#### **1.1.2 Composición promedio del gas acompañante del petróleo**

La composición del gas acompañante del petróleo varía en función del yacimiento del que se extrae. De manera general se conoce que está compuesto principalmente por metano en cantidades que comúnmente pueden estar entre 91 y 95 % y suele contener otros gases como nitrógeno, etano, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, butano, propano, y trazas de hidrocarburos más pesados. En la siguiente tabla se muestra la composición promedio del gas acompañante del petróleo según Hernaez (2009).

**Tabla 1.1 Composición del gas acompañante del petróleo**

<b>Componentes</b>	<b>Fórmula química</b>	<b>Rango (en %)</b>
<b>Metano</b>	CH <sub>4</sub>	91-95
<b>Etano</b>	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	2-6
<b>Dióxido de Carbono</b>	CO <sub>2</sub>	0-2
<b>Propano</b>	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0-2
<b>Nitrógeno</b>	N	0-1
<b>Sulfuro de hidrógeno</b>	H <sub>2</sub> S	0-1

### **1.1.3 Aplicación del gas acompañante del petróleo.**

El gas natural se utiliza como combustible y como materia prima en la industria petroquímica.

El empleo como combustible se justifica por su gran poder calorífico, por ser su combustión fácilmente regulable, por ser limpia y producir escasa contaminación.

El empleo como materia prima es adecuado para la fabricación de amoníaco, producto base de toda la industria de abonos nitrogenados y también del metanol que se utiliza en la fabricación de plásticos y proteínas sintéticas. A partir del gas natural se obtienen materias primas base en la industria petroquímica (etileno, butadieno y propileno).

### **1.1.4 Impacto ambiental**

Todos los combustibles fósiles (carbón, petróleo y gas natural) liberan contaminantes a la atmósfera cuando se queman para proveer energía. Sin embargo el gas natural (GN) es el más amigable ambientalmente de los combustibles fósiles.

El gas natural representa alrededor del 25 % de la energía consumida en los Estados Unidos con proyección a incrementarse al 27 % en el 2020. Este incremento se debe a que las emisiones de gases de efecto invernadero a partir del gas natural es menor que las emisiones a partir de otros combustibles fósiles, por lo que es una fuente de energía extremadamente importante para reducir la contaminación. (Speight, 2009)

En la tabla 1 se presentan las emisiones de diferentes compuestos a partir del gas natural, petróleo y carbón:

**Tabla 1.2 Niveles de emisiones, lb/10<sup>6</sup> BTU de energía.**

<b>Contaminantes</b>	<b>Gas natural</b>	<b>Petróleo</b>	<b>Carbón</b>
<b>Dióxido de carbono</b>	117000	164000	208000
<b>Monóxido de carbono</b>	40	33	208
<b>Monóxido de nitrógeno</b>	92	448	457
<b>Dióxido de azufre</b>	1	1122	2591
<b>Partículas</b>	7	84	2744
<b>Mercurio</b>	0	0.007	0.016

Como se observa en la tabla anterior, el gas natural libera al quemarse menos cantidad de contaminantes que el petróleo y el carbón, especialmente dióxido de carbono y de azufre.

### **1.2. Selección de aminas para tratar gases ácidos.**

La selección del solvente para llevar a cabo el tratamiento de gases ácidos, tales como el gas acompañante del petróleo no es tarea fácil.

Existen un número de aminas disponibles para remover contaminantes tales como dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno de corrientes de gases. Las aminas más comunes son: metanolamina (MEA), dietanolamina (DEA) y la metildietanolamina (MDEA).

La temperatura, la presión, la composición del gas ácido y los requerimientos de pureza tienen que ser considerados cuando se va a escoger la amina apropiada para llevar el proceso de separación.

La amina primaria (MEA) remueve dióxido de carbono y sulfuro de hidrógeno a partir del gas y es efectivo cuando se opera a bajas presiones. La solución típica para esta amina debe contener de un 10 % a un 20 % en peso.

La amina secundaria (DEA) remueve el dióxido de carbono y el sulfuro de hidrógeno, pero generalmente a presiones superiores que la MEA para satisfacer las especificaciones. Debido a que la DEA es más débil que la MEA se requiere para la separación en la etapa de regeneración de la amina menos energía. La solución típica de esta amina debe contener de un 25% a un 35% en peso.

La amina terciaria MDEA se usa por su selectividad para remover sulfuro de hidrógeno especialmente para casos con alta relación de dióxido de carbono-sulfuro de hidrógeno en el gas. Uno de los beneficios de la absorción selectiva de sulfuro de hidrógeno es obtener

una corriente rica en este componente para llevarlo al proceso Claus para la obtención de azufre. Las soluciones típicas para esta amina deben contener entre un 40% y un 50% en peso. (Bryan Rsearch and Engineering, 2009).

### **1.3 Breve descripción de una planta purificadora de gas acompañante del petróleo**

A partir de lo criterios expresados por GPSA (1998) una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo cuenta primeramente con un separador donde se alimenta gas ácido (denominado en la industria como gas sucio) con el objetivo de eliminar líquidos y sólidos que pueden estar en la composición del gas, seguidamente el gas se introduce en una batería de compresores la cual es la encargada de aumentar la presión y de esta forma se ve favorecida la absorción gaseosa que es una de las operaciones de transferencia de masa presentes en este tipo de plantas, el flujo de gas entra por la parte inferior (fondo) del absorbedor (contactor) y por la parte superior (tope) entra la solución de amina pobre que fluye hacia abajo para ponerse en contacto con el gas a contracorriente. El gas libre de H<sub>2</sub>S (gas dulce) sale por el tope del contactor y la amina rica sale por el fondo del mismo, mas tarde se somete a un flasheo donde la amina va a liberar algún dióxido de carbono que pudo ser absorbido. A la salida del tanque flash se coloca un intercambiador de calor que puede ser de tubos y coraza o un intercambiador de placas, cuyo objetivo principal es calentar la solución amina rica y enfriar la solución de amina pobre, la cual proviene del regenerador (stripper) que no es mas que una columna de destilación, la solución de amina rica entra por el tope y por el fondo lo que se obtiene la solución de amina pobre. Esta solución se manda a un mezclador encargado de mantener la composición correcta para poder recircularla al proceso, mas tarde se pasa a través de un enfriador para favorecer la transferencia de masa dentro del absorbedor.

### **1.4 Modelos de propiedades termodinámicas**

Para evaluar o diseñar cualquier operación de transferencia de masa y de calor es de gran importancia la selección de los modelos termodinámicos que representan al sistema pues permite el cálculo y evaluación de las propiedades, lo cual está estrechamente vinculado al comportamiento de las sustancias en el sistema analizado. Estos sistemas termodinámicos se clasifican generalmente en ideales, aproximadamente ideales o semi-ideales y no ideales.

Los sistemas semi-ideales son aquellos en los que pueden tener éxito los modelos ideales (que pertenecen a sistemas teóricos que no existen en la realidad), tales como la ley de gases ideales, la ley de Henry y otras. En estos modelos simples no se toman en cuenta las interacciones entre partículas (Scenna, 1999).

Para un sistema ideal la presión total se calcula como la suma de las presiones parciales mediante la Ley de Raoult. Los sistemas no ideales se apartan fuertemente en su comportamiento del que describen los modelos ideales simples y solo se pueden describir mediante métodos de estimación de propiedades termodinámicas que toman en cuenta las interacciones entre partículas, como son los efectos asociativos, el momento dipolar y otros que limitan la libertad de acción de las moléculas o condicionan en determinadas direcciones dicha libertad. Muchos sistemas no ideales se comportan de tal modo como consecuencia de su estructura química. La presencia de grupos fuertemente polares en sus moléculas, el gran tamaño de las mismas, su geometría y la posibilidad de ionizarse o asociarse entre sí hacen que muchos sistemas tengan un comportamiento no ideal en cualquier condición física, es decir, para cualquier combinación posible de variables de estado en las que pueda existir el sistema como tal. (Scenna, 1999; Rodríguez, 2002).

Otros sistemas no se apartan o solo se apartan poco del comportamiento ideal en determinadas condiciones, pero cuando se cambia el estado del sistema modificando sustancialmente los valores de sus variables de estado comienzan a comportarse de modo progresivamente menos ideal, para terminar siendo no ideales en condiciones extremas (Scenna, 1999).

La no idealidad de las mezclas está determinada, en orden de importancia, por la existencia de fuerzas intermoleculares (polar y no polar), por las diferencias en tamaño y forma de las moléculas (factor acéntrico), y finalmente por las condiciones de presión y temperatura (Martínez, 2000).

Los modelos de ecuaciones de estado relacionan el volumen molar o la densidad, la temperatura y la presión, usualmente referidas como ecuaciones de estado. La más simple de ellas es la ecuación del Gas Ideal, la cual se aplica sólo a bajas presiones o altas temperaturas, porque se desprecia el volumen ocupado por las moléculas y las fuerzas intermoleculares de las moléculas.

La ecuación de *Van der Waals* fue la primera aproximación a la formulación de una ecuación de estado para un gas real, pero la misma mantiene aun sus posibilidades futuras de uso. Además hoy tienen un amplio uso las derivaciones del modelo original de *van der Waals*, como son las ecuaciones de *Peng-Robinson*, *Redlich –Kwong* y *Wilson*, entre otras.

Los modelos termodinámicos requieren:

- Extrapolación razonable: Nunca deben dar predicciones absurdas como densidades o capacidades caloríficas negativas.
- Bajo tiempo computacional: Para procesos de optimización y simulaciones dinámicas grandes, la carga computacional de los modelos de propiedades limita el tamaño y nivel de detalles de la simulación que puede ser desarrollada, por eso los trabajos para simplificar los modelos de propiedades y los algoritmos computacionales será muy útil.
- Buena precisión de la correlación: Necesaria para los diseños
- Parámetros robustos: Aunque no es una regla los modelos deben tener pocos parámetros y que estos no estén correlacionados entre sí.
- Consistencia termodinámica: Se hace necesaria para demostrar que los valores experimentales son válidos.

Las ecuaciones de estado se aplican a fluidos normales como nitrógeno, oxígeno, monóxido de carbono, hidrocarburos, dióxido de carbono, hidrógeno, sulfuro de hidrógeno y a sustancias de baja polaridad aun a presiones altas. Tienen varias ventajas: son continuos en la región crítica (aunque es difícil de alcanzar convergencia), son continuos en la región de dos fases y predicen el equilibrio líquido vapor y se pueden derivar de una amplia gama de propiedades. Además trabajan con los mismos parámetros específicos en todo el intervalo de aplicación. Una desventaja es que no se pueden aplicar a mezclas con componentes polares, polímeros y electrolitos, aunque recientemente con el desarrollo en reglas de mezclado se ha podido extender la aplicación de las ecuaciones de estado a sistemas polares a presiones altas. (Martínez, 2000).

Los parámetros binarios de los modelos de coeficiente de actividad son válidos únicamente en el intervalo de temperatura y presión de los datos experimentales que se usaron para

estimarlos, siendo esto una desventaja. Se debe tener mucho cuidado al aplicar estos modelos fuera del intervalo de validez de los parámetros, especialmente en el equilibrio líquido- líquido. Si no se dispone de parámetros binarios a bajas presiones ( $<10\text{atm}$ ), a presiones más altas ( $>10\text{atm}$  y  $<20\text{atm}$ ) para representar la fase vapor se puede utilizar una ecuación de estado válida a presiones altas Martínez, (2000). Entre los modelos más comunes de coeficiente de actividad están los de *van Laar*, *NRTL* y más recientemente los modelos *UNIFAC* y *UNIQUAC* y algunas de sus extensiones.

#### **1.4.1 Selección de los modelos de propiedades termodinámicos.**

Los criterios a tomar en cuenta para una selección adecuada del modelo se basan en los siguientes la naturaleza de los componentes (polaridad), idealidad o no idealidad de la mezcla, intervalo de composición, temperatura y presión y tipo de aplicación (equilibrio vapor – líquido, equilibrio líquido – líquido, una fase, etc.) (Martínez, 2000).

Las propiedades termodinámicas que permiten caracterizar el equilibrio líquido- vapor se calculan con Modelos de Ecuaciones de Estado (EOS), Modelos de Coeficientes de Actividad (Modelos Ganma) y Modelos Especiales (Correlaciones teóricas, empíricas o híbridas).

#### **1.5 Operaciones de transferencia de calor**

**La transferencia de calor** es aquella ciencia que busca predecir la transferencia de energía que puede ocurrir entre cuerpos materiales, como resultado de una diferencia de temperatura. La ciencia de la transferencia de calor no sólo trata de explicar cómo puede ser transferida la energía calorífica, sino también trata de predecir la rapidez a la que se realizará este intercambio bajo ciertas condiciones especificadas. (Holman, 1986)

Según Kern (1999) **la transferencia de calor** es la ciencia que trata las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. La ciencia de la transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor. Cuando se vaporiza una libra de agua o se condensa una libra de vapor, el cambio de energía en los dos procesos es idéntico. La velocidad a la que cualquiera de estos procesos puede hacerse progresar con una fuente o receptor independiente es, sin embargo, inherentemente muy diferente. Generalmente, la vaporización es un fenómeno mucho más rápido que la condensación.

**Naturaleza del flujo de calor:** Cuando dos objetos que están a temperaturas diferentes se ponen en contacto térmico, el calor fluye desde el objeto de temperatura más elevada hacia el de temperatura más baja. El flujo neto se produce siempre en el sentido de la temperatura decreciente. (McCabe; Smith; Harriott, 1991)

### **1.5.1 Mecanismos de la transferencia de calor.**

En la determinación de los mecanismos de la transferencia de calor hay varios autores que coinciden en sus criterios, ya que plantean que hay tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, aun cuando muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o tres. Estas son, **conducción, convección y radiación**. (Kern, 1999; McCabe; Smith, Harriott, 1991 y Holman, 1986).

**Conducción:** Si existe un gradiente de temperatura en una sustancia el calor puede fluir sin que tenga lugar un movimiento observable de la materia. El flujo de calor de este tipo recibe el nombre de conducción. En sólidos metálicos la conducción del calor resulta del movimiento de los electrones no ligados y existe una estrecha relación entre la conductividad térmica y la conductividad eléctrica. En los sólidos que son malos conductores de la electricidad, y en la mayor parte de los líquidos, la conducción del calor se debe al transporte de la cantidad de movimiento de las moléculas individuales a lo largo del gradiente de temperatura. En gases la conducción se produce por el movimiento al azar de las moléculas, de forma que el calor se «difunde» desde regiones más calientes hasta otras más frías. El ejemplo más común de conducción es el flujo de calor en sólidos opacos, tales como la pared de ladrillo de un horno o la pared metálica de un tubo.

**Convección:** Cuando una corriente o una partícula macroscópica de fluido cruza una superficie específica, tal como el límite de un volumen de control, lleva consigo una determinada cantidad de entalpía. Tal flujo de entalpía recibe el nombre de **flujo convectivo de calor** o simplemente **convección**. Puesto que la convección es un fenómeno macroscópico, solamente puede ocurrir cuando actúan fuerzas sobre la partícula o la corriente de fluido y mantienen su movimiento frente a las fuerzas de fricción. La convección está estrechamente relacionada con la mecánica de fluidos. De hecho, desde el punto de vista termodinámico, la convección no es considerada como un flujo de calor sino como una densidad de flujo de entalpía. La identificación de la convección con el flujo de

calor es una cuestión de conveniencia, debido a que en la práctica es difícil separar la convección de la conducción verdadera cuando ambas se engloban conjuntamente bajo el nombre de convección. Ejemplos de convección son la transferencia de entalpía por los remolinos del flujo turbulento y por la corriente de aire caliente que circula a través y hacia fuera de un radiador ordinario.

La convección puede clasificarse en convección natural y convección forzada en dependencia de las fuerzas que actúan para favorecer la transferencia de calor:

- Convección natural: Es cuando las corrientes son la consecuencia de las fuerzas de flotación generadas por diferencias de densidad, que a su vez se originan por gradientes de temperatura en la masa del fluido.
- Convección forzada: Es cuando las corrientes se ponen en movimiento por la acción de un dispositivo mecánico, tal como una bomba o un agitador y el flujo es independiente de los gradientes de velocidad.

**Radiación.** Radiación es la palabra que se utiliza para designar la transmisión de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas. Si la radiación pasa a través de un espacio vacío, no se transforma en calor ni en otra forma de energía. Sin embargo, si en su camino encuentra material, la radiación se transmitirá, reflejará o absorberá. Solamente la energía absorbida es la que aparece como calor y esta transformación es cuantitativa. Por ejemplo, el cuarzo fundido transmite prácticamente toda la radiación que incide sobre él; una superficie opaca pulimentada o un espejo reflejan la mayor parte de la radiación incidente; una superficie negra o mate absorbe la mayor parte de la radiación que recibe y la energía absorbida es transformada cuantitativamente en calor. (McCabe; Smith; Harriott, 1991)

### **1.5.2 Equipos de transferencia de calor**

El equipo de transferencia de calor se define por las funciones que desempeña en un proceso. Los intercambiadores recuperan calor entre dos corrientes en un proceso. El vapor y el agua de enfriamiento son servicios y no se consideran en el mismo sentido que las corrientes de proceso recuperables. Los calentadores se usan primariamente para calentar fluidos de proceso, y generalmente se usa vapor con este fin, aun cuando en las refinerías de petróleo el aceite caliente recirculado tiene el mismo propósito. Los enfriadores se

emplean para enfriar fluidos en un proceso, el agua es el medio enfriador principal. Los condensadores son enfriadores cuyo propósito principal es eliminar calor latente en lugar de calor sensible, Los hervidores tienen el propósito de suplir los requerimientos de calor en los procesos de destilación como calor latente.

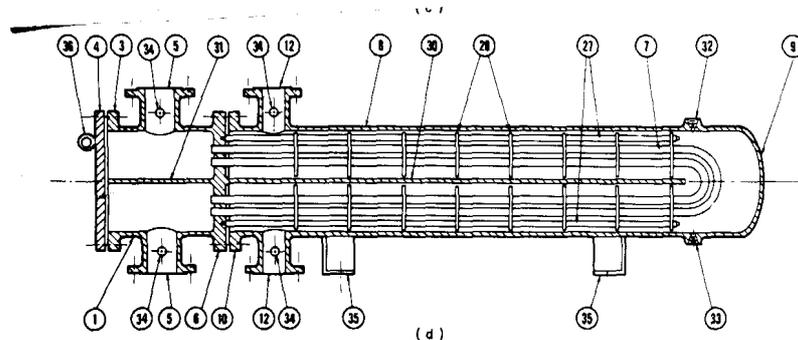
En la industria de tratamiento de gases se pueden encontrar diversidad de tipos de intercambiadores de calor, dentro de los que se encuentran:

1. Intercambiador de tubos y coraza.
2. Intercambiadores de placas
3. Intercambiadores de doble tubos. (Kern, 1999; Holman, 1986; Perry, 1996).

- **Intercambiador de tubo y coraza.**

Los intercambiadores de tubo y coraza constituyen la parte más importantes de los equipos de transferencia de calor sin combustión en las plantas de procesos químicos, en general, el intercambiador de tubo y coraza, consiste en una serie de tubos lineales colocados dentro de un tubo muy grande llamado coraza y representan la alternativa a la necesidad de una gran transferencia de calor. (Kern, 1999).

En la Figura 1.1 se muestra un intercambiador típico de tubo y coraza.



**Figura 1.1. Intercambiador típico de tubo y coraza.**

- **Intercambiadores de placas.**

Existen intercambiadores de tipo de placa en varias formas: en espiral, de placa (y armazón), de aleta con placa soldada y de aleta de placa y tubo. (Montero y Segundo, 2008).

En la Figura 1.2 se muestra un intercambiador típico de placas.

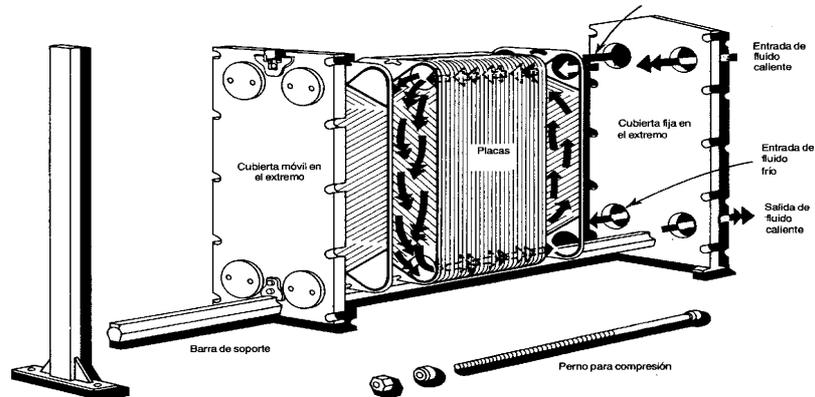


Figura 1.2. Intercambiador típico de placas.

## 1.6 Operaciones de transferencia de masa

Un grupo de operaciones para la separación de componentes de mezclas está basado en la **transferencia de materia** desde una fase homogénea a otra. Contrariamente a las separaciones puramente mecánicas, estos métodos utilizan diferencias en la presión de vapor o la solubilidad, en vez del tamaño o la densidad de las partículas McCabe; Smith y Harriott (1991). La fuerza impulsora para la transferencia es una diferencia de concentración o un gradiente de concentración, de la misma forma que una diferencia de temperatura o un gradiente de temperatura constituye la fuerza impulsora para la transmisión de calor.

### 1.6.1 Clasificación de las operaciones de transferencia de masa.

Según Treybal (1991) a partir de las características de las fases y el fenómeno en que se basa el proceso de separación, las operaciones de transferencia de masa se pueden agrupar en la forma siguiente:

#### 1. Contacto directo de las dos fases inmiscibles:

- Gas - Líquido (absorción, humidificación, destilación).
  - Absorción: Operación de gran importancia en la depuración de gases y por tanto en la protección del ambiente.

- Humidificación: Operación muy difundida en el enfriamiento de agua, mediante el contacto directo de agua de proceso con aire atmosférico. Hay una transferencia simultánea de calor y masa.
- Destilación: Separación de soluciones líquidas, de vapores o mezclas líquido-vapor mediante el intercambio múltiple de los componentes entre las fases líquidas y vapor. Ejemplo: Separación de las diferentes fracciones del petróleo.
- Gas - Sólido (secado, adsorción)
  - Secado: Eliminación de la humedad contenida en determinados materiales por contacto con corrientes de gases calientes. Ejemplo. Secado de azúcar, de fertilizantes.
  - Adsorción: Separación de uno o más componentes (pueden ser impurezas) de soluciones gaseosas o líquidas por contacto con sólidos adsorbentes. Ejemplo: Purificación de gases.
- Líquido - Líquido (extracción por solvente): Separación de un componente de una fase líquida inmiscible. Ejemplo: Separación de acetona del agua por contacto con tetracloruro.
- Sólido - Líquido (lixiviación, adsorción, cristalización)
  - Lixiviación (extracción sólido - líquido): Separación de uno o más componentes de una fase sólida por disolución en un solvente adecuado. Ejemplo: Separación del níquel y el cobalto de los restantes componentes del mineral reducido en Nicaro por contacto con una disolución de  $\text{CO}_2$  y  $\text{NH}_3$ . Imbibición en los centrales azucareros.
  - Adsorción: El mismo principio ya estudiado pero con un líquido. Ejemplo: Decoloración de licores de azúcar con carbón activado.

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

- Operaciones directas. Producen dos fases a partir de una disolución de una sola fase mediante la adición o la extracción de calor. Ejemplo: Destilación, cristalización

- Operaciones indirectas: Implican la adición de una sustancia extraña para lograr el objetivo. Ejemplo: absorción, adsorción, secado.

## **2. Fases separadas por una membrana**

El empleo de membranas permiten la separación por retención, ya que no todos los componentes pueden atravesar un tipo de membrana o lo hacen con diferentes velocidades. La forma o mecanismo mediante el cual los componentes pasan a través de la membrana dependen de las características de éstas. Muy utilizada en la biotecnología.

## **3. Contacto directo de fases miscibles**

Son poco usadas desde el punto de vista industrial, aunque se emplean en laboratorios con objetivos muy importantes como el de separación de isótopos radioactivos.

## **4. Uso de fenómenos interfaciales**

Las sustancias que al disolverse producen disoluciones de baja tensión superficial cuando se les hace burbujear un gas tienden a concentrarse en la interfase o espuma formada, lográndose así una separación. Esta operación se conoce como separación por espumación y se ha empleado para separar detergente de agua.

### **1.7 Características generales de la absorción gaseosa**

Se llama **absorción gaseosa** a la operación mediante la cual se absorben los gases o vapores de sus mezclas por absorbentes líquidos (absorbentes). Esta operación resulta de gran importancia en la depuración de gases, de ahí que sea una de las vías utilizadas para disminuir la contaminación ambiental.

Esta operación requiere de la existencia del proceso de transferencia de masa desde la fase gaseosa a la líquida. Cuando el proceso ocurre en el sentido contrario, es decir desde el líquido al gas, la operación se conoce como desplazamiento o desorción, pero es necesario tener presente que los principios básicos son, en esencia, los mismos para ambos procesos.

La rapidez con la cual se disolverá un componente gaseoso de una mezcla en un líquido absorbente depende de la desviación del equilibrio que existe; por lo tanto es necesario considerar las características en el equilibrio de los sistemas gas líquido.

### **1.7.1 Diseño de absorbedores**

En el diseño de absorbedores o torres de absorción Treybal (1991) sugiere que se tengan en cuenta las siguientes etapas:

1. Selección del solvente
2. Evaluación de los datos de equilibrio
3. Estimación de los datos de operación
4. Selección del tipo de equipo
5. Cálculo del diámetro de la torre
6. Cálculo de la altura o del número de platos.
7. Cálculo de la caída de presión en la columna

• **Etapas 1 y 2.** Selección del solvente y Evaluación de los datos de equilibrio

Estas dos etapas se encuentran muy correlacionadas.

• **Condiciones de equilibrio entre líquido y gas**

Cuando las dos fases entran en contacto, tienden a alcanzar el equilibrio. Si cierta cantidad de un gas simple y un líquido relativamente no volátil se llevan al equilibrio, la concentración resultante del gas disuelto en el líquido recibe el nombre de solubilidad del gas a la temperatura y presión predominantes. A una temperatura y concentración dadas, cada gas disuelto ejerce una presión parcial establecida. Desde este punto de vista se pueden considerar tres tipos de gases: gas muy soluble, gas moderadamente soluble y gas ligeramente soluble.

• **Elección del disolvente para la absorción**

La operación de absorción puede tener dos propósitos fundamentales: Producir una disolución específica o eliminar algún componente del gas. En el primer caso el disolvente a utilizar queda especificado por la naturaleza del producto a obtener, no siendo así en el segundo caso donde es posible seleccionar el disolvente, para lo cual es necesario considerar los siguientes aspectos:

### 1. Solubilidad del gas en el disolvente

La solubilidad del gas en el disolvente debe ser elevada con el objetivo de incrementar la rapidez de absorción y disminuir la cantidad requerida de disolvente. De ocurrir reacción química entre el disolvente y el soluto podría producirse una elevada solubilidad, pero no sería posible recuperar el disolvente a menos que la reacción sea reversible.

### 2. Volatilidad

El disolvente debe tener una presión de vapor baja, puesto que el gas que sale por lo general está saturado con el disolvente y por tanto podría perderse una gran cantidad.

### 3. Corrosión

Deben utilizarse materiales de construcción en el equipo acorde a las características corrosivas del disolvente utilizado, así como de las disoluciones que se producen. El costo de los materiales de construcción debe ser lo más bajo posible.

### 4. Costo

El disolvente debe ser barato y así evitar que las pérdidas que se produzcan no sean muy costosas.

### 5. Viscosidad

La viscosidad del disolvente debe ser baja para así mejorar la rapidez de absorción, tener menores caídas de presión en el bombeo y mejores características de inundación en el equipo, así como mejorar las características de transferencia de calor.

### 6. Otros

No debe ser tóxico, ni inflamable, debe ser químicamente estable y de bajo punto de congelación.

#### • **Etapas 3.** Estimación de los datos de operación.

Antes de iniciar el diseño de un equipo ordinariamente se fijan los siguientes datos:

1. Flujos, composición y temperatura del gas que entra y sale
2. Composición y temperatura del disolvente a la entrada
3. Presión de operación.

4. Naturaleza térmica del proceso (adiabático o isotérmico).

La etapa cuatro no es mas que la selección del equipo donde se va a llevar a cabo la operación por lo que la etapas que le siguen depende de ella ya que no son mas que los parámetros de diseño de los absorbedores.

## **1.8 Procesos de destilación**

La rectificación continua, o fraccionamiento, es una operación de destilación a contracorriente en varias etapas. Por lo general, para una solución binaria, con algunas excepciones, es posible separarlas mediante este método la solución de sus componentes y recuperar cada componente en el estado de pureza que se desee. Estos métodos se basan en la diferencia de temperatura de los componentes presentes en la mezcla

### **1.8.1 Principio de funcionamiento de un destilador**

Primeramente la mezcla de alimentación se introduce de modo más o menos centrado en una cascada vertical de etapas. El vapor ascendente de la sección superior de la alimentación (llamada la sección enriquecimiento o rectificación) se lava con el líquido para eliminar o absorber el componente menos volátil. Como en este caso no se agrega ningún material extraño, como en el caso de la absorción, el líquido de lavado se suministra en este caso por la condensación del vapor que sale por la parte superior, enriquecido con el componente mas volátil. El líquido devuelto a la parte superior de la torre se llama reflujo y el material que se elimina continuamente es el destilado, que puede ser un vapor o un líquido, enriquecido con el componente más volátil. En la sección por debajo de la alimentación (sección de agotamiento), el líquido se desorbe del componente volátil mediante vapor que se produce en el fondo por la evaporación parcial del líquido en el rehervidor del fondo. El líquido eliminado, enriquecido con el componente menos volátil, es el residuo o desecho. Dentro de la torre, los líquidos y los vapores siempre están en sus puntos de burbuja y de rocío, respectivamente, de manera que las temperaturas más elevadas se encuentran en el fondo y las menores en la parte superior. (Treybal, 1980)

### **1.8.2 Métodos de diseño de torres de destilación**

Se usan dos métodos para desarrollar la relación entre el número de bandejas, las relaciones líquido - vapor y las composiciones del producto. Estos métodos son:

- El método de Ponchon y Savarit
- El método de McCabe y Thiele.

Para los efectos de diseño de torres de destilación el método del McCabe y Thiele es menos riguroso, sin embargo es muy útil, ya que no requiere de datos detallados de entalpía. Es adecuado para la mayoría de los casos, excepto cuando hay pérdidas de calor considerables o cuando los calores de solución son extraordinariamente grandes. (Treybal, 1991). A continuación se muestra en que se basa este método.

#### • Método de McCabe Thiele

Este método se basa en:

1. Las líneas de operación sobre el diagrama  $x$  vs  $y$  pueden, como una aproximación considerarse rectas para cada sección del destilador entre los puntos de adición o de separación de las corrientes.
2. El concepto de etapa ideal, o sea composiciones de las corrientes de líquido y vapor en equilibrio.

El método supone:

- a. Calor latente molar de vaporización constante es constante, o sea  $\lambda_A = \lambda_B$ , esto es generalmente cierto porque en la mayoría de los sistemas esta diferencia está por debajo del 10 % (Coulsón, 1986)
- b. No existen pérdidas de calor  $Q_L = 0$
- c. No existe calor de mezcla

Estas suposiciones traen como consecuencia que el flujo molar de vapor y líquido es constante en cada sección de la columna, siempre y cuando no exista adicción o extracción de mezcla.

La aplicación del método consiste en:

- Balance de materiales en cada sección de la columna
- Ubicación de la alimentación

## **1.9 Equipos donde se llevan a cabo operaciones de transferencia de masa**

### **1.9.1 Torres de platos. Características constructivas y de operación**

Las torres de platos son cilindros verticales fabricados de diferentes materiales, según las condiciones de corrosión, en el cual son montados un número determinado de platos circulares. En ambos lados de los platos se ubican conductos que permiten la entrada y salida del líquido de un plato a otro, denominados bajantes. (Treybal, 1991; Boizán, 1984; Walas, 1990; Henley, 2000)

El vapor o gas asciende a través de orificios en los platos (mediante diferentes dispositivos) burbujeando a través del líquido para formar una espuma, se separan de ésta y pasa al plato superior.

El efecto global es un contacto múltiple a contracorriente entre el gas y el líquido, aunque cada plato se caracteriza por el flujo cruzado de las dos fases. El contacto entre ambas fases se localiza fundamentalmente sobre los platos. Aunque menos utilizadas existen columnas en las cuales el líquido y el gas en el plato en sí se ponen en contacto a contracorriente, es decir no existen los bajantes. Aquí el gas y el líquido fluyen con pulsaciones, con el fin de que por una abertura dada pasen el gas y el líquido de modo intermitente.

Cada plato constituye una etapa, ya que los fluidos se ponen en contacto íntimo, se produce la difusión interfacial y los fluidos se separan.

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio en una columna o torre depende de lo complicado de la separación que se va a llevar a cabo y solo está determinado por:

- El balance de masa
- Las consideraciones acerca del equilibrio.

La eficiencia del plato o etapa y por tanto, el número de platos reales se determina por:

- El diseño mecánico utilizado
- Las condiciones de operación.

Por otra parte, el diámetro de la torre depende de las cantidades de líquido y gas que fluyen a través de la torre por unidad de tiempo.

### **1.9.2 Tipos de platos**

- **Platos de cazoleta o casquetes de burbujeo**

Emplea un mecanismo que consiste en una cazoleta invertida sobre un niple o chimenea a través de la cual asciende el vapor. En este tipo de plato, el gas asciende a través de las aberturas de las bandejas (elevadores de vapor) a los casquetes que coronan cada elevador. Cada casquete está ranurado con un cierto número de aberturas por las que el gas burbujea dentro del líquido.

- **Platos perforados**

Este tipo de plato tiene perforaciones en su superficie para permitir el paso del vapor. Pueden utilizarse para líquidos con sólidos en suspensión. Para flujos de líquido y vapor intermedios, sus propiedades son muy semejantes a las de los platos de cazoleta.

- **Platos de válvula**

Puede considerarse un intermedio entre los platos de cazoleta y los perforados.

Su construcción es parecida a los de cazoleta, pero no tienen conductos de subida ni ranuras. Es importante observar que con estas bandejas la amplitud de la abertura varía con el flujo de vapor, por lo que pueden utilizarse para un rango amplio de flujos.

### **1.9.3 Torres con rellenos**

Las torres de este tipo son utilizadas para el contacto continuo del líquido y del gas tanto en el flujo a contracorriente como en paralelo. Son columnas verticales que se han llenado con empaques o dispositivos que poseen una superficie grande.

### **1.9.4 Partes que conforman las torres de relleno**

1. Empaque o relleno
2. Cuerpo o coraza
3. Soportes del relleno
4. Eliminadores de arrastre
5. Distribuidores de líquido
6. Redistribuidores de líquido

7. Retenedores de empaques (Treybal, 1991; Walas, 1990; Henley, 2000)

### **1.10 Aspectos básicos sobre simulación.**

Durante los últimos diez años, los paquetes de software que realizan cálculos simbólicos y numéricos junto con representaciones gráficas se han convertido en una herramienta indispensable para todos los ingenieros según Scenna (1999) y Rodríguez (2001) . El gran potencial de las computadoras radica en su capacidad para hacer cualquier cosa que pueda describirse matemáticamente como una serie de operaciones y decisiones lógicas. Himmelblau (1997) afirma que para este fin se pueden utilizar diferentes programas :

1. **Programas de resolución de ecuaciones** de bajo costo (como *TK Solver Plus*, *Gauss9*), disponibles para microcomputadoras, para resolver balances de materia lineales y no lineales. Es muy probable que tales códigos se ejecuten con mayor rapidez que los programas de hoja de cálculo, pero no tan rápidamente como los programas en C o en **FORTRAN**.
2. **Hojas de cálculo**, que son tal vez la herramienta numérica más ampliamente utilizada en la computación personal. Por esta razón, se ha tendido a ampliar las posibilidades de estos programas hasta adquirir algunas de las características de las otras herramientas de computadora y ya no están limitados a realizar cálculos en una matriz bidimensional de celdas. Hay un sinnúmero de paquetes de hojas de cálculo comerciales. (*LOTUS*, *EXCEL*, etc.) Las similitudes entre las hojas de cálculo comerciales son muchas. Todas ofrecen un administrador de situaciones que permite al usuario incluir varios conjuntos de suposiciones en una hoja de cálculo y permite cambiar de un conjunto de suposiciones a otro con rapidez a fin de poder comparar la solución de los problemas.
3. **Software interactivo**, el llamado software interactivo ha evolucionado desde códigos de computadora que sólo efectuaban manipulaciones de matrices hasta programas de gran alcance que combinan cálculos de matrices, análisis de datos, resolución de ecuaciones, gráficos y muchas otras funciones. Dos ejemplos representativos de este software son *MathCAD* y *MatLAB*. Estos códigos son más fáciles de usar que los códigos genéricos, los programas de simulación o los manipuladores simbólicos de los que hablaremos más adelante, pero su alcance no

es tan amplio. La principal razón del éxito de estos códigos es que el lenguaje empleado para formular los programas es sencillo y se combina bien con las matemáticas que el usuario ya conoce. **MatLAB** cuenta también con un conjunto de paquetes de aplicación llamados “cajas de herramientas” que son bibliotecas de funciones y programas que resuelven problemas específicos.

4. **Programas de simulación de procesos** que aceptan información acerca de un proceso químico en el nivel del trazado de diagrama de flujos y realizan cálculos que proporcionan datos no sólo acerca de los flujos de materia y de energía, sino también sobre costos, disposición de tuberías, efectos de tiempo y otra información útil para el diseño y la operación. Estos códigos pueden simular el desempeño en estado estacionario (y en algunos casos en estado no estacionario) de plantas químicas integradas de gran tamaño que consisten en unidades de proceso interconectadas con flujos de reciclaje y sus fuentes. Con los programas de simulación podemos modelar toda una planta completa con tanta complejidad como deseemos. Es posible introducir la estructura del proceso en la computadora por medio de una interfaz gráfica y obtener la salida en forma de diagramas de flujo o bien, informes escritos. Además, es necesario obtener de una base de datos las propiedades físicas apropiadas e información termodinámica.

#### **1.10.1 Softwares utilizados en la simulación de plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo.**

- **Design II:** [WinSim Inc.] Este software fue desarrollado para aplicaciones en las industrias químicas, petroquímicas y refinerías. Permite realizar los balances de materia y energía para gran variedad de procesos incluyendo operaciones unitarias tales como reactores, intercambiadores de calor, quemadores y hornos, bombas, compresores y turbinas. La base de datos y las correlaciones para determinar las propiedades termodinámicas están fundamentalmente enfocadas a aplicaciones con hidrocarburos y plantas químicas.
- **ASPENPLUS** [Aspen Technology, Inc.] Este es un simulador gráfico de procesos de propósito general. Principalmente enfocado para la industria química y

petroquímica. Incluye además, el análisis de costos e inversiones de los procesos y unidades. (López, 2007)

- **ChemCAD III** [Chemstations, Inc.] Es un simulador de procesos para uso general. Su biblioteca de equipos incluye intercambiadores, bombas, compresores, turbinas y otros módulos. Además, el usuario puede configurar su propio módulo. Incluye módulos específicos para el diseño y la evaluación de intercambiadores de calor, columnas de destilación y sistemas de tuberías. (López, 2007)
- **HYSYS** [Aspen Technology, Inc.] Este paquete permite la simulación dinámica y en estado estacionario a través de interfase gráfica. Su mejor aplicación es para la industria petroquímica. Ofrece una optimización multivariables para el diseño de procesos de modelación dinámica integrada para el desarrollo de estrategias de control de procesos e interfase gráfica con software de control digital. (López, 2007)

Todos los programas mencionados anteriormente son capaces de resolver cualquier problema de simulación en plantas de tratamiento de gas acompañante de petróleo. De ellos el que va a ser utilizado es *HYSYS*, debido a que ofrece resultados confiables, se encuentra disponible en nuestra Universidad, se puede operar con facilidad y ya fue estudiado en asignaturas de análisis de proceso.

### **1.11 Conclusiones parciales I.**

1. Una de las etapas más importante es la caracterización del gas que se va a tratar debido que de esa forma se conoce la composición de los compuesto que se quieren eliminar, para posteriormente poder utilizarlo como combustible.
2. Las variables más importantes a controlar en la plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo son composición de sulfuro de hidrógeno y el flujo de alimentación al la planta.
3. Se utiliza Hysys debido a las facilidades que ofrece el mismo para la evaluación de las plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo y a la disponibilidad de este software.

## Capítulo II: Metodologías para la Simulación y evaluación del Caso de Estudio.

En este capítulo se realiza una descripción de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo objeto de estudio, además de una explicación detallada de la metodología a seguir para la obtención del modelo de simulación que representa dicha planta y de las herramientas de análisis de procesos que se utilizan para ello.

### 2.1. Descripción del Caso de Estudio.

La planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo que se estudia, recibe un flujo de 1 500 000 m<sup>3</sup>/día de gas a una presión de 2,5 bar, cuya composición se muestra en la siguiente tabla:

**Tabla 2.1 Composición del gas acompañante del petróleo que se trata en la planta.**

Componentes	Formula química	Composición Molar en %
Nitrógeno	N <sub>2</sub>	0,160
Dióxido de Carbono	CO <sub>2</sub>	4,113
Sulfuro de hidrógeno	H <sub>2</sub> S	1,290
Metano	CH <sub>4</sub>	86,920
Etano	C <sub>2</sub> H <sub>6</sub>	3,930
Propano	C <sub>3</sub> H <sub>8</sub>	0,930
Isobutano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,260
n-Butano	C <sub>4</sub> H <sub>10</sub>	0,290
Isopentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,140
n-Pentano	C <sub>5</sub> H <sub>12</sub>	0,120
n-Hexano	C <sub>6</sub> H <sub>14</sub>	0,180
n-Heptano	C <sub>7</sub> H <sub>16</sub>	0,720
Agua	H <sub>2</sub> O	0,500

Para eliminar el agua presente en el flujo de entrada, dicha corriente se introduce en un flash donde se obtiene una corriente de agua y una de gas. El flujo de gas resultante se divide en tres corrientes que se dirigen a los tres compresores dispuestos en paralelo encargados de lograr una presión de 30 bar. Las corrientes de salidas de los compresores se unen para homogenizar la presión y seguidamente se vuelven a dividir en tres corrientes para repartir el flujo de gas a tratar en los tres trenes de aminas dispuestos en paralelo (tren A, tren B y tren C) y cuyo objetivo es separar el sulfuro de hidrógeno que trae consigo este

gas para poder utilizarlo mas tarde como combustible y poder entonces utilizar el sulfuro de hidrógeno como materia prima fundamental en la obtención del azufre.

Los trenes de aminas cuentan con los mismos equipos tecnológicos, la única diferencia entre ellos radica en el flujo de gas a tratar, cuya distribución se muestra en la siguiente tabla:

**Tabla 2.2 Flujo de gas que se trata en cada tren de aminas.**

<b>Trenes de aminas</b>	<b>Flujo de gas a tratar (m<sup>3</sup>/día)</b>
Tren A	0,480. 10 <sup>6</sup>
Tren B	0,420. 10 <sup>6</sup>
Tren C	0,100. 10 <sup>6</sup>

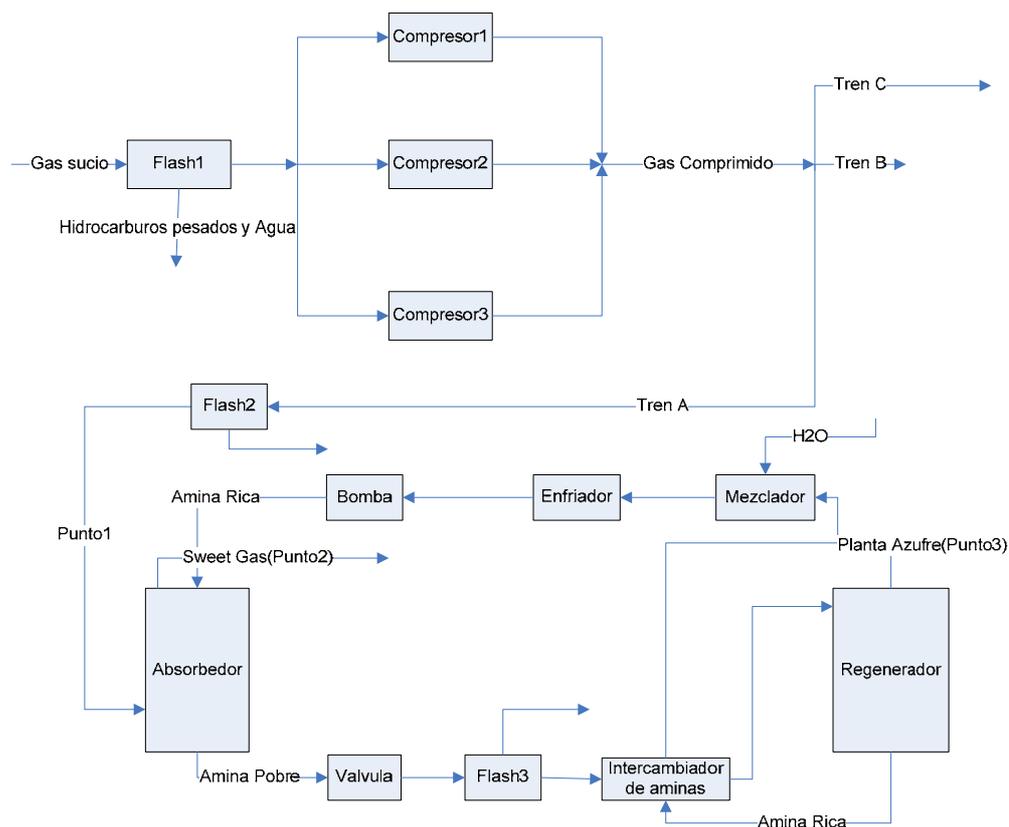
A continuación se explica el proceso que ocurre en los trenes de aminas y los equipos que lo conforman.

La primera operación que ocurre en los trenes de aminas es la absorción de sulfuro de hidrógeno en metildietanolamina (MDEA) con un 50 % de pureza. La columna de absorción esta formada por 16 etapas reales o platos, la presión de diseño es de 8500 kPa y la temperatura de diseño es 100 °C. Las corrientes resultantes de la operación de absorción son: el gas endulzado con muy bajo porcentaje de sulfuro de hidrógeno y la amina rica en sulfuro de hidrógeno, siendo necesario regenerar ésta última para recircularla al sistema. La amina rica en sulfuro de hidrógeno pasa a un flash para eliminar algún dióxido de carbono que pudo ser absorbido y seguidamente va a un intercambiador para aumentar su temperatura hasta 119 °C y de esa forma se favorece la destilación del sulfuro de hidrógeno.

En la columna de destilación se ponen en contacto la amina rica en sulfuro de hidrógeno, previamente calentada, con los vapores de sulfuro de hidrógeno que salen del rehervidor debido que esta solución al llegar al fondo de la columna va al rehervidor y al calentarse hasta 126,67 °C por diferencia de temperatura se libera de la amina el sulfuro de hidrógeno en forma de vapor, seguidamente estos vapores comienzan a ascender por los platos de la columna poniéndose en contacto en contracorriente con la solución de amina rica. Esta columna está compuesta por 20 etapas reales, la presión de diseño 700 kPa y la temperatura es de 150 °C. Las corrientes resultantes de la operación de la destilación son: Solución de amina pobre o libre de sulfuro de hidrógeno y vapores de sulfuro de hidrógeno que van a la

planta de azufre, la amina pobre o amina libre de sulfuro de hidrógeno  $126,67\text{ }^{\circ}\text{C}$  que es la encargada de intercambiar calor con la amina rica en el intercambiador para enfriarse hasta  $115\text{ }^{\circ}\text{C}$ . La amina pobre o libre de sulfuro de hidrógeno que sale de la columna de destilación puede variar su concentración, por lo que después de la salida del intercambiador pasa a un mezclador para reajustar la concentración a un 50 % de pureza (50 % de amina y un 50% de agua), para poder reincorporarla a la columna de absorción. Una vez reajustada la concentración, la amina pobre con un 50 % de pureza pasa a un enfriador para disminuir su temperatura hasta  $51,7\text{ }^{\circ}\text{C}$  para reincorporarla a la columna de absorción.

En la Figura 2.1 se muestra el diagrama de flujo de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo presentada como Caso de Estudio.



**Figura 2.1. Diagrama de Flujo de la planta de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio.**

## **2.2. Metodologías para la obtención y validación del modelo de simulación.**

Por lo complejo que resultan obtener un modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas natural de este tipo debido series de operaciones que allí se ejercen y los equipos donde se llevan a cabo las misma como son las torres de platos y los intercambiadores de calor se va a obtener y validar el modelo de simulación que representa el tren A de aminas para el cual se utiliza el simulador de procesos Hysys, ya que permitirá realizar los balances de materiales y energía. Además Hysys ofrece resultados confiables, se encuentra disponible en nuestra Universidad, se puede operar con facilidad.

Para cumplimentar el objetivo antes expuesto se trazaron las siguientes tareas:

- Obtención del modelo de simulación.
- Validación del modelo a través del ajuste del caso base.
- Análisis de sensibilidad del modelo.

### **2.2.1. Obtención del modelo de simulación.**

Para obtener un modelo de simulación se deben seguir los siguientes pasos:

1. Construcción del diagrama de flujo de información (Himmelblau 1997)
2. Definir el orden de cálculo.
3. Definir los módulos e implementar el simulador.

A continuación se realiza una explicación mas detallada de estos tres aspectos tan fundamentales en la obtención de un modelo de simulación.

Construcción del Diagrama de Flujo de Información (DFI):

La elaboración de un diagrama de flujo de información no es más que un diagrama donde los flujos de masa o energía del proceso son equivalentes a flujos de información (valores numéricos de las variables de las corrientes y parámetros necesarios para definir los módulos), y los equipos del proceso equivalentes a modificaciones de la información que fluye entre ellos. (Himmelblau 1997)

Los **diagramas de flujo** se transforman en **diagramas de flujo de información (DFI)** para la simulación del proceso, teniendo en cuenta la cantidad de módulos que representa a una operación o proceso.

- La información fluye de un módulo a otro a través de las corrientes de materia.
- La confección del diagrama de flujo de información se realiza fácilmente siguiendo de cerca el diagrama de flujo del proceso.
- Para la construcción del DFI se tienen en cuenta todos los equipos y operaciones que intervienen (por ejemplo las operaciones de mezclado y separación de corrientes).
- Un equipo puede ser simulado por uno o varios módulos.
- Varios equipos pueden ser simulados con un solo módulo.

#### **Determinación del Orden de Cálculo de los Módulos.**

Para determinar el orden en que deben ser calculados los diferentes módulos del sistema, utilizando el enfoque secuencial, se utiliza el método de Steward. (Scenna, 1999)

El objetivo de este paso es seleccionar el módulo donde se debe comenzar la simulación. Se debe empezar por la unidad que tenga las corrientes de entradas definidas y que permita el cálculo de los restantes módulos de forma consecutiva.

La determinación de la secuencia de cálculo está en dependencia de la presencia o no de corrientes de recirculación en el Diagrama de flujo de información.

- La secuencia de cálculo para los módulos se puede determinar con facilidad a partir del análisis de orden de precedencia debido a que el flujo de información siempre avanza en una dirección.
- Desde un punto de vista computacional, la presencia de corrientes de recirculación es uno de los impedimentos para la resolución secuencial de un problema de simulación.

La determinación de la secuencia de cálculo incluye:

- Identificar los ciclos que conforman el DFI.

- Seleccionar las corrientes de cortes que rompen éstos ciclos.
- Los ciclos contienen varios módulos individuales vinculados por el flujo de información de las entradas y las salidas.

**Corriente de corte:** Son aquellas corrientes que rompen los ciclos. Se asumen inicialmente, se calculan a través de la simulación y se chequea posteriormente el valor asumido hasta lograr la convergencia con un error permisible.

Pasos para la determinación de los ciclos y corrientes de corte se debe: Convertir el diagrama de flujo de procesos (DFI) en un **dígrafo** para su mejor análisis.

- Diseñar el **árbol de Steward** a partir del dígrafo para la determinación de los ciclos.
- Confeccionar la **matriz de corrientes/ciclos** para determinar el menor número de corrientes de corte.

### **Dígrafo**

- Para la construcción del dígrafo las operaciones se sustituyen por círculos o cuadrados numerados y las corrientes internas por flechas.
- Las corrientes de entrada y de salida se pueden omitir. **Árbol de Steward** Es un diagrama que se construye para rastrear una ruta del flujo de información (usualmente materia, aunque puede ser energía) de un módulo al siguiente a través de las corrientes de salida de los módulos.
- Se construye comenzando por una operación (generalmente la última en el diagrama) y se indican las corrientes que llegan a esta operación provenientes de otras.
- El rastreo continúa hasta que se repita el módulo por el cuál se comenzó el rastreo.
- Las ramas del árbol se extienden hasta que se repite una operación.
- Cada rama corresponde a un ciclo.

**Matriz de corrientes/ciclos** Se utiliza para determinar qué ciclos deben ser rotos para comenzar la simulación.

- Para la confección de la matriz se coloca en cada columna una corriente y en cada fila un ciclo.

		Corrientes											
		S1	S2	S3									Rango
Ciclos	A	→											
	B												
Frecuencia													

Frecuencia: Sumatoria de las columnas.

Rango: Sumatoria de las filas.

- Frecuencia de la **corriente**: Indica en cuantos ciclos esta involucrada la corriente en cuestión.

Si existiera una corriente con frecuencia máxima, es decir, igual a la cantidad de ciclos, ésta es la corriente que debe ser cortada para romper todos los ciclos a la vez.

- **Rango del ciclo**: Indica el número de corrientes que componen el ciclo.

Si el rango es igual a 1, la corriente que compone este ciclo debe ser cortada.

Si no existe ninguna corriente con Frecuencia máxima (frecuencia = ciclos) ni ningún Rango = 1 la matriz debe ser condensada, es decir debe ser simplificada eliminando las columnas que están contenidas en otras.

Se entiende por columnas contenidas en otras aquellas que:

- Sean completamente iguales a otras.
- Sus elementos estén en la misma posición que otra, aunque ésta última tenga otros elementos.

### Secuencia de cálculo

Se establece a partir de la definición de la corriente de corte. **Definir los módulos a utilizar y la información requerida para el cálculo.**

Para la simulación, el proceso se puede representar como una colección de módulos en los que las ecuaciones (y otra información) que representan cada subsistema o equipo se reúnen y codifican de modo que el módulo pueda usarse aislado del resto del diagrama de flujo y por tanto pueda pasarse de un diagrama de flujo a otro o usarse más de una vez en un mismo diagrama. Un módulo es un modelo de un elemento individual del diagrama de flujo. Cada módulo contiene parámetros de diseño, relaciones de balance de materia y de energía, las velocidades de flujo de los componentes y las temperaturas, presiones y condiciones de fase de cada corriente que entra en el equipo físico representado por el módulo o que sale de él. Desde luego, las interconexiones establecidas para los módulos deben ser tales que sea posible transferir de un módulo a otro la información respecto a las corrientes, composiciones, velocidades de flujo, coeficientes, etcétera.

Según Benz y Francesconi (2001) una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo está compuesta por varios módulos, los cuales son:

- **ABSORBER**(Absorbedor)
- **DISTILLATION**(Regenerador)
- **HEAT EXCHANGER** (Intercambiador de calor)
- **PUMP** (Bombas de alimentación de amina pobre)
- **SEPARATOR** (Tanque flash)
- **COOLER** (Enfriador)
- **VALVE** (Válvula)
- **MIXER** (Mezclador)
- **COMPRESSOR**(Compresor)
- **TEE** (Divisor)
- **RECYCLE** (Convergencia)
- **SET** (Incremento de presión)

### Módulo ABSORBER

El módulo **ABSORBER** no es mas que una columna de platos perforados donde se realiza la absorción del sulfuro de hidrógeno. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondiente a la torre. Los cálculos se basan en los balances de materiales y energía dentro de una torre de platos:

$$N_A = k_y(y_{AG} - y_{Ai}) = k_x(x_{Ai} - x_{AL})$$

Donde:

$N_A$  : Flujo molar de A en función de los coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

$k_y$  y  $k_x$  : Coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

$y_{AG}$  y  $x_{AL}$  : Composición para cada fase

$y_{Ai}$  y  $x_{Ai}$  : Composición en la interfase

Luego en función de los coeficientes globales de la transferencia de masa nos queda que:

$$N_A = K_y(y_{AG} - y_A^*)$$

Donde:

$K_y$  : Coeficiente global de la transferencia de masa.

$y_A^*$  : Composición en el equilibrio.

### Módulo DISTILLATION

El módulo **DISTILLATION** de igual forma que el absorbedor es una columna de platos perforados que se usa para regenerar la solución de amina rica en sulfuro de hidrógeno, la misma cuando alcanza una temperatura de 125 ° C se libera del sulfuro de hidrógeno el cual sale de la torre por el tope y se traslada hacia la planta de azufre y la amina regenerada se incorpora al proceso En función de la información recibida, el módulo calculará la presión, la temperatura en cada etapa y los flujos correspondiente a la torre. Los cálculos se

basan en los balances de materiales y energía utilizando las mismas ecuaciones descritas para el absorbedor:

### **Módulo HEAT EXCHANGER**

El módulo **HEAT EXCHANGER** representa los cálculos de balance de materia y energía de ambos lados del intercambiador. Este módulo es muy flexible y puede ser resuelto por temperaturas, presiones, flujos de calor (incluyendo el calor perdido y las fugas), los flujos de materiales del equipo o el producto coeficiente por el área.

Al escoger el modelo **HEAT EXCHANGER** para el análisis, se puede seleccionar para el diseño el modelo **End Point**, un modelo ideal en contracorriente, **Weighted**, un método de evaluación en Estado Estacionario (**EE**) y un método de evaluación en Estado Dinámico (**ED**) para la simulación.

Los cálculos están basados en los balances de energía de los fluidos caliente y frío.

$$[F_{cold} * (H_{out} - H_{in})_{cold} - Q_{leak}] - [F_{hot} * (H_{out} - H_{in})_{hot} - Q_{loss}] = 0$$

Donde: F – Flujo másico, kg/s.

H – Entalpía, kJ/kg.

$Q_{leak}$  – Calor de escape, kW.

$Q_{loss}$  – Calor perdido, kW.

Los subíndices *cold* y *hot* designan a los fluidos fríos y calientes, así como in y out se refieren a las condiciones en la entrada y en la salida, respectivamente.

El calor involucrado en el proceso se define a partir de la ecuación de diseño de estos equipos en función del coeficiente global (U) y la diferencia media logarítmica de temperaturas (**LMTD**).

$$Q = U_D \cdot A \cdot F_T \cdot LMTD$$

Donde:

Q: Calor transferido, kW.

$U_D$ : Coeficiente Global de Transferencia de Calor, kW/m<sup>2</sup>°C.

A: Área de Transferencia de Calor, m<sup>2</sup>.

LMTD: Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas, °C.

### **Modelo de diseño Weighted.**

Este modelo de diseño es excelente para modelar problemas con curvas de flujo de calor no lineal, tales como el cambio de fase de componentes puros por uno o ambos lados del intercambiador de calor. Con el modelo *Weighted*, las curvas de flujo de calor son divididas en intervalos y se desarrollan balances de energía para cada uno, sumando el producto UA de cada intervalo para determinar el global del intercambiador.

Este modelo está disponible solo para intercambiadores con flujo en contracorriente.

### **Módulo PUMP**

El módulo **PUMP** es usado para incrementar la presión de una corriente líquida. En función de la información recibida, el módulo calculará la presión desconocida, la temperatura o la eficiencia de la bomba. Cuando se selecciona la opción **On Pump Switch** se debe especificar la elevación de la presión o especificar la presión de entrada y salida de las corrientes. Si se conoce el **Delta P**, este valor es ignorado por el simulador de procesos.

Los cálculos se basan en la ecuación de potencia de una bomba estándar usando la elevación de la presión, el flujo de líquido y la densidad de la sustancia.

$$Potencia\ requerida_{IDEAL} = \frac{(P_{SALIDA} - P_{ENTRADA}) \times F}{\rho}$$

Donde:

F: flujo de líquido; kg/s

$\rho$ : densidad del líquido; kg/m<sup>3</sup>

Nótese que la ecuación define la potencia ideal necesaria para elevar la presión de entrada del líquido. La potencia real requerida se define a partir de la eficiencia de la Bomba:

$$\eta = \frac{Potencia\ requerida_{IDEAL}}{Potencia\ requerida_{REAL}} \times 100$$

Donde:

$\eta$ : eficiencia de la bomba; %

Combinando las dos ecuaciones, el cálculo de la potencia real requerida para **PUMP** quedará:

$$Potencia\ requerida_{REAL} = \frac{(P_{SALIDA} - P_{ENTRADA}) \times F}{\rho \times \eta}$$

Si la alimentación está completamente definida, se necesitará solo dos variables para calcular todos los parámetros desconocidos:

- Presión de salida o Caída de Presión
- Eficiencia
- Potencia de la bomba

Los Parámetros aplicables al módulo **PUMP** son la eficiencia adiabática, la elevación de la presión y la potencia de la bomba. Si se especifican las presiones de las corrientes de entrada y salida, el simulador de procesos calculará la elevación de la presión y si se le introduce esta, calculará la presión de salida.

### **Módulo SEPARATOR**

El módulo **SEPARATOR** es básicamente un tanque *flash*. La presión a la cual se realiza el *flasheo* es a la menor presión de la alimentación menos la caída de presión a través del equipo. El **SEPARATOR** puede usar una corriente conocida para calcular las propiedades de las corrientes de salida. Los parámetros a especificar son:

- La composición de un producto
- La temperatura o la presión de una corriente de salida

### **Módulo COOLER**

Los módulos **COOLER** son intercambiadores de calor de un solo lado. La corriente de entrada es enfriada (o calentada) hasta las condiciones de salida requeridas y la corriente de energía proporciona la diferencia de entalpía entre las dos corrientes. Estos módulos son muy útiles cuando solo interesa conocerse cuánta energía se necesita para enfriar o calentar una corriente de proceso con una utilidad, desconociendo las condiciones de dicha utilidad.

El módulo **COOLER** usa las ecuaciones básicas; la diferencia fundamental es el signo convencional para el flujo de energía. Si se especifica el flujo de energía absoluto de la utilidad, el simulador de procesos lo aplicará como sigue:

- Para un **COOLER**, la entalpía o el flujo de calor de la corriente de energía será sustraído de la corriente de entrada.

### **Módulo MIXER**

Este módulo realiza un balance completo de materia y energía en el punto mezcla. Si se conocen las propiedades de las corrientes de entrada (temperatura, presión, flujo y composición), las propiedades de la corriente de salida serán calculadas automáticamente de forma rigurosa.

### **Módulo TEE**

Esta operación de división separa una corriente de alimentación en múltiples corrientes de producto con las mismas condiciones y composición que la corriente de entrada, y es usada para simular T en tuberías y tubos múltiples. El único parámetro requerido para su simulación es la fracción de separación o los flujos de cada corriente de salida.

### **Módulo VALVE**

Esta operación realiza un balance de materiales y energía entre las corrientes de entrada y salida del Módulo **VALVE**. Para el cálculo se asume que en la operación hay variación de la presión.

Las siguientes variables pueden ser especificadas por el usuario para esta operación. Para el cálculo del módulo se requieren solo tres de ellas:

- Temperatura de entrada
- Presión de entrada
- Temperatura de salida
- Presión de salida
- Caída de presión

### **Módulo RECYCLE**

El módulo **RECYCLE**, es una operación lógica que realiza las iteraciones hasta alcanzar la convergencia del sistema.

El módulo instala un bloque teórico en la corriente del proceso. Las condiciones de la corriente pueden ser transferidas hacia delante o hacia atrás, en términos de solución se coloca entre la corriente asumida o de corte y la corriente calculada.

El simulador de procesos emplea un método de aproximaciones sucesivas para alcanzar la convergencia del sistema con la tolerancia especificada.

### **Módulo SET**

El módulo **SET**, es una operación lógica que realiza el incremento o disminución de presión utilizando para esto otra corriente del diagrama de flujo de información.

#### **2.2.2. Validación del modelo de simulación.**

Para la validación del modelo de simulación se realizan las siguientes acciones:

- Ajuste del modelo al caso base.

Para realizar el ajuste del modelo se divide la planta en tres etapas, la primera etapa correspondiente al acondicionamiento del gas, la segunda etapa correspondiente a la purificación del gas y la tercera etapa correspondiente a la regeneración de la amina. Teniendo en cuenta lo anterior se definen tres puntos o corrientes para realizar el estudio:

**Punto 1:** Corriente de salida de la etapa de acondicionamiento del gas (entrada del gas al absorbedor)

**Punto 2:** Corriente de salida del gas del absorbedor (Sweet gas)

**Punto 3:** Corriente de salida del regenerador (Planta azufre)

A partir de estos resultados, se realiza un análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los resultados obtenidos mediante la simulación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio.

Como criterio de comparación se toma el error relativo ( $e_{rel} = \frac{X_{diseño} - X_{calculada}}{X_{diseño}}$ )

(Menor que 10%) entre los resultados de la simulación y las condiciones de diseño. Esto

permitirá definir la confiabilidad del modelo para predecir y estudiar la operación de la planta.

- Análisis de sensibilidad del modelo.

Se realiza un análisis de sensibilidad con el objetivo de conocer la sensibilidad de respuesta del modelo Cutlip (1999) a los cambios de los parámetros que conforman el mismo.

Para realizar el análisis de sensibilidad del modelo, se realiza un diseño de experimentos  $3^2$ , donde se definen como factores el flujo de gas a la entrada de la planta de tratamiento y la composición de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en dicha corriente y como variable dependiente la concentración de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en la corriente de gas a la salida de la planta (Sweet gas). A continuación se muestra el diseño de experimentos en la tabla 2.3.

**Tabla 2.3 Diseño de experimentos**

Flujo de gas a la entrada de la planta (lbmol/h)	Composición molar de H <sub>2</sub> S en la corriente de entrada a la planta (%)
5804	1,14
5804	1,29
5804	1,44
5827	1,14
5827	1,29
5827	1,44
5850	1,14
5850	1,29
5850	1,44

### 2.3. Conclusiones parciales II.

1. El software a utilizar para obtener el modelo es Hysys.
2. Para la obtención y validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se tienen que realizar las siguientes tareas:
  - Obtención del modelo de simulación.
  - Validación del modelo a través del ajuste del caso base.

- Análisis de sensibilidad del modelo.

### **Capítulo III: Resultados y Discusión.**

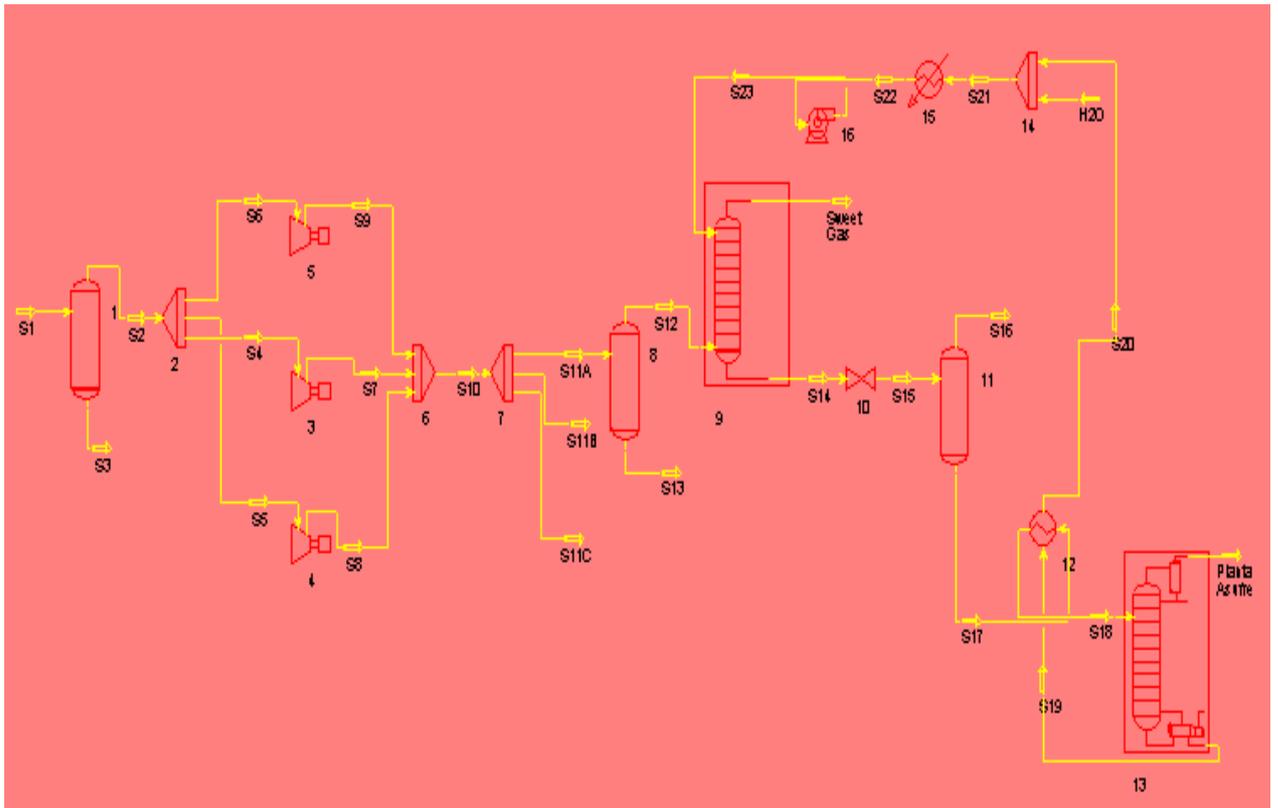
En este capítulo se presentan los resultados que se obtiene al aplicar las metodologías para la obtención y validación del modelo y a su vez el análisis de sensibilidad del modelo obtenido de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo como Caso de Estudio.

#### **3.1. Obtención del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.**

La obtención del modelo de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se realiza según las metodologías desarrolladas en el Capítulo II (Epígrafes 2.2).

##### **3.1.1. Construcción del diagrama de flujo de información.**

Para la obtención del diagrama de flujo de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo caso de estudio es necesario adicionar nuevos módulos al diagrama de flujo de la planta como son divisores y mezcladores que aunque no existen físicamente en la plantas hay que considerarlos en la simulación. El diagrama de flujo de información de una planta de tratamiento de gas se muestra a continuación en la Figura 3.1.



**Figura 3.1. Diagrama de Flujo de Información de una planta de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio.**

Los módulos utilizados para la simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo son los siguientes:

Módulos 1,8 y 11: Tanques flash

Módulos 2 y 7: Divisores de flujo.

Módulos 3,4 y 5: Compresores

Módulos 6y 14: Mezcladores

Módulo 9: Absorbedor

Módulo 10: Válvula

Módulo 12: Intercambiador de aminas

Módulo 13: Regenerador

Módulo 15: Enfriador de aminas

## Módulo 16: Bomba de amina pobre

Como se observa en la Figura 3.1, el tren A de aminas es un ciclo que se “cierra” a la entrada de solución de amina al absorbedor (módulo 9). Cuando esto ocurre en un proceso que va a ser simulado debe determinarse cuáles y cuántas serán las corrientes que se deben asumir (corrientes de corte) para solucionar el problema. En el Anexo 2 se muestra el Diagrama de Steward resultante.

En este caso, se tienen dos ciclos, por lo que se asumen corrientes que “rompan los ciclos” y se puedan calcular todos los módulos del proceso. Se recomienda que la corriente de corte sea, siempre que se pueda, salida de un mezclador esencial.

### **3.1.2. Definición del orden de cálculo.**

La matriz de corrientes y ciclos para el caso de estudio se encuentra en el Anexo 3. En este anexo se puede observar que ninguna de las corrientes tiene frecuencia máxima lo que quiere decir que ninguna de las corrientes se encuentra en los dos ciclos a la vez, de ahí que se asuman dos variables de cortes. Para determinar las variables de cortes es necesario condensar la matriz de corrientes y ciclos según la metodología expresada en el capítulo anterior. La matriz condensada se muestra en el Anexo 4.

Las corrientes de corte para este Caso de Estudio son la S23 (entrada de amina al absorbedor) y S18 (entrada de amina al regenerador), pues estas corrientes garantizan la solución secuencial del DFI. Por esta razón, deberán definirse los parámetros de estas corrientes para comenzar la simulación.

Basado en ello, el orden de cálculo que se define es:

1. Definir corriente S1
2. Calcular Módulo 1
3. Calcular Módulo 2
4. Calcular Módulo 3
5. Calcular Módulo 4
6. Calcular Módulo 5

7. Calcular Módulo 6
8. Calcular Módulo 7
9. Calcular Módulo 8
10. Definir corriente S23
11. Calcular Módulo 9
12. Calcular Módulo 10
13. Calcular Módulo 11
14. Definir corriente S18
15. Calcular Módulo 13
16. Calcular Módulo 12
17. Calcular Módulo 14
18. Calcular Módulo 15
19. Calcular Módulo 16
20. Calcular Módulo de Convergencia (**R**) entre la salida del módulo 16 (S23A) y la entrada del Módulo 9 (S23).
21. Calcular Módulo Set-1

### **3.1.3. Definir los módulos e implementar el simulador**

- Simulación del Caso de Estudio.

Para desarrollar el Diagrama de Flujo de Información se siguen los pasos que se indican a continuación:

#### **1. Definir la termodinámica.**

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

Retomando lo expuesto en el capítulo dos, la simulación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo se va a realizar en Hysys, el cual permite crear paquetes de unidades y modelos termodinámicos propios.

Según GPSA (1998) los creadores de Hysys crearon un modelo termodinámico que se ajusta específicamente a plantas de tratamiento de gas acompañante del petróleo de este tipo, de ahí que se selecciona la Ecuación de Estado de *Amine Pkg* para definir termodinámicamente el modelo. (Martínez, 2000; Rodríguez, 2001).

## 2. Definir corriente S1.

La corriente S1 es el flujo de gas acompañante del petróleo que se recibe en la planta de tratamiento. Como se tiene el flujo (5827 lbmol/h), la temperatura (30°C), la presión (2.5 bar) y la composición (Tabla 2.1 del Capítulo 2) queda definida la corriente S1.

## 3. Calcular Módulo 1.

El *Módulo 1*: Representa el primer equipo de flash que se utiliza en la planta para eliminar el agua que trae el gas en su composición. Con la definición de la corriente de entrada (S1) el módulo **SEPARATOR** puede ser calculado. Al calcularse el *Módulo 1*, la corriente S2 queda definida. El módulo1 se muestra en la figura 3.2

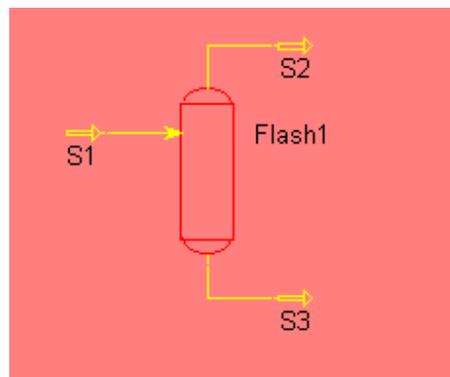
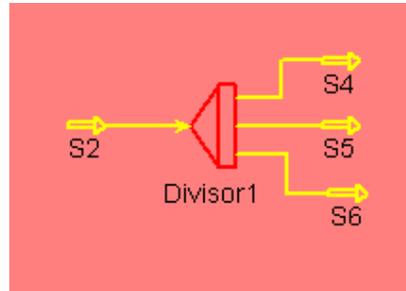


Figura 3.2. Esquema del Flash 1

## 4. Calcular módulo 2.

El *Módulo 2*: Representa la división de flujo que se realiza para garantizar la entrada a cada compresor. Para el cálculo de este módulo solo se requiere la razón de separación, que es

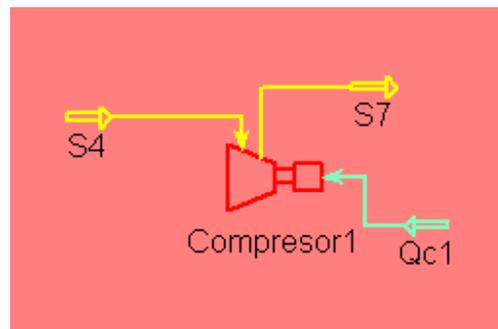
conocida (0,33). Así quedan definidas las corrientes S4, S5 y S6. El módulo2 se muestra en la figura 3.2



**Figura 3.3. Esquema del divisor 1.**

### 5. Calcular Módulo 3.

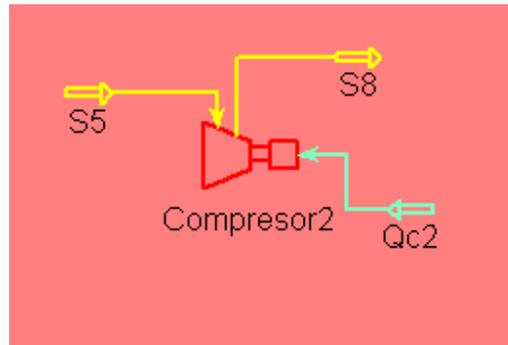
El **Módulo 3**: Representa el compresor 1 que va a comprimir el gas, por lo tanto hay que definir la presión del gas a la salida del compresor (2,5 bar) y queda definida la corriente S7. El módulo 3 se muestra en la figura 3.4



**Figura 3.4. Esquema del compresor 1.**

### 6. Calcular Módulo 4.

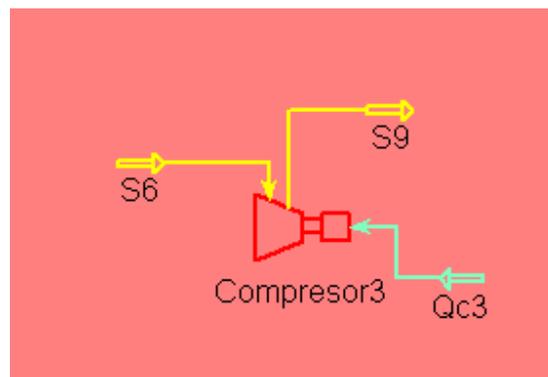
El **Módulo 4**: Representa el compresor 2 que va a comprimir el gas, por lo tanto hay que definir la presión del gas a la salida del compresor (2,5 bar) y queda definida la corriente S8. El módulo 4 se muestra en la figura 3.5.



**Figura 3.5. Esquema del compresor 2.**

### 7. Calcular Módulo 5.

El **Módulo 5**: Representa el compresor 3 que va a comprimir el gas, por lo tanto hay que definir la presión del gas a la salida del compresor (2,5 bar) y queda definida la corriente S9. . El módulo 5 se muestra en la figura 3.6



**Figura 3.6. Esquema del compresor 3.**

### 8. Calcular Módulo 6.

El **Módulo 6**: Representa el mezclador de las corrientes que salen de los compresores que son corrientes definidas. Teniendo definidas las corrientes S7, S8 y S9 este módulo se calcula realizando un balance de materiales y energía. Así queda definida la corriente S10. El módulo 6 se muestra en la figura 3.7.

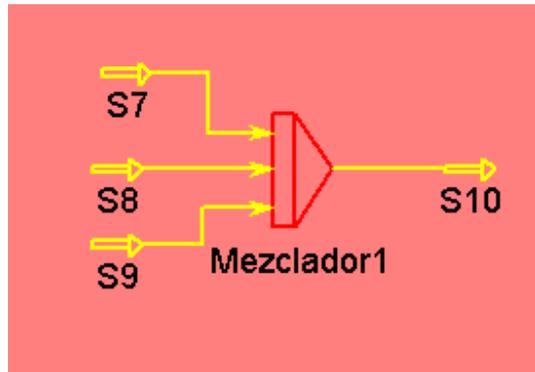


Figura 3.7. Esquema mezclador 1.

### 9. Calcular módulo 7.

El **Módulo 7**: Representa la división de flujo que se realiza para garantizar la entrada a cada Tren de amina (Tren A, Tren B y Tren C). Para el cálculo de este módulo solo se requiere la razón de separación, que es conocida (0.45 para el caso de la corriente S11A y 0.41 para el caso de la corriente S11B). Así quedan definidas las corrientes S11A, S11B y S11C. El módulo 7 se muestra en la figura 3.8.

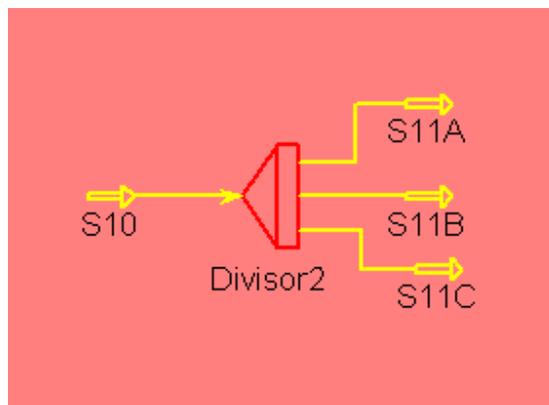
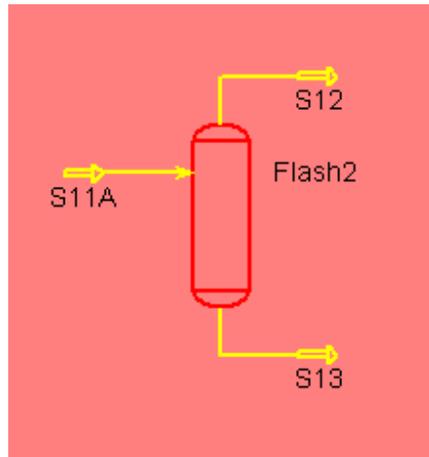


Figura 3.8. Esquema del divisor2.

### 10. Calcular Módulo 8.

El **Módulo 8**: Representa el segundo flasheo que se realiza en la planta para eliminar el dióxido de carbono que pueda entrar en el absorbedor. Como ya quedo definida la corriente S11A que es una de las salidas del divisor dos, el módulo **SEPARATOR** puede ser calculado. Al calcularse el **Módulo 8**, la corriente S12 queda definida. El módulo 8 se muestra en la figura 3.9.



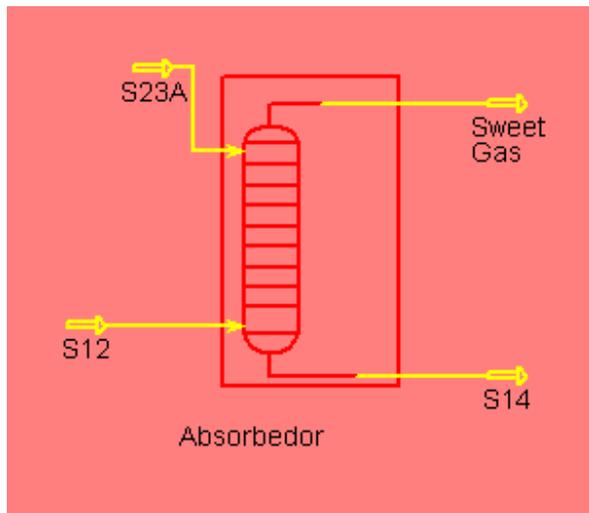
**Figura 3.9. Esquema del Flash 2.**

### **11. Definir la corriente S23**

La corriente S23 es el flujo de entrada de solución de amina al absorbedor. Esta es una de las corrientes de cortes definidas en el proceso, por tanto se asume el flujo, la temperatura, la presión y la composición de la misma para definir la corriente e iniciar la simulación. Posteriormente al lograrse la convergencia ésta corriente será recalculada.

### **12. Calcular Módulo 9.**

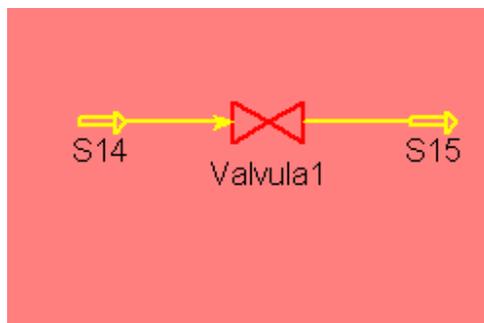
El **Módulo 9**: Representa el absorbedor. A este módulo entran las corrientes S23A y S12 que ya se encuentran definidas. Para calcular este módulo, solamente es necesario especificar el número de etapas (16 etapas), presión del tope (453,3 psia), temperatura del tope (259,22 °C), presión del fondo (435,1 psia) y la temperatura del fondo (51,7 °C) y de esa forma quedan definidas las corrientes S14 y Sweet Gas. El módulo 9 se muestra en la figura 3.10.



**Figura 3.10. Esquema del absorbedor.**

**13. Calcular Módulo 10.**

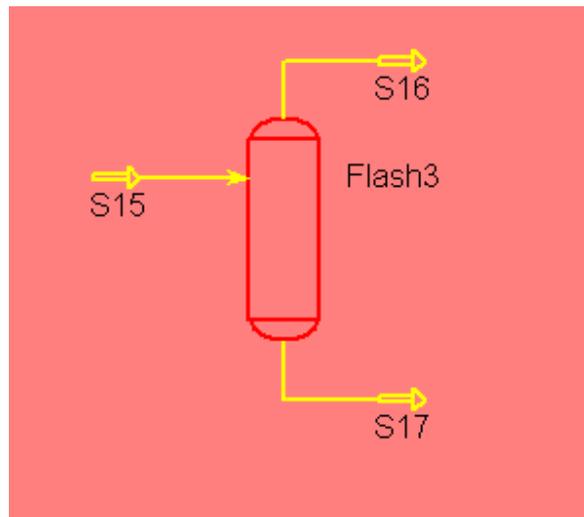
El **Módulo 10**: Representa la válvula que está antes del tercer flasheo. Para el cálculo de este módulo es necesario conocer la presión de trabajo del flash (435.1psia). Así queda definida la corriente S15. El módulo 10 se muestra en la figura 3.11.



**Figura 3.11. Esquema de la válvula1.**

**14. Calcular Módulo 11.**

El **Módulo 11**: Representa el tercer flasheo que se realiza en la planta para eliminar el dióxido de carbono que pueda quedar después de la salida del absorbedor. Como ya está definida la corriente S15 que es la salida de la válvula 1, el módulo **SEPARATOR** puede ser calculado. Al calcularse el **Módulo 11**, la corriente S17 queda definida. El módulo 11 se muestra en la figura 3.12.



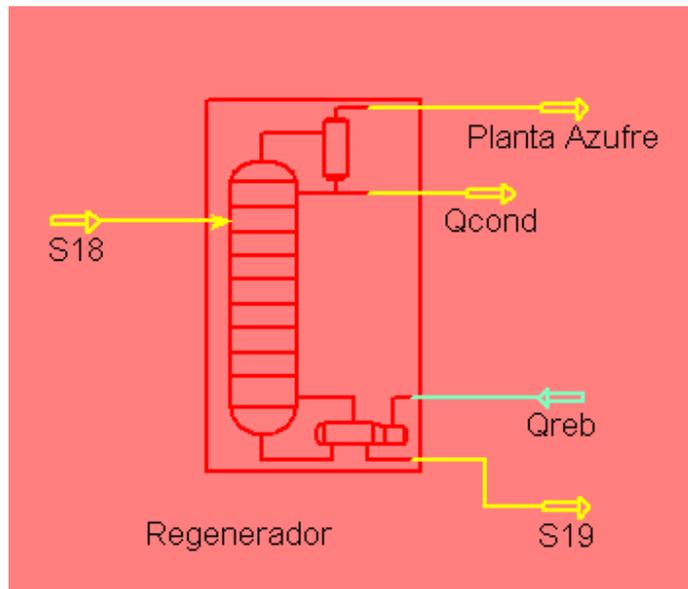
**Figura 3.12. Esquema del Flash 3.**

### **15. Definir la corriente S18**

La corriente S18 es el flujo de entrada de solución de amina rica al regenerador y es una de las corrientes de cortes definidas en el proceso. Esta corriente es idéntica en cuanto a flujo, composición y presión a la corriente S17, por lo tanto lo único que hay que especificarle es la temperatura de salida (119.7 °C). Teniendo el flujo, la temperatura, la presión y la composición de las mismas, ésta corriente queda definida y posteriormente al lograrse la convergencia ésta corriente será recalculada.

### **16. Calcular Módulo 13.**

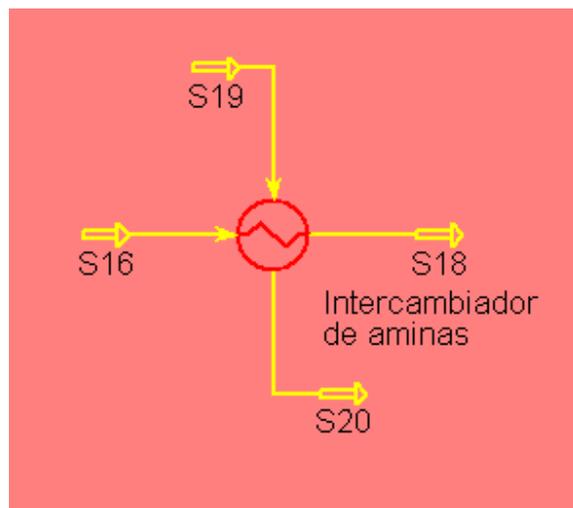
El **Módulo 13**: Representa el regenerador de aminas. Para calcular este módulo es necesario dar la corriente de entrada S18 que ya se encuentra definida, por lo que solamente es necesario especificar las etapas (20), presión del tope (7.14 Kgf/cm<sup>2</sup>), temperatura del tope (120.1 °C), presión del fondo (7.14 Kgf/cm<sup>2</sup>) y la temperatura del fondo (260 °C), de esa forma quedan definidas las corrientes S19 y Planta de azufre. El módulo 13 se muestra en la figura 3.13.



**Figura 3.13. Esquema del regenerador.**

**17. Calcular Módulo 12.**

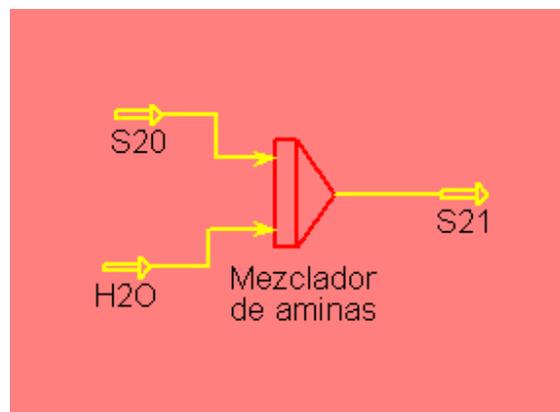
El *Módulo 12*: Representa un intercambiador donde se ponen en contacto la amina pobre con la amina rica con el objetivo de calentar a la rica y enfriar a la pobre. Al calcular este módulo, ya se encuentran definidas la corriente S19; por lo que solamente es necesario especificar la caída de presión (10 psia). Así queda calculada la corriente S20. El módulo 12 se muestra en la figura 3.14.



**Figura 3.14. Esquema del intercambiador de aminas.**

### 18. Calcular Módulo 14.

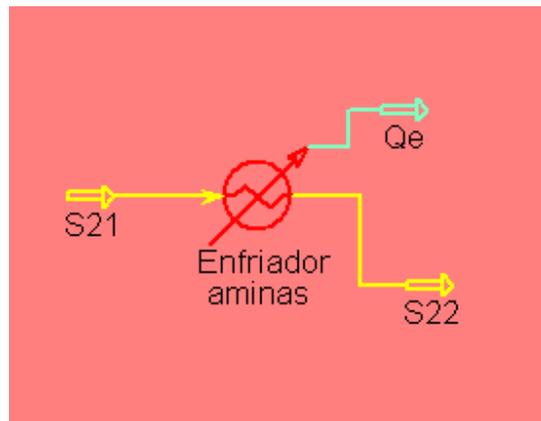
El *Módulo 14*: Representa el mezclador encargado de mantener la composición de la solución de aminas que se va alimentar al absorbedor. Teniendo definida la corriente S20 se especifica la composición a la salida (0,5 molar de amina y 0,5 molar de agua) de esa forma este módulo se calcula realizando un balance de materiales y energía. Así queda definida la corriente S21. El módulo 14 se muestra en la figura 3.15.



**Figura 3.15. Esquema mezclador 2.**

### 19. Calcular Módulo 15.

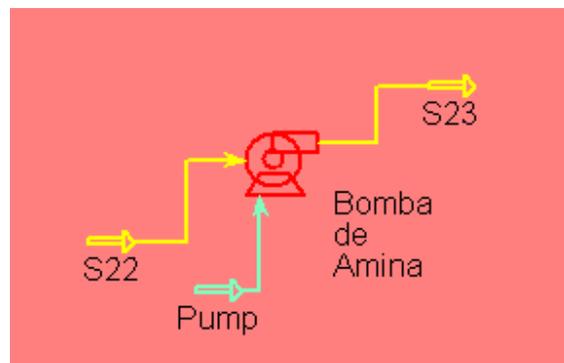
El *Módulo 15*: Representan un enfriador de aminas porque a pesar de que se pasa por un intercambiador la amina aun no tiene la temperatura óptima para entrar al absorbedor. La corriente S21 es una corriente definida por lo que los parámetros que se necesitan para el cálculo son la temperatura (51,7 °C), y la presión (453.3 psia). El módulo 15 se muestra en la figura 3.16.



**Figura 3.16. Esquema del enfriador de amina pobre.**

## 20. Calcular Módulo 16

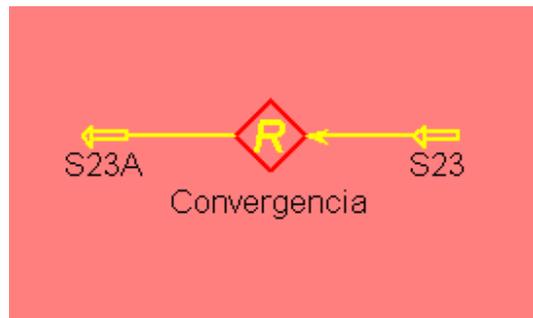
El **Módulo 16**: Representa la bomba de alimentación de amina pobre al absorbedor. Para el cálculo de este módulo al tener definida anteriormente la corriente S22, solo es necesario conocer la presión de descarga de la bomba (453.3 psia). Así queda definida la corriente S23. El módulo 16 se muestra en la figura 3.17.



**Figura 3.17. Esquema de la Bomba de alimentación de amina pobre.**

## 21. Módulo de Convergencia (S29 y S1).

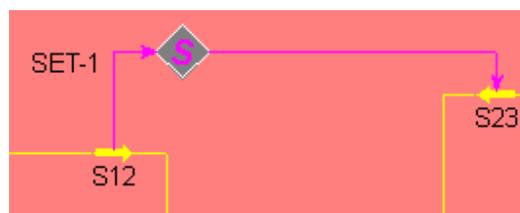
El **Módulo de Convergencia**: Es un módulo lógico que se encarga de realizar las iteraciones hasta lograr la convergencia entre la(s) corriente(s) asumida(s) y la(s) calculada(s). En este caso la corriente asumida es S23A y la calculada (S23). El módulo de convergencia se muestra en la figura 3.18.



**Figura 3.18. Esquema del Analizador de Convergencia.**

## 22. Módulo Set-1.

El modulo Set-1: Es un módulo lógico que se encarga de incrementar la presión a la corriente S23 cuando esta disminuye su valor en 5psia, utilizando para esto la presión de la corriente S12, esto trae consigo que se mantengan las condiciones de operación del absorbedor y se logre la convergencia del modelo. El set-1 se muestra en la figura 3.19.



**Figura 3.19. Esquema del Set-1.**

## 3.2. Validación del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo a través del ajuste del caso base

A continuación se muestran los resultados del ajuste del caso bases a través de la comparación entre los resultados que se obtienen con el modelo de simulación y los parámetros de diseño.

En la Tabla 3.1 se muestra los resultados del ajuste del caso base correspondiente a la primera etapa de acondicionamiento del gas, donde se realiza un análisis de diferentes parámetros de operación en la corriente de salida de esta etapa (Punto 1: Corriente S12 que corresponde a la entrada al absorbedor)

**Tabla 3.1. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos por el modelo en el Punto 1**

<b>Variabes</b>	<b>Diseño</b>	<b>HYSYS</b>	<b>Error (%)</b>
Temperatura del gas (°C)	274,0000	274,3400	0,1241
Presión del gas (psia)	435,1100	435,1100	0
Flujo de gas (lbmol/hr)	1552,4000	1552,4000	0
Composición molar de sulfuro de hidrógeno (%)	1,5300	1,5400	0,6538

En la Tabla 3.1 se aprecia que los errores que se cometen al simular la etapa de acondicionamiento del gas en la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio no superan el valor de un 1% comparado con las condiciones de diseño, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente la primera etapa de acondicionamiento del gas.

En la Tabla 3.2 se muestra los resultados del ajuste del caso base correspondiente a la segunda etapa del proceso correspondiente a la purificación del gas, donde se realiza un análisis de diferentes parámetros de operación en la corriente de salida de la torre de absorción (Punto 2: Corriente Sweet gas que corresponde a la salida del absorbedor)

**Tabla 3.2. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos por el modelo en el Punto 2**

<b>Variabes</b>	<b>Diseño</b>	<b>HYSYS</b>	<b>Error (%)</b>
Temperatura del gas (°C)	35,0000	35,0200	0,0571
Presión del gas (psia)	995,5000	995,0000	0,0502
Flujo de gas (lbmol/hr)	1502,0000	1502,2000	0,0133
Composición molar de sulfuro de Hidrógeno (%).	0	$0,1000 \cdot 10^{-4}$	0

En la Tabla 3.2 se aprecia que los errores que se cometen al simular la torre de absorción de la etapa de purificación de gas no superan el valor de un 1% comparado con las

condiciones de diseño, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente la etapa de purificación del gas.

En la Tabla 3.3 se muestra los resultados del ajuste del caso base correspondiente a la tercera etapa del proceso correspondiente a la regeneración de la amina, donde se realiza un análisis de diferentes parámetros de operación en la corriente de salida de la torre de regeneración (Punto 3: Corriente Planta Azufre que corresponde a la salida del regenerador)

**Tabla 3.3. Análisis comparativo entre los parámetros de diseño y los parámetros obtenidos por el modelo (Punto 3)**

<b>Variables</b>	<b>Diseño</b>	<b>HYSYS</b>	<b>Error (%)</b>
Temperatura del gas (°C)	47,5000	48,8920	2,9305
Presión del gas (psia)	25,7500	27,5000	6,7961
Flujo de gas (lbmol/hr)	29,6500	31,4180	5,9629
Composición molar de sulfuro de Hidrógeno (%)	0,7360	0,7587	3,0842

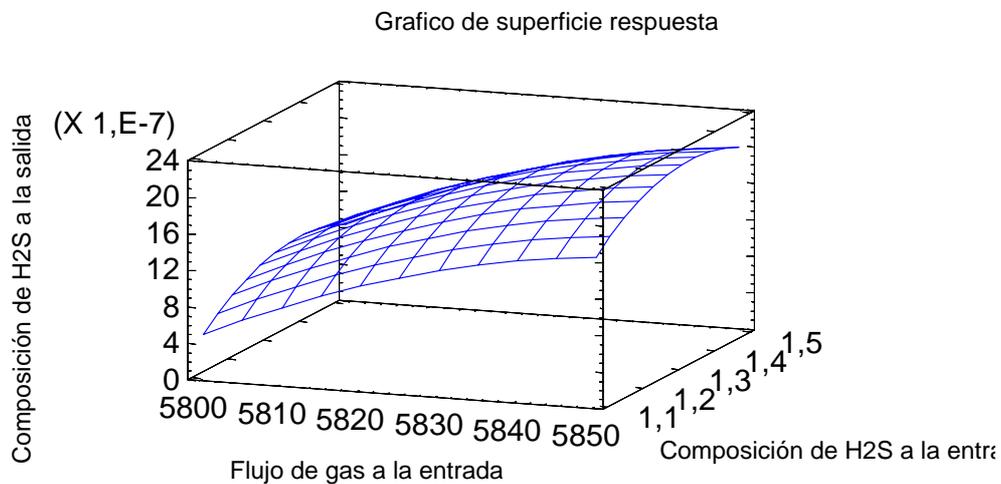
En la Tabla 3.3 se aprecia que los errores que se cometen al simular la etapa de regeneración de la amina no superan el valor de un 7 % comparado con las condiciones de diseño, el cual se encuentra por debajo del valor de 10 % permisible, lo cual demuestra que el modelo representa adecuadamente la etapa de regeneración de amina. Se puede apreciar que en esta etapa se obtienen valores de errores superiores a los que se obtienen en las etapas anteriores lo cual esta dado por la presencia de equipos tales como un intercambiador de calor y una columna de destilación que son complicados a la hora de la simulación por la cantidad de especificaciones que involucran.

A modo de conclusión se puede decir que el modelo de simulación que se obtiene representa adecuadamente la planta de tratamiento del gas acompañante del petróleo objeto de estudio debido a que se obtienen valores de errores por debajo del 10 % para las tres etapas en las que se subdivide el proceso.

### 3.3. Análisis de sensibilidad del modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo.

Una vez que se comprueba el ajuste del modelo al caso base se realiza el análisis de sensibilidad del modelo para comprobar la respuesta de dicho modelo ante los cambios que se produce en el flujo de entrada de la planta de tratamiento de gas y en la composición de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en dicha corriente.

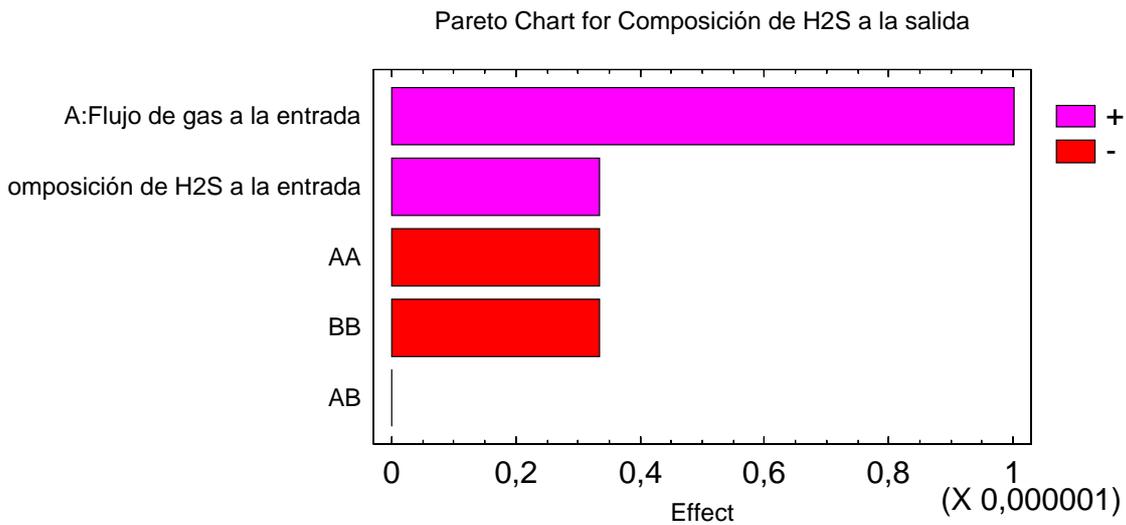
En la Figura 3.20 se muestra la superficie respuesta correspondiente a los resultados del diseño de experimentos.



**Figura 3.20: Gráfico de superficie respuesta.**

En la figura 3.20 se puede apreciar que al aumentar el flujo de gas a la entrada de la planta manteniendo la composición de sulfuro de hidrógeno constante en esta corriente se produce un aumento de la composición de sulfuro de hidrógeno en la salida del absorbedor (Sweet Gas). De igual forma, al incrementar la composición de sulfuro de hidrógeno manteniendo constante el flujo se produce un aumento de la composición de sulfuro de hidrógeno en la salida del absorbedor. Estos resultados son lógicos debido a que la eficiencia de la planta se mantiene constante y por tanto un incremento tanto del flujo como de la composición de sulfuro de hidrógeno a la entrada provocan un aumento de la composición de sulfuro de hidrógeno a la salida.

Estos resultados se reafirman a través del gráfico de Pareto que se muestra en la figura 3.21.



**Figura 3.21: Gráfico de Pareto.**

En la Figura 3.21 se puede observar que las variables independientes influyen positivamente en el incremento de composición de sulfuro de hidrógeno en la corriente de salida (Sweet Gas), teniendo una gran influencia el flujo de gas a la entrada de la planta.

En la tabla 3.5 se observa el cuadrado medio del error es cero, esto hace que el valor de F-Ratio de las variables tienda a infinito y por consiguiente el P-value tienden a cero, por lo que puede concluirse que para todas las variables los valores de probabilidad (P-value) son menores que un 5% y por tanto son significativas en el ajuste del modelo.

**Tabla 3.5 Análisis de varianza para la composición de sulfuro de hidrógeno a la salida.**

Variable	Suma de cuadrados	DF	Cuadrados medios	F-Ration	P-Value
A: Flujo de gas	$1,50 \cdot 10^{-12}$	1	$1,50 \cdot 10^{-12}$		
B: Composición de H2S	$1,67 \cdot 10^{-13}$	1	$1,67 \cdot 10^{-13}$		
AA: Flujo <sup>2</sup>	$5,56 \cdot 10^{-14}$	1	$5,56 \cdot 10^{-14}$		
AB: Flujo. Composición	0	1	0		
BB: Composición <sup>2</sup>	$5,56 \cdot 10^{-14}$	1	$5,56 \cdot 10^{-14}$		
Error Total	0	3	0		

Total	$2,22 \cdot 10^{-12}$	8			
R <sup>2</sup>	100%				
Error Standard	0				
Error medio absoluto	$1,97 \cdot 10^{-7}$				

### 3.4 Conclusiones Parciales III.

1. En la construcción del diagrama de flujo de información hay que añadir equipos que no existen físicamente en la planta como son mezcladores y divisores de flujo.
2. La planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo cuenta con dos ciclos (ciclo A y B).
3. Las corrientes de cortes son: corriente de entrada de amina pobre al absorbedor (S23) y corriente de amina rica al regenerador (S18).
4. El modelo de simulación que se obtiene reproduce en su totalidad los parámetros de diseño de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, con errores menores al 7%.
5. El modelo responde de manera lógica frente a un aumento de flujo y composición (H<sub>2</sub>S) en la corriente de entrada, ya que aumenta la composición en la corriente de salida del absorbedor (Sweet Gas).

## **Conclusiones:**

1. Se obtiene un modelo de simulación de una planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo que permite evaluar la misma y tomar decisiones aceptadas en poco tiempo, con lo cual queda validada la hipótesis.
2. El modelo de simulación que se obtiene reproduce en su totalidad los parámetros de diseño de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo, con errores menores al 7%.
3. El modelo responde de manera lógica frente a un aumento de flujo y composición (H<sub>2</sub>S) en la corriente de entrada, ya que aumenta la composición en la corriente de salida del absorbedor (Sweet Gas).

**Recomendaciones:**

1. Aplicar el modelo que se obtiene de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo para la toma de decisiones en el Tren A de aminas.
2. Obtener los modelos de simulación de los trenes B y C de amina.
3. Implementar el modelo utilizando otras termodinámicas y comparar los resultados de ambos casos.

## Bibliografía

1. Benz, S.; Francesconi, J. 2001 Introducción al Uso del Simulador HYSYS. Rosario (Argentina): Universidad Tecnológica Nacional, 2001.
2. Boizán, M y Riverón, L 1984 Diseño hidráulico de platos de válvulas.
3. Bryan Research and Engineerring, 2009. Selecting the best solvent for gas treating. *Hydrocarban Processing*. Vol 88. 2009. Pág 79.
4. Carlson, E. 1996. Don't Gamble with Physical Properties for Simulations. *Chemical Engineering Progress*, 1996, vol. October.
5. Chemstations *CHEMCAD*. Chemstations Co. Disponible en Internet en: <http://www.chemstations.net/products/>.
6. Colegio Carmen Arriola Morin, 2002. Petróleo y Gas. (Citado 20 de noviembre de 2008) Disponible en: [oni.escuelas.edu.ar/2002/buenosaires/petroleo-gas/](http://oni.escuelas.edu.ar/2002/buenosaires/petroleo-gas/)
7. Cutlip, M.; Shacham, M. 1999. Problem solving in chemical engineering with numerical methods. NJ (USA): Prentice Hall, PTR, 1999, 458 p., 0-13-862566-2.
8. Díaz, Y. 2007. Desarrollo de un Modelo de simulación para la evaluación de ciclo de caldera de gas usando un simulador de proceso. Tesis presentada en opción al grado de Máster en termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba. 2007.
9. Domínguez, F.J. 1997. Modelación y simulación del proceso de cristalización por enfriamiento. Tesis presentada en opción al grado de Máster en Ciencias Técnicas. Universidad de Matanzas. Cuba. 1997.
10. Domínguez, F.J. 2000. Modelación, simulación y optimización del proceso de transferencia de masa que ocurre en la cristalización de azúcar por enfriamiento a nivel industrial. Tesis presentada en opción al grado científico de Doctor en Ciencias Técnicas. Universidad de Matanzas. Cuba. 2001.
11. Frank, O. 1979. Shortcuts for Distillation Design. *Chemical Engineering*, 1979.
12. GPSA, 1998, Engineering Data Book (11th Ed.), Gas Processors Suppliers Association, Tulsa, OK (USA).

13. Gregorio, Romano. 1979. Cambiadores de calor. Ediciones URMO S.A. España 1979.
14. Henley, E.J y Seader, J.D. 2000. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química. [on line]. México: Reverté Ediciones, S.A. 2000. 840 p. ISBN 968-6708-28-6.
15. Hernaez, B, 2009. Influencia de la composición del gas natural en el funcionamiento de los motores alternativos. (Citado el 20 de enero de 2009) Disponible en: [dialnet.unirioja.es/serrelet/articulo](http://dialnet.unirioja.es/serrelet/articulo).
16. Himmelblau, D.M., 1997, Principios básicos y cálculos en Ingeniería Química (6ta Ed.), Prentice-Hall Hispanoamericana, Naucalpan de Juárez (México), ISBN 968-880-802-4, 724 p.
17. Holman, J.P., 1986, Transferencia de Calor, Compañía Editorial Continental, Tlhuaca (México), ISBN 968-26-0649-7.
18. HYPROTECH. 2002. HYSYS 3.1 Documentation. Simulation Basis, 2002.
19. HYPROTECH. 2002. HYSYS 3.1 Documentation. Operations Guide, 2002, Hyprotech, a subsidiary of AspenTechnology, Inc.
20. Kern, D.Q. 1999. Procesos de Transferencia de Calor, Compañía Editorial Continental, Tlhuaca (México), ISBN 968-26-1040-0.
21. López, Y. 2007. Desarrollo de un modelo riguroso para el control operacional de un ciclo de vapor. Tesis presentada en opción al grado de Máster en Termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba. 2007.
22. Martínez, V. 2000. Simulación de Procesos en Ingeniería Química. México: Plaza y Valdéz, 2000.
23. McCabe, W.L.; Smith, J.C.; Harriott, P., 1991, Operaciones Unitarias en Ingeniería Química (Cuarta Edición), McGraw-Hill Interamericana de España, Madrid (España), ISBN 0-07-044828-0.
24. Monte de Oca, L. 2007. Desarrollo de un Modelo de simulación para la evaluación de una caldera recuperadora de calor usando un simulador de proceso. Tesis

presentada en opción al grado de Máster en termo energética. Universidad de Matanzas. Cuba. 2007.

25. Montero, C; Segundo, E, 2008. Intercambiadores de placas.(Citado 20 de noviembre de 2008) Disponible en: [hdl.hondle.net/2250/5164/](http://hdl.hondle.net/2250/5164/).
26. Perry, R.H. 1999. Perry's Chemical Engineer's Handbook. Mc GRAW – HILL. Barcelona 1999.
27. Rodríguez, N. 2001. Informática Aplicada a la Ingeniería de Procesos I: Modelado y Optimización. Rosario, Argentina: Universidad Tecnológica Nacional, 2001.
28. Santiago de Cuba: Editorial Oriente. 1984. 133 p.
29. Scenna, N. 1999. Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos. Argentina: Universidad Tecnológica Nacional, 1999, 950-42-0022-2.
30. Speight, J.G, 2009. Natural Gas, the clean fuel: Emissions control and environmental aspect. *Hydrocarbon processing*. January 2009. Vol 88 no.1, p 67-70. ISSN 0018-8190.
31. Treybal, R. E. 1980. Operaciones con Transferencia de Masa. pág. 178-190.
32. Walas, S.M. 1990. Chemical process equipment. Selection and design. [on line]. USA: MIT. 1990. 774 p. ISBN: 0-7506-9385-1

## **Anexos**

### **Anexo 1: Nomenclatura utilizada en el desarrollo del modelo de simulación de la planta de tratamiento de gas acompañante del petróleo Caso de Estudio.**

**S1:** Corriente de gas de alimentación a la planta.

**S2:** Corriente de gas a la salida del primer flash.

**S3:** Corriente de agua y algunos hidrocarburo pesados a la salida del primer flash.

**S4:** Corriente de gas de alimentación al primer compresor.

**S5:** Corriente de gas de alimentación al segundo compresor.

**S6:** Corriente de gas de alimentación al tercer compresor.

**S7:** Corriente de gas de salida del primer compresor.

**S8:** Corriente de gas de salida del segundo compresor.

**S9:** Corriente de gas de salida del tercer compresor.

**S10:** Corriente de gas mezclada a la salida de los tres compresores.

**S11A:** Corriente de alimentación al tren A de aminas.

**S11B:** Corriente de alimentación al tren B de aminas.

**S11C:** Corriente de alimentación al tren C de aminas.

**S12:** Corriente de gas de entrada al absorbedor

**S13:** Corriente de salida del Segundo flash.

**S14:** Corriente de amina rica (salida por el fondo del absorbedor).

**S15:** Corriente de salida de la válvula.

**S16:** Corriente de salida del tercer flash.

**S17:** Corriente de entrada del intercambiador de aminas

**S18:** Corriente de entrada del regenerador (Amina rica).

**S19:** Corriente de amina pobre a la salida del regenerador.

**S20:** Corriente de entrada al mezclador.

**S21:** Corriente de amina mezclada (salida del mezclador).

**S22:** Corriente de fría de amina pobre (salida del enfriador).

**S23:** Corriente calculada de amina a la entrada de la convergencia.

**S23:** Corriente asumida de amina a la entrada del absorbedor

**Sweet gas A:** Corriente de gas a la salida del absorbedor.

**Planta de azufre:** Corriente de vapores de sulfuro de hidrogeno a la salida del regenerador.

$N_A$  : Flujo molar de A en función de los coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

$k_y$  Y  $k_x$  : Coeficientes de transferencia de masa para cada fase.

$y_{AG}$  Y  $x_{AL}$  : Composición para cada fase

$y_{Ai}$  Y  $x_{Ai}$  : Composición en la interfase

$K_y$  : Coeficiente global de la transferencia de masa.

$y_A^*$  : Composición en el equilibrio.

H: entalpía, kJ/kg.

P: Presión, [bar, atm].

$\rho$ : densidad del fluido, kg/m<sup>3</sup>.

$\eta$ : eficiencia, %.

F: Flujo másico, kg/s.

Q: Flujo de calor, kW.

$U_D$ : Coeficiente Global de Transferencia de Calor, kW/m<sup>2</sup>°C.

A: Área de Transferencia de Calor, m<sup>2</sup>.

LMTD: Diferencia Media Logarítmica de Temperaturas, °C.

$m_i$  - Flujo molar de la corriente i, kmol/s

H – Entalpía de la corriente i a la temperatura de trabajo, kJ/kmol

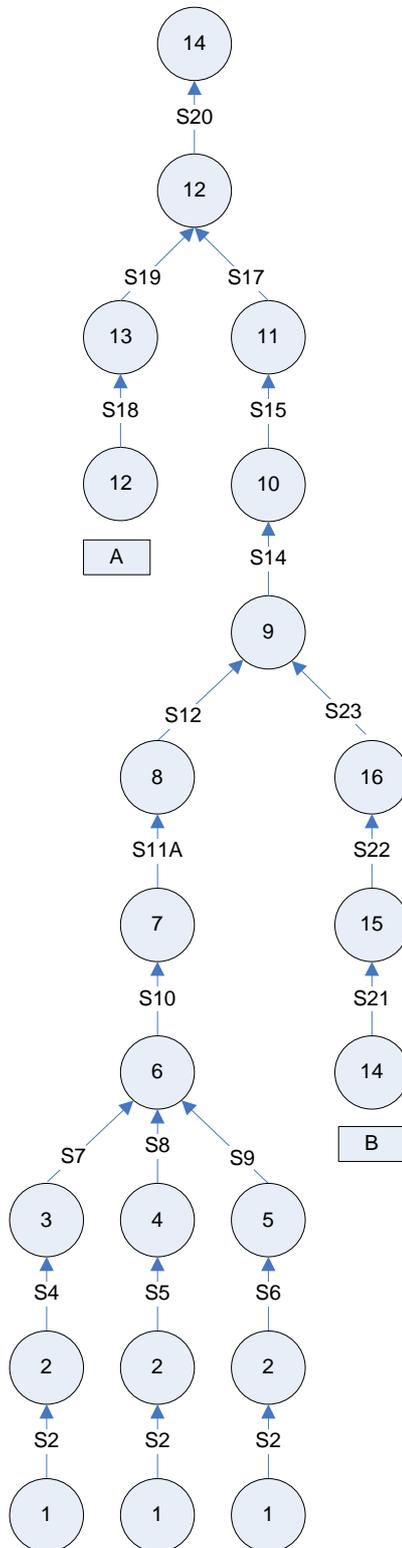
$H_0$  - Entalpía a la temperatura de referencia  $T_0$ , kJ/kmol

$T_0$  – Temperatura del estado de referencia, K

S - Entropía de la corriente i a la temperatura de trabajo, kJ/kmol K

$S_0$  - Entropía a la temperatura de referencia  $T_0$ , kJ/kmol

**Anexo 2: Diagrama de Stewart.**



**Anexo 3: Matriz de corrientes y ciclos.**

Ciclos	Corrientes										Rango
	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8	S9	S10	
A											2
B											7
<b>Frecuencia</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	

Ciclos	Corrientes										Rango
	S11A	S11B	S11C	S12	S13	S14	S15	S16	S17	S18	
A										X	2
B						X	X		X		7
<b>Frecuencia</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>			<b>0</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	

Ciclos	Corrientes							Rango
	S19	S20	S21	S22	S23	Sweet Gas	Planta de Azufre	
A	X							2
B		X	X	X	X			7
<b>Frecuencia</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	<b>0</b>	<b>0</b>	

**Anexo 4: Matriz condensada.**

<b>Ciclos</b>	<b>Corrientes</b>		<b>Rango</b>
	<b>S18</b>	<b>S23</b>	
A	X		<b>1</b>
B		X	<b>1</b>
<b>Frecuencia</b>	<b>1</b>	<b>1</b>	

**Anexo 5: Resultados de los balances de materia y energía que se obtienen con el modelo de simulación implementado en Hysys.**

Name	S23A	S12	S13	Sweet Gas	S14	S15	S16
Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000	1.0000	0.0000	0.0010	1.0000
Temperature [F]	95.00	525.8	525.8	95.04	199.3	199.3	199.3
Pressure [psia]	430.1	435.1	435.1	995.0	1000.	90.00	90.00
Molar Flow [lbmole/hr]	2701	1552	0.0000	1502	2751	2751	2.631
Mass Flow [lb/hr]	1.004e+005	2.676e+004	0.0000	2.534e+004	1.018e+005	1.018e+005	44.02
Liquid Volume Flow [barrel/day]	6514	5757	0.0000	5635	6637	6637	9.123
Heat Flow [Btu/hr]	-1.568e+007	1.628e+007	0.0000	8.760e+006	-8.157e+006	-8.157e+006	1.729e+004
Name	S17	S18	S19	S20	Planta azufre	H2O	S21
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.0000	0.0377	1.0000	0.0000	0.0389
Temperature [F]	199.3	200.0	266.5	245.2	120.0	70.00	245.3
Pressure [psia]	90.00	80.00	31.50	21.50	27.50	21.50	21.50
Molar Flow [lbmole/hr]	2748	2748	2717	2717	31.42	-16.21	2701
Mass Flow [lb/hr]	1.018e+005	1.018e+005	1.007e+005	1.007e+005	1089	-292.1	1.004e+005
Liquid Volume Flow [barrel/day]	6628	6628	6534	6534	93.49	-20.04	6514
Heat Flow [Btu/hr]	-8.174e+006	-8.115e+006	-2.027e+006	-2.086e+006	1.441e+005	2.398e+005	-1.846e+006
Name	S22	S23	S1	S2	S3	S4	S5
Vapour Fraction	0.0000	0.0000	0.8325	1.0000	0.0000	1.0000	1.0000
Temperature [F]	92.98	95.00	77.00	77.00	77.00	77.00	77.00
Pressure [psia]	16.50	430.1	36.26	36.26	36.26	36.26	36.26
Molar Flow [lbmole/hr]	2701	2701	5827	4851	976.1	1601	1601
Mass Flow [lb/hr]	1.004e+005	1.004e+005	1.012e+005	8.363e+004	1.759e+004	2.760e+004	2.760e+004
Liquid Volume Flow [barrel/day]	6514	6514	1.920e+004	1.799e+004	1207	5937	5937
Heat Flow [Btu/hr]	-1.584e+007	-1.568e+007	1.294e+007	2.726e+007	-1.431e+007	8.994e+006	8.994e+006
Name	S6	S7	S8	S9	S10	S11A	S11B
Vapour Fraction	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperature [F]	77.00	525.8	525.8	525.8	525.8	525.8	525.8
Pressure [psia]	36.26	435.1	435.1	435.1	435.1	435.1	435.1
Molar Flow [lbmole/hr]	1649	1601	1601	1649	4851	1552	1358
Mass Flow [lb/hr]	2.843e+004	2.760e+004	2.760e+004	2.843e+004	8.363e+004	2.676e+004	2.342e+004
Liquid Volume Flow [barrel/day]	6117	5937	5937	6117	1.799e+004	5757	5038
Heat Flow [Btu/hr]	9.267e+006	1.679e+007	1.679e+007	1.730e+007	5.089e+007	1.628e+007	1.425e+007
Name	RBLR Q	COND Q	COOLER Q	PUMP Q	Qc1	Qc2	Qc3
Heat Flow [Btu/hr]	1.200e+007	5.768e+006	1.399e+007	1.536e+005	7.799e+006	7.799e+006	8.035e+006

**Anexo 6: Composición de las corrientes que se obtienen con el modelo de simulación implementado en Hysys.**

Name	S23A	S12	S13	Sweet Gas	S14	S15	S16
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000721	0.000045	0.000744	0.000000	0.000000	0.000425
Comp Mole Frac (CO2)	0.000338	0.003723	0.003450	0.000260	0.002290	0.002290	0.000836
Comp Mole Frac (H2S)	0.002606	0.015361	0.028568	0.000002	0.011226	0.011226	0.005028
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.933209	0.223116	0.962765	0.000916	0.000916	0.873029
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.020901	0.009613	0.021570	0.000016	0.000016	0.015800
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.008288	0.000989	0.008557	0.000004	0.000004	0.004345
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.001081	0.000010	0.001117	0.000000	0.000000	0.000096
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.001682	0.000016	0.001738	0.000000	0.000000	0.000145
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000721	0.000009	0.000745	0.000000	0.000000	0.000079
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000480	0.000006	0.000496	0.000000	0.000000	0.000052
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000721	0.000011	0.000745	0.000000	0.000000	0.000079
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000240	0.000004	0.000248	0.000000	0.000000	0.000028
Comp Mole Frac (H2O)	0.777770	0.012872	0.734161	0.001012	0.770267	0.770267	0.100042
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.219286	0.000000	0.000000	0.000000	0.215278	0.215278	0.000015
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0007	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0004
Comp Mole Frac (CO2)	0.0003	0.0037	0.0035	0.0003	0.0023	0.0023	0.0008
Comp Mole Frac (H2S)	0.0026	0.0154	0.0286	0.0000	0.0112	0.0112	0.0050
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.9332	0.2231	0.9628	0.0009	0.0009	0.8730
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0209	0.0096	0.0216	0.0000	0.0000	0.0158
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0083	0.0010	0.0086	0.0000	0.0000	0.0043
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0011	0.0000	0.0011	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0017	0.0000	0.0017	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0007	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0005	0.0000	0.0005	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0007	0.0000	0.0007	0.0000	0.0000	0.0001
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0002	0.0000	0.0002	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.7778	0.0129	0.7342	0.0010	0.7703	0.7703	0.1000
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.2193	0.0000	0.0000	0.0000	0.2153	0.2153	0.0000

**Anexo 6: Composición de las corrientes que se obtienen con el modelo de simulación implementado en Hysys (continuación).**

Name	S17	S18	S19	S20	Planta azufre	H2O	S21
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000002	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (CO2)	0.002292	0.002292	0.000335	0.000335	0.171461	0.000000	0.000337
Comp Mole Frac (H2S)	0.011232	0.011232	0.002588	0.002588	0.758682	0.000000	0.002604
Comp Mole Frac (Methane)	0.000081	0.000081	0.000000	0.000000	0.007079	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000001	0.000001	0.000000	0.000000	0.000120	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000025	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (H2O)	0.770909	0.770909	0.779100	0.779100	0.062630	1.000000	0.777774
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.215484	0.215484	0.217976	0.217976	0.000000	0.000000	0.219285
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (CO2)	0.0023	0.0023	0.0003	0.0003	0.1715	0.0000	0.0003
Comp Mole Frac (H2S)	0.0112	0.0112	0.0026	0.0026	0.7587	0.0000	0.0026
Comp Mole Frac (Methane)	0.0001	0.0001	0.0000	0.0000	0.0071	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0001	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Comp Mole Frac (H2O)	0.7709	0.7709	0.7791	0.7791	0.0626	1.0000	0.7778
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.2155	0.2155	0.2180	0.2180	0.0000	0.0000	0.2193

**Anexo 6: Composición de las corrientes que se obtienen con el modelo de simulación implementado en Hysys (continuación).**

Name	S22	S23	S1	S2	S3	S4	S5
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.000000	0.000000	0.000600	0.000721	0.000000	0.000721	0.000721
Comp Mole Frac (CO2)	0.000337	0.000337	0.003100	0.003723	0.000005	0.003723	0.003723
Comp Mole Frac (H2S)	0.002604	0.002604	0.012800	0.015361	0.000070	0.015361	0.015361
Comp Mole Frac (Methane)	0.000000	0.000000	0.776900	0.933209	0.000055	0.933209	0.933209
Comp Mole Frac (Ethane)	0.000000	0.000000	0.017400	0.020901	0.000002	0.020901	0.020901
Comp Mole Frac (Propane)	0.000000	0.000000	0.006900	0.008288	0.000001	0.008288	0.008288
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.000000	0.000000	0.000900	0.001081	0.000000	0.001081	0.001081
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.000000	0.000000	0.001400	0.001682	0.000000	0.001682	0.001682
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000600	0.000721	0.000000	0.000721	0.000721
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.000000	0.000000	0.000400	0.000480	0.000000	0.000480	0.000480
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.000000	0.000000	0.000600	0.000721	0.000000	0.000721	0.000721
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.000000	0.000000	0.000200	0.000240	0.000000	0.000240	0.000240
Comp Mole Frac (H2O)	0.777774	0.777774	0.178200	0.012872	0.999868	0.012872	0.012872
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.219285	0.219285	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000	0.000000
Comp Mole Frac (Nitrogen)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0007	0.0000	0.0007	0.0007
Comp Mole Frac (CO2)	0.0003	0.0003	0.0031	0.0037	0.0000	0.0037	0.0037
Comp Mole Frac (H2S)	0.0026	0.0026	0.0128	0.0154	0.0001	0.0154	0.0154
Comp Mole Frac (Methane)	0.0000	0.0000	0.7769	0.9332	0.0001	0.9332	0.9332
Comp Mole Frac (Ethane)	0.0000	0.0000	0.0174	0.0209	0.0000	0.0209	0.0209
Comp Mole Frac (Propane)	0.0000	0.0000	0.0069	0.0083	0.0000	0.0083	0.0083
Comp Mole Frac (i-Butane)	0.0000	0.0000	0.0009	0.0011	0.0000	0.0011	0.0011
Comp Mole Frac (n-Butane)	0.0000	0.0000	0.0014	0.0017	0.0000	0.0017	0.0017
Comp Mole Frac (i-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0007	0.0000	0.0007	0.0007
Comp Mole Frac (n-Pentane)	0.0000	0.0000	0.0004	0.0005	0.0000	0.0005	0.0005
Comp Mole Frac (n-Hexane)	0.0000	0.0000	0.0006	0.0007	0.0000	0.0007	0.0007
Comp Mole Frac (n-Heptane)	0.0000	0.0000	0.0002	0.0002	0.0000	0.0002	0.0002
Comp Mole Frac (H2O)	0.7778	0.7778	0.1782	0.0129	0.9999	0.0129	0.0129
Comp Mole Frac (DEAmine)	0.2193	0.2193	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000



**Anexo 7: Análisis de varianza para la composición de sulfuro de hidrogeno a la salida. (Sweet Gas).**

**Analysis of Variance for Composición de H2S a la salida**

Source	Sum of Squares	Df	Mean Square	F-Ratio	P-Value
A:Flujo de gas a la	1,5E-12	1	1,5E-12		
B:Composición de H2S	1,66667E-13	1	1,66667E-13		
AA	5,55556E-14	1	5,55556E-14		
AB	0,0	1	0,0		
BB	5,55556E-14	1	5,55556E-14		
Total error	0,0	3	0,0		
Total (corr.)	2,22222E-12	8			

R-squared = 100,0 percent

R-squared (adjusted for d.f.) = 100,0 percent

Standard Error of Est. = 0,0

Mean absolute error = 1,97531E-7

Durbin-Watson statistic = 2,25 (P=0,2229)

Lag 1 residual autocorrelation = -0,194444

Anexo 8: Análisis de los coeficientes de regresión para la composición de sulfuro de hidrogeno a la salida. (Sweet Gas).

Regression coeffs. for Composición de H2S a la salida

```
-----  
constant                = -0,0108362  
A:Flujo de gas a la entrada = 0,00000369345  
B:Composición de H2S a la entrada = 0,0000202222  
AA                       = -3,1506E-10  
AB                       = 0,0  
BB                       = -0,00000740741  
-----
```

The StatAdvisor

-----  
This pane displays the regression equation which has been fitted to the data. The equation of the fitted model is

Composición de H2S a la salida =  $-0,0108362 + 0,00000369345 \cdot \text{Flujo de gas a la entrada} + 0,0000202222 \cdot \text{Composición de H2S a la entrada} - 3,1506E-10 \cdot \text{Flujo de gas a la entrada}^2 + 0,0 \cdot \text{Flujo de gas a la entrada} \cdot \text{Composición de H2S a la entrada} - 0,00000740741 \cdot \text{Composición de H2S a la entrada}^2$