

**ESTUDIO DE LA INTEGRACIÓN DE UNA TORRE ABSORBEDORA AL  
SISTEMA DE AMINAS DE ORTHOFLOW DE LA GRB, PARA LA REMOCIÓN  
DE H<sub>2</sub>S DE CORRIENTES CON ALTO CONTENIDO DE H<sub>2</sub>.**

**MARIA CAROLINA SERRANO JAIMES  
OSCAR DANIEL URIBE CHACON**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD INGENIERÍAS FÍSICOQUÍMICAS  
ESCUELA INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2018**

**ESTUDIO DE LA INTEGRACIÓN DE UNA TORRE ABSORBEDORA AL  
SISTEMA DE AMINAS DE ORTHOFLOW DE LA GRB, PARA LA REMOCIÓN  
DE H<sub>2</sub>S DE CORRIENTES CON ALTO CONTENIDO DE H<sub>2</sub>.**

**MARIA CAROLINA SERRANO JAIMES  
OSCAR DANIEL URIBE CHACON**

**Trabajo de grado para optar el título de Ingeniero Químico**

**Director**

**JULIO ANDRÉS PEDRAZA AVELLA  
Ingeniero Químico, Dr**

**Codirector**

**RICARDO GRANDAS VARGAS  
Ingeniero Químico.**

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER  
FACULTAD INGENIERÍAS FISCOQUÍMICAS  
ESCUELA INGENIERÍA QUÍMICA  
BUCARAMANGA**

**2018**

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios por sus grandes bendiciones y oportunidades en esta vida.

A la Universidad Industrial de Santander por la oportunidad de formación personal y académica.

A Ecopetrol S.A por permitirnos desarrollar nuestra práctica industrial.

Al departamento de Cracking III por facilitarnos la información necesaria para el desarrollo de este proyecto.

A Carina Sandoval, por proponernos el desarrollo de este proyecto y su acompañamiento desde la experiencia para concluir esta meta.

A Marggy Liliana Santos, por su guía, conocimiento y disposición para trabajar.

A Raúl Sierra, por su disposición y su oportuna ayuda en los obstáculos encontrados en el camino.

A Hipólito Rodríguez, por compartirnos sus preciados conocimientos.

A Luis Eduardo Pimiento, por sus consejos de apoyo y la disposición de compartir su conocimiento.

Agradecimiento especial a Ricardo Grandas, por ser quien posibilitó el desarrollo de este proyecto y fue nuestra mano derecha en todas las etapas, por sus consejos, conocimiento, ideas, su valiosa guía, y su disposición sin importar la hora.

A Julio Pedraza, por su acompañamiento, ayuda y guía durante este proceso.

A nuestros familiares y amigos, quienes hicieron parte de este proceso de manera incondicional brindándonos su apoyo y cariño.

A nuestros compañeros cercanos de la práctica industrial, quienes nos brindaron su apoyo y animo en el proceso.

## CONTENIDO

	<b>Pág.</b>
INTRODUCCIÓN .....	15
1. CONCEPTOS TEÓRICOS.....	18
2. METODOLOGÍA .....	25
2.1 EVALUACIÓN Y VALIDACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE ORTHOFLOW ..	25
2.1.1 Búsqueda de información sobre condiciones de corrientes y equipos de orthoflow. ....	25
2.1.2 Definición de parámetros y selección del paquete de fluidos.....	26
2.1.2.1 Definición de parámetros de desempeño.....	26
2.1.2.2 Selección del paquete de fluidos .....	27
2.1.3 Simulación del sistema actual de Orthoflow.....	27
2.1.4 Validación del sistema actual de Orthoflow.....	28
2.2 EVALUACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO.....	28
2.2.1 Búsqueda de información sobre condiciones de corrientes y datos mecánicos de la T-561.....	28
2.2.2 Simulación del equipo adicional a implementar en el sistema (T-561) .....	28
2.3 SIMULACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO INTEGRADO AL SISTEMA ACTUAL.....	29
3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS .....	30
3.1 RESULTADOS EVALUACIÓN Y SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL. ....	30
3.1.1. Resultados información de corrientes de entrada al sistema de aminas de Orthoflow .....	30
3.1.2. Resultados información de equipos del sistema de aminas de Orthoflow. ..	31
3.1.3 Resultados simulación sistema actual Orthoflow .....	33
3.1.4 Resultados validación del sistema actual de aminas de Orthoflow. ....	34
3.2 RESULTADOS EVALUACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO.....	36

3.2.1 Resultados de la información de corrientes y datos mecánicos de la T-561.	36
3.2.2 Resultados simulación del equipo adicional (t-561) a implementar al sistema. ....	38
3.3 SIMULACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO INTEGRADO AL SISTEMA ACTUAL.....	41
4. CONCLUSIONES .....	48
BIBLIOGRAFÍA.....	49
ANEXOS.....	52

## LISTA DE FIGURAS

	<b>Pág.</b>
Figura 1. Descripción del caso de estudio. ....	16
Figura 2. Diagrama de desempeño de un plato perforado.....	23
Figura 3. Sistema de aminas actual de Orthoflow.....	33
Figura 4. Desempeño hidráulico sistema actual Orthoflow. ....	36
Figura 5. Diagrama de flujo de simulación T-561.....	38
Figura 6. Caso de estudio flujo amina vs ppm de H <sub>2</sub> S.....	39
Figura 7. Desempeño hidráulico T-561.....	41
Figura 8. Diagrama de flujo de sistema propuesto.....	42
Figura 9. Desempeño hidráulico T-557 con aumento de flujo de amina rica .....	43
Figura 10. Desempeño hidráulico sistema propuesto con ajuste.....	46

## LISTA DE TABLAS

	<b>Pág.</b>
Tabla 1. Parámetros de desempeño.....	26
Tabla 2. Condiciones operacionales gas esponja Orthoflow .....	30
Tabla 3. Condiciones operacionales amina pobre. ....	31
Tabla 4. Relación parámetros de referencia operacional.....	34
Tabla 5. Resultados hidráulica de las T-557 y T-558.....	35
Tabla 6. Condiciones corriente 1 .....	37
Tabla 7. Condiciones corriente 2 .....	37
Tabla 8. Desempeño de la torre T-561 .....	40
Tabla 9. Desempeño del sistema propuesto.....	43
Tabla 10. Desempeño operacional sistema propuesto con ajuste.....	46

## LISTA DE ANEXOS

	<b>Pág.</b>
ANEXO A. REACCIONES EN PROCESO DE ABSORCIÓN .....	52
ANEXO B. GRÁFICAS HIDRÁULICAS TEORÍA .....	54
ANEXO C. CONDICIONES OPERACIONALES DE CORRIENTES Y TORRES. ....	55

## RESUMEN

**TÍTULO:** ESTUDIO DE LA INTEGRACIÓN DE UNA TORRE ABSORBEDORA AL SISTEMA DE AMINAS DE ORTHOFLOW DE LA GRB, PARA LA REMOCIÓN DE H<sub>2</sub>S DE CORRIENTES CON ALTO CONTENIDO DE H<sub>2</sub>.\*

**AUTOR:** MARIA CAROLINA SERRANO JAIMES; OSCAR DANIEL URIBE CHACON \*\*

**PALABRAS CLAVE:** Absorción Química, Hidráulica en torres, Gas combustible, Simulación de procesos, H<sub>2</sub>S.

### DESCRIPCIÓN:

El desarrollo de procesos de Hidrotratamiento e Hidrocraqueo, demanda flujos mayores de H<sub>2</sub> a la capacidad de producción de la Refinería de Barrancabermeja. Ante esta situación, se identificó un H<sub>2</sub> potencial contenido en las corrientes de proceso que van a la red de gas combustible; la recuperación del H<sub>2</sub> de estas corrientes se dificulta debido a la alta concentración de componentes ácidos. Por lo tanto, se planteó la posibilidad del pretratamiento de estas corrientes mediante absorción química para la remoción de componentes ácidos. El esquema de proceso propuesto implica la utilización de una torre absorbedora y su acople al sistema de aminas de Orthoflow existente en la refinería. Se evaluó su eficiencia y capacidad operacional del sistema instalado; de la torre a implementar, de manera independiente y posteriormente se evaluó el sistema acoplado, lo anterior mediante la herramienta de simulación de procesos Aspen Hysys V10.

Se validó el paquete termodinámico seleccionado mediante el cotejo con los datos de planta y los arrojados por el simulador, concluyendo que el sistema existente presenta limitaciones hidráulicas en el proceso de regeneración de aminas, además se encontró que la torre propuesta como absorbedora cumple su función de manera satisfactoria, sin embargo, para el acople de esta torre al sistema existente, es necesario realizar un aumento del flujo de amina. Este aumento se ve reflejado en una disminución de la eficiencia en la regeneración y absorción. Por lo cual en este trabajo se recomendó un ajuste operacional que permite la eficiente integración de la torre al sistema existente; disminuyendo las limitaciones hidráulicas anteriormente mencionadas.

---

\* Proyecto de grado

\*\* Facultad de ingenierías fisicoquímicas Escuela de Ingeniería química. Director Julio Andres Pedraza Avella. Cordirector Ricardo grandas Vargas

## ABSTRACT

**TITLE:** STUDY OF THE INTEGRATION OF AN ABSORBING TOWER TO THE ORTHOFLOW AMINE SYSTEM OF THE GRB, FOR THE REMOVAL OF H<sub>2</sub>S FROM STREAMS WITH HIGH CONTENT OF H<sub>2</sub>. \*

**AUTHOR:** MARIA CAROLINA SERRANO JAIMES; OSCAR DANIEL URIBE CHACON\*\*

**KEY WORD:** Chemical Absorption, Tower's Hydraulics, Fuel Gas, Process Simulation, H<sub>2</sub>S.

### DESCRIPTION:

The development of Hydrotreating and Hydrocracking processes demands higher flows of H<sub>2</sub> than the production capacity of the Barrancabermeja Refinery. Because of this situation, a potential H<sub>2</sub> contained in the process streams that integrate the fuel gas network was identified. The recovery of H<sub>2</sub> from these streams is difficult due to the high concentration of acid components. Therefore, the possibility of pretraining these streams through chemical absorption for the removal of acidic components was considered. The proposed process scheme involves the use of an absorber tower and its connection to the existing Orthoflow amines system in the refinery. The hydraulic and operational performance of the installed system was evaluated, as so was the tower to be implemented independently and subsequently the integrated system was evaluated. The evaluation was achieved using the process simulation tool Aspen Hysys V10.

The selected thermodynamic package was validated through the comparison with the plant data and those given by the simulator, concluding that the existing system has hydraulic limitations in the amine regeneration process. And it was found that the tower proposed as an absorber fulfills its function. However, for the connection of this tower to the existing system, it is necessary to increase the amine flow. This increase is reflected in a decrease in efficiency in regeneration and absorption processes. Therefore, in this work an operational adjustment was recommended that allows the efficient integration of the tower to the existing system; decreasing the hydraulic limitations mentioned before.

---

\* Proyecto de grado

\*\* Facultad de ingenierías fisicoquímicas Escuela de Ingeniería química. Director Julio Andres Pedraza Avella. Cordinector Ricardo grandas Vargas

## INTRODUCCIÓN

La demanda de combustibles líquidos en Colombia ha ido aumentando en los últimos años con tasas de crecimiento anual de hasta el 2.4%<sup>1 2</sup>, así como la necesidad de mejorar la calidad debido a normativas ambientales basadas en la reducción de contenido de azufre en los combustibles líquidos<sup>3</sup>. Ecopetrol S.A, cuenta con dos refinerías para suplir la demanda energética del país, una de estas, es la refinería de Barrancabermeja (GRB), ubicada en el departamento de Santander, en esta se implementan actualmente iniciativas de aumento en procesos de hidrotratamiento (HDT) e hidro craqueo (HDC), las cuales ayudan a incrementar el volumen de producción y calidad actual de combustibles líquidos.<sup>4 5</sup> El desarrollo de estas iniciativas demanda flujos mayores de H<sub>2</sub> que la capacidad de producción de la refinería. Ante esta situación, se identificó un hidrógeno potencial contenido en las corrientes de proceso que van como subproducto a la red de gas combustible de la refinería, el cual puede ser aprovechado en las iniciativas de HDT y HDC.

En este cabezal de gas combustible se identificaron dos corrientes que presentan una alta concentración de H<sub>2</sub>, el cual al ser separado se puede aprovechar como corriente de alimentación a los procesos requeridos. La recuperación del H<sub>2</sub> de dichas corrientes se dificulta debido a que la concentración de H<sub>2</sub>S mayor a 800 ppm contamina el producto (H<sub>2</sub>) y afecta la metalurgia de la Unidad de Adsorción

---

<sup>1</sup> UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA. Proyección de demanda de combustibles líquidos en Colombia. Bogotá, Colombia. 2016

<sup>2</sup> ASOCIACIÓN COLOMBIANA DE PETRÓLEOS. Informe económico No 10. Bogotá, Colombia. 2016

<sup>3</sup> MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL Y MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍAS. Resolución número 1180 de 2012. Bogotá, Colombia

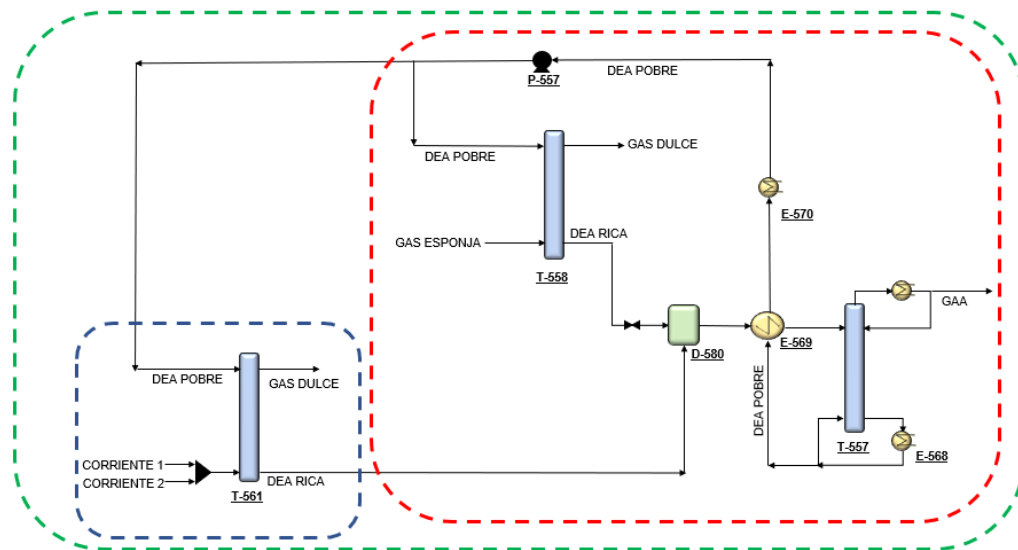
<sup>4</sup> VALAVARASU G., BHASKAR M.& BALARAMAN. K. Mild Hydrocracking-A Review of the Process, Catalysts, Reactions, Kinetics, and Advantages. Journal Petroleum Science and Technology. Volume 21. Issue 7-8. 2003

<sup>5</sup> MEISTER J., KOKAYEFF P. Mild Hydrocracking: new challenges for a mature technology. Newsletter Honeywell UOP. 2012

Selectiva (PSA, Pressure Swing Adsorption) ya que, el diseño del equipo no cuenta con las especificaciones para tratar este compuesto .<sup>6 7</sup> Una de las corrientes identificadas con alto contenido de H<sub>2</sub> proviene de la Unidad de Craqueo Catalítico Modelo IV y se compone principalmente de H<sub>2</sub>, CH<sub>4</sub>, C<sub>2</sub>H<sub>6</sub>, H<sub>2</sub>S y en una menor proporción CO<sub>2</sub>, C<sub>3</sub>H<sub>8</sub>, C<sub>4</sub>H<sub>10</sub>, C<sub>5</sub>+ y N<sub>2</sub>. La segunda corriente proviene de la Planta de Parafinas y Fenol, y contiene H<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S. La reducción del contenido de H<sub>2</sub>S se realiza mediante absorción con aminas, tal como se lleva a cabo en la Unidad Orthoflow.

En la actualidad, la Unidad Orthoflow (U-550) purifica una corriente de gas proveniente de la Unidad de Craqueo Catalítico (U-500), mediante un sistema de aminas. Sin embargo, este sistema posee limitaciones de diseño que impiden el ingreso de las nuevas corrientes a la torre de absorción (T-558).

**Figura 1. Descripción del caso de estudio.**



<sup>6</sup> MIVECHIAN A. et Al. Hydrogen recovery from Tehran refinery off-gas using pressure swing adsorption, gas absorption and membrane separation technologies: Simulation and economic evaluation. University of Mashhad. Mashhad, Iran. 2012

<sup>7</sup> BENSON J. et Al. Recovery Hydrogen and profits from Hydrogen-Rich Offgas. CEP Magazine, AIChE. 2018

Ante esta situación, el presente trabajo desarrollado derivado de la práctica industrial realizada en la GRB contempla la propuesta del esquema de proceso ilustrado en la **Figura 1**. Dentro del esquema se pueden observar tres sistemas; el primero, delimitado en línea punteada roja corresponde al sistema actual de aminas de Orthoflow. Por otra parte, el sistema delimitado en color azul representa la torre propuesta para el tratamiento de absorción de las corrientes anteriormente mencionadas. Por último, el sistema delimitado en color verde integra la T-561 al sistema actual de Orthoflow.

Para el desarrollo del proyecto se plantearon los siguientes objetivos:

#### Objetivo General

- Evaluar mediante simulación en estado estable la torre T-561 integrada a la unidad de aminas U-550 Orthoflow para el tratamiento de absorción de las dos corrientes de gas combustible mediante el software de simulación de procesos Aspen Hysys V 10.0.

#### Objetivos Específicos

- Validar el esquema de procesos simulado de la unidad U-550 Orthoflow mediante una comparación de datos de campo y flowsheets disponibles.
- Estimar el porcentaje de remoción de H<sub>2</sub>S de la torre T-561 previamente a su integración a la unidad U-550.
- Determinar la factibilidad de implementación del sistema integrado, evaluando el efecto de las variables de entrada estipuladas sobre la hidráulica y las cargas ácidas de las torres, teniendo en cuenta las limitaciones operacionales de los datasheets.

## 1. CONCEPTOS TEÓRICOS

El hidrógeno como corriente de proceso es utilizado en sistemas de hidrocrqueo moderado (HDC) <sup>8</sup>. En estas unidades se alimentan hidrocarburos con alto peso molecular, los cuales son convertidos en productos más livianos <sup>9</sup>. Por otra parte, con el fin de entregar combustibles con altos estándares de calidad se emplean procesos de hidrotratamiento (HDT) en los cuales por medio de reacciones de hidrodeshulfuración con presencia de catalizador, se retira el azufre presente en las corrientes alimentadas. <sup>10</sup>

Debido a la naturaleza de los procesos empleados en refinería, se generan corrientes con alto contenido de hidrógeno cuya recuperación o purificación podría realizarse mediante el proceso de adsorción selectiva. <sup>11 12</sup>

La adsorción selectiva (PSA) consiste en pasar el gas con alto contenido de H<sub>2</sub> por un lecho adsorbente que selectivamente retiene las impurezas y genera H<sub>2</sub> de alta pureza <sup>13</sup>. Sin embargo, la presencia de componentes ácidos, como el H<sub>2</sub>S, en una concentración mayor a 800 ppm en la corriente de alimentación a las PSA de la GRB desactiva los lechos adsorbentes y pueden causar daños en la metalurgia de los equipos <sup>14</sup>, por esta razón deben removerse previamente. Para remover los componentes ácidos en corrientes gaseosas, existen diferentes métodos entre los

---

<sup>8</sup> MEISTER J., KOKAYEFF P. Op. Cit.

<sup>9</sup> VALAVARASU G., BHASKAR M.& BALARAMAN. K. Op. Cit.

<sup>10</sup> BANDYOPADHYAY R, UPADHYAYULA ,S. Thermodynamic analysis of diesel hydrotreating reactions. Fuel, Volume 214, 2018 Pages 314-321

<sup>11</sup> MIVECHIAN A. et Al. Op. Cit.

<sup>12</sup> BENSON J. et Al. Op. Cit.

<sup>13</sup> HONEYWELL UOP. UOP Polybed™ Pressure Swing Adsorption (PSA) Systems 2016

<sup>14</sup> ESPINOSA J. *Estado del arte sobre el proceso de producción de hidrógeno en un horno reformador a partir de gas natural y vapor (2010 – 2017)*. Universidad de San Buenaventura. Cartagena, Colombia. 2017

cuales se encuentra la absorción química <sup>15 16</sup>; siendo este el proceso mayormente utilizado para endulzamiento de gas en refinación <sup>17</sup>14] y es el proceso mediante el cual se retira H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> de las corrientes de gas combustible en las unidades de craqueo catalítico de la GRB, para más detalle sobre las reacciones que ocurren en el proceso de absorción referirse al **Anexo 1**. En este proceso se utilizan soluciones acuosas de alcanoaminas las cuales reaccionan con el H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub>, produciendo sales que posteriormente son descompuestas en procesos de regeneración. <sup>18 19 20</sup>

De manera general un sistema de amina se compone de una torre de absorción en la cual, mediante el contacto con una solución de amina, se retiran componentes ácidos del gas; una torre de regeneración que retira el H<sub>2</sub>S y el CO<sub>2</sub> de la solución de amina alimentada mediante la adición de calor al rehervidor generando la amina de alimentación a la torre de absorción; esta amina recibe el nombre de amina pobre debido a su bajo contenido en componentes ácidos; además de un sistema de intercambiadores de calor el cual permite el acondicionamiento térmico. <sup>21</sup>

Los procesos de absorción utilizan solventes como alcanoaminas, las cuales tienen diferentes características. En la GRB, se utilizan dos de los solventes más empleados para este proceso, los cuales son:

- Metiletilamina (MEA): Es una amina primaria que se utiliza normalmente en concentraciones entre el 15 y 20% p/p, tiene bajo costo, estabilidad térmica y alta reactividad. Sin embargo este tipo de amina tiene un mayor potencial de

---

<sup>15</sup> ERDMANN E. et Al *Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del Proceso y análisis de sensibilidad paramétrico*. Instituto Tecnológico de Buenos Aires- ITBA. Buenos Aires, Argentina. 2012

<sup>16</sup> GOMEZ. J *Proceso y manejo de gas*. Universidad Autónoma Nacional de México. Mexico, DF. 2015

<sup>17</sup> BULLIN J. et Al *Selective Absorption Using Amines*. Department of Chemical engineering, Texas A&M University, College Station, Texas. 2006

<sup>18</sup> ERDMANN E. et Al *Op. Cit.*

<sup>19</sup> GOMEZ. J. *Op. Cit.*

<sup>20</sup> ENGEL D., STREET D. *Amine Treating and Sour Water Stripping*. Eighth Ed. Sulphur Experts. Calgary, Canada. 2012

<sup>21</sup> MACKENZIE D. et Al *Design & Operation of a selective sweetening plant using MDEA*. Bryan Research & Engineering INC, Bryan , Texas. 2006

corrosión que otras aminas y una alta presión de vapor, lo que resulta en mayores pérdidas de solvente.<sup>22 23</sup>

- Dietanolamina (DEA): Es una amina secundaria, ampliamente utilizada en la industria ya que con esta amina se logra un balance en cuanto a reactividad, corrosividad y requerimiento energético para el despojo, se utiliza en concentraciones entre 25 y 30% p/p.<sup>24 25</sup>

En los sistemas de aminas se lleva un seguimiento en factores que afectan su desempeño con el objetivo de evitar problemas operacionales tales como: corrosión, ensuciamiento en torres, arrastre de amina en corrientes gaseosas y el no cumplimiento de especificaciones en productos.<sup>26</sup> Uno de estos factores es la carga ácida de amina rica, la cual se define como las moles de gas ácido (CO<sub>2</sub> y H<sub>2</sub>S) respecto a las moles de amina en la corriente de amina rica. El valor máximo que puede tomar este parámetro depende de la metalurgia y flujos en cada sistema. El ineficiente control sobre este factor puede generar problemas de corrosión en los equipos, llegando a causar ruptura de tuberías, fallo de accesorios, entre otros.<sup>27</sup> Otro factor a tener en cuenta en un sistema de aminas es la concentración de H<sub>2</sub>S en la corriente de amina pobre, la cual determina la eficiencia de la operación de regeneración de la amina, y su valor es característico de los requerimientos y condiciones de operación de cada sistema. Una concentración mayor a la establecida por ventanas operativas produce deficiencias en la absorción debido a que es una corriente de recicló. Esta deficiencia en la absorción se puede ver reflejada en la concentración de H<sub>2</sub>S del gas dulce de salida.<sup>28</sup> Con el objetivo de garantizar el control de los factores anteriormente mencionados hay que tener en

---

<sup>22</sup> ESPINOSA J. Op. Cit.

<sup>23</sup> ENGEL D., STREET D. Op. Cit.

<sup>24</sup> ESPINOSA J. Op. Cit.

<sup>25</sup> ENGEL D., STREET D. Op. Cit.

<sup>26</sup> ESPINOSA J. Op. Cit.

<sup>27</sup> SARTORI G. et Al Sterically-Hindered Amines for Acid-Gas Absorption, Separation & Purification Reviews, 16:2 2006, 171-200

<sup>28</sup> Ibíd.

cuenta las condiciones hidráulicas a las cuales operan las torres, ya que estas afectan la eficiencia de la transferencia de masa en los procesos.<sup>29</sup> Dentro de las condiciones hidráulicas a tener en cuenta se encuentran la inundación jet, inundación en el bajante y lloriqueo.

### **Inundación Jet**

Esta condición limita el flujo de vapor a través de la torre, debido a que cuando este es muy alto a través de un plato, arrastra gotas del líquido hacia el plato superior, generando inundación, decrecimiento en la transferencia de masa y por tanto una disminución en la eficiencia. En la industria generalmente se opera bajo una condición permisible de inundación jet, la cual para procesos de absorción y regeneración toma un valor del 70% aproximadamente. Este factor es función del tipo de plato, el espaciamiento entre ellos, área del bajante, número de orificios o válvulas y el diámetro de la torre.<sup>30 31</sup>

### **Inundación en el bajante**

Esta condición de inundación puede presentarse en el bajante del plato cuando la altura del líquido o espuma presente en el bajante iguala la altura total. Esta es función de las diferentes caídas de presión generadas dentro del plato. Para evitar este tipo de inundación se pueden modificar el flujo de vapor y/o del líquido o modificar el diseño de plato.<sup>32</sup>

---

<sup>29</sup> EXXON MOBIL DESIGN PRACTICES VERSION 4.0 Exxon Mobil Research and Engineering Company. 2005

<sup>30</sup> *Ibíd.*

<sup>31</sup> DOMINGUES T. et al Overall Efficiency Evaluation of Commercial Distillation Columns with Valve and Dualflow Trays. *AIChE Journal* Vol 56, No.9. 2010

<sup>32</sup> EXXON MOBIL DESIGN PRACTICES VERSION 4.0 Op. Cit.

## Lloriqueo

Cuando la velocidad del flujo de vapor no es suficiente para superar la presión que el líquido ejerce sobre los orificios del plato causa el vertimiento del líquido por los orificios llegando al plato inferior, esto se denomina lloriqueo.<sup>33</sup> Generalmente con una condición de lloriqueo moderada, la eficiencia no se ve afectada de manera significativa. Sin embargo, si la condición de lloriqueo es excesiva en la torre, esta se transforma en dumping; es decir la totalidad del líquido entrante al plato fluye a través de los orificios y no por el bajante hacia el siguiente plato.<sup>34</sup>

Para reducir el lloriqueo en la torre se debe aumentar la rata de vapor o disminuir el área por la cual el gas fluye a través de los platos<sup>35</sup>. El detalle de la relación de cada una de estas condiciones hidráulicas con la eficiencia de plato se puede encontrar en el **Anexo 2**.

En la **Figura 2** se pueden observar los parámetros hidráulicos y la relación que estos tienen con los flujos tanto de líquido como de vapor a través del plato. Las principales variables que afectan el flujo de vapor y de líquido a través de la torre son:

- Flujo de alimentación de líquido y vapor en la torre.
- Reflujo de líquido en la cima de la torre.
- Vapor generado en el rehervidor de la torre.

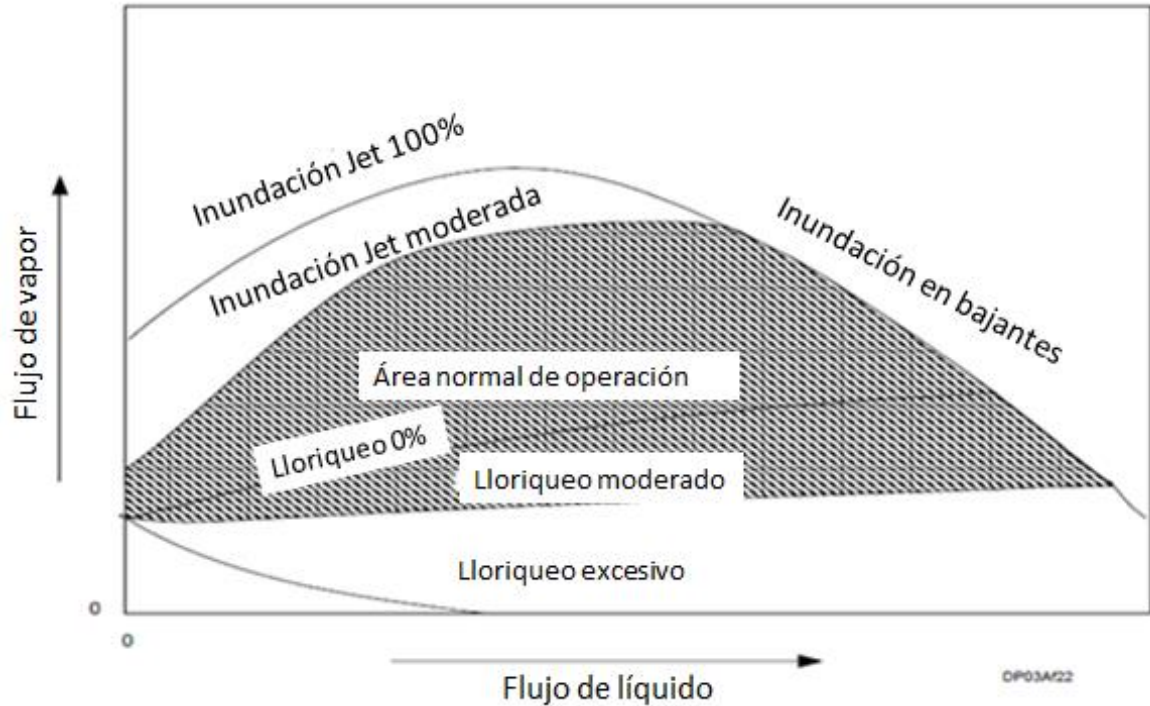
---

<sup>33</sup> DOMINGUES T. et Al Op. Cit.

<sup>34</sup> EXXON MOBIL DESIGN PRACTICES VERSION 4.0 Op. Cit.

<sup>35</sup> Ibíd.

**Figura 2. Diagrama de desempeño de un plato perforado**



Fuente: EXXON MOBIL DESIGN PRACTICES VERSION 4.0 Exxon Mobil Research and Engineering Company. 2005

Las diferentes técnicas de simulación de procesos son herramientas valiosas para el estudio de procesos químicos y físicos tales como el tratamiento de gas en sistemas de aminas, utilizando modelos cinéticos y termodinámicos altamente aceptados. Estas técnicas permiten examinar las respuestas del sistema ante la perturbación de variables operacionales, cambios en la configuración de la planta y realizar estimaciones de condiciones operacionales con el mínimo tiempo y costo.

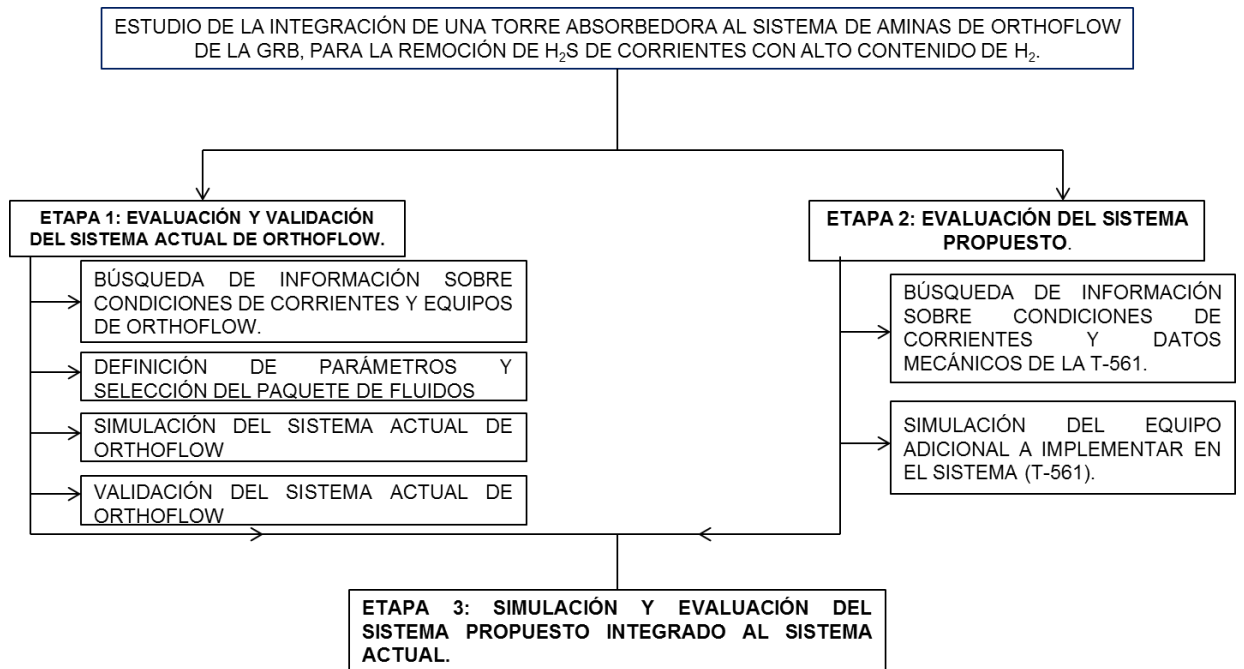
36 37

<sup>36</sup> ALKATHERI M, GRANDAS R. Tapping Singular Middle Eastern Ultrasour Gas Resources Combining Membrane and Absorption Systems: Potential for Energy Intensity Reduction. Department of Chemical Engineering, Khalifa University of Science and Technology. Abu Dhabi, United Arab Emirates. 2017

<sup>37</sup> AHMADI F. Assessing the performance of aspen plus and promax for the simulation of CO<sub>2</sub> capture plants. University of Regina, Regina, Saskatchewan. 2012

Para el desarrollo de este proyecto se utilizará el software de simulación de procesos Aspen Hysys V10, el cual fue facilitado por Ecopetrol S.A.

## 2. METODOLOGÍA



### 2.1 EVALUACIÓN Y VALIDACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE ORTHOFLOW

**2.1.1 Búsqueda de información sobre condiciones de corrientes y equipos de orthoflow.** Se inició la búsqueda de información sobre las corrientes de entrada al sistema de aminas de Orthoflow, el cual está representado en la **Figura 1**. Este sistema realiza el tratamiento de una corriente producto de la sección de fraccionamiento. Esta corriente es conocida como gas esponja, el gas se pone en contacto con una solución de DEA al 25% p/p, la cual retira el H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> en la T-558. La corriente de DEA saliente es alimentada al D-580 y posteriormente es calentada e ingresada al sistema de despojo en la T-557. En esta torre mediante la adición de calor en el rehervidor se retiran el H<sub>2</sub>S y CO<sub>2</sub> de la amina, generando

amina pobre en el fondo y gas ácido de amina en la cima. De la corriente de gas esponja se recopiló información sobre presión, temperatura, flujo y composición reportados en el último año, haciendo uso de la herramienta Plant Information (PI). En cuanto a la corriente de DEA pobre proveniente de la regeneración de amina en la T-557, se obtuvo información de flujo y concentración de H<sub>2</sub>S mediante PI bajo la misma ventana de tiempo.

Una vez se obtuvo esta información, se procedió a reunir documentos de especificaciones del diseño de cada uno de los equipos que hacen parte del sistema de aminas de Orthoflow.

## 2.1.2 Definición de parámetros y selección del paquete de fluidos

**2.1.2.1 Definición de parámetros de desempeño** Con base en las variables de operación relevantes mencionadas anteriormente y en la información recopilada, se definieron los valores de las principales variables de respuesta que determinarán el desempeño de los sistemas a analizar, como se puede evidenciar en la **Tabla 1**.

**Tabla 1. Parámetros de desempeño.**

NUMERO	PARÁMETRO	VALOR
1	CONCENTRACIÓN MÁXIMA H <sub>2</sub> S AMINA POBRE [ppm]	1000
2	CONCENTRACIÓN MÁXIMA H <sub>2</sub> S GAS DULCE [ppm]	800,0
3	MÁXIMA CARGA ÁCIDA AMINA RICA [mol/mol]	0,4
4	INUNDACIÓN JET MÁXIMA [%]	70,0
5	INUNDACIÓN EN BAJANTES MÁXIMA [%]	85,0
6	LLORIQUEO MÁXIMO [%]	20,0
7	CAÍDA DE PRESIÓN MÁXIMA POR PLATO [PSI]	0,3

El valor establecido para el parámetro 1, es fijado teniendo en cuenta la ventana operativa del sistema de aminas de Orthoflow, el parámetro 2 se fija de acuerdo al diseño de la PSA, ya que el gas dulce es direccionado hacia dicha unidad. En cuanto

al valor del parámetro 3 se fijó de acuerdo con la recomendación realizada por Shell Global Solutions para la GRB teniendo en cuenta la metalurgia del sistema. Los valores de los parámetros restantes se determinaron en base al manual de diseño de Exxon Mobile <sup>38</sup>.

**2.1.2.2 Selección del paquete de fluidos** El paquete de fluidos seleccionado fue el recomendado por el software para tratamientos de gas ácido, el cual es “Acid Gas- Chemical Solvents”, este paquete de fluidos ha sido altamente validado con los valores de planta para este tipo de procesos. La tecnología que utiliza Aspen Hysys para el modelamiento de la interacción química y física entre gases ácidos y solventes tiene en cuenta dos aspectos: el paquete termodinámico; el cual se encuentra basado en el modelo de dos líquidos no aleatoria (NRTL) y la ecuación de estado de Peng-Robinson para las propiedades de fase vapor. Otro aspecto relevante es el “simulation engine”, el cual utiliza correlaciones de transferencia de masa y energía basadas en propiedades de transporte y geometría de platos para realizar los cálculos asumiendo que la separación es causada por el contacto entre las fases. <sup>39 40 41</sup>

**2.1.3 Simulación del sistema actual de Orthoflow** Mediante la aplicación de la información relacionada en el inciso 2.1.1 y 2.1.2 se utilizó la herramienta de simulación de procesos Aspen Hysys V 10.0 para modelar la operación del sistema actual de aminas de Orthoflow otorgando al simulador las variables de entrada necesarias para su convergencia.

---

<sup>38</sup> EXXON MOBIL DESIGN PRACTICES VERSION 4. Op. Cit.

<sup>39</sup> DYMENT J et Al . Acid Gas Cleaning Using Amine Solvents Validation with Experimental and Plant Data. Aspen Technology, INC.2018

<sup>40</sup> ALKATHERI M, GRANDAS R. Op. Cit.

<sup>41</sup> AHMADI F. Op. Cit.

**2.1.4 Validación del sistema actual de Orthoflow** Posterior a la simulación del sistema, se realizará la comparación de variables de respuesta dadas por el modelo y los valores de estas registradas en campo.

## **2.2 EVALUACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO**

Se realiza un caso de estudio en el cual se modela la torre T-561 como absorbedora para el tratamiento de las corrientes 1 y 2.

**2.2.1 Búsqueda de información sobre condiciones de corrientes y datos mecánicos de la T-561** La primera corriente proviene del fraccionamiento de la unidad de craqueo catalítico Modelo IV. Este gas es enviado al tambor D-313. De esta corriente se tomaron datos de flujo, presión, temperatura y composición. En cuanto al flujo, a la presión y a la cromatografía se hizo uso de PI promediando los valores correspondientes a los últimos dos meses en los que la unidad estuvo en servicio. Respecto a la temperatura, la línea cuenta con un medidor local el cual no envía señal al cuarto de control (DCS), sin embargo, se realizaron visitas a campo en las cuales se tomó registro de esta temperatura.

La corriente 2 se deriva de la planta de parafinas y fenol, más específicamente del tambor D-1106. De esta se recopilieron datos de flujo, presión, temperatura y composición. La composición y el flujo se derivaron del documento de ingeniería conceptual desarrollado por la Coordinación de Ingeniería de Procesos de la Refinería de Barrancabermeja. La temperatura se midió con ayuda de un pirómetro ya que no se dispone de un medidor local y en cuanto a la presión se registró la promedio del tambor en el último año.

**2.2.2 Simulación del equipo adicional a implementar en el sistema (T-561)** Para esta simulación mediante Aspen Hysys V 10.0 se hará uso de la recopilación de

datos de las Corrientes 1 y 2, de la corriente de DEA proveniente del sistema actual de Orthoflow, los datasheets de la torre T-561 y planos mecánicos correspondientes como variables de entrada al equipo. Ya que no se dispone de información sobre el flujo de DEA necesario para el proceso de absorción se realiza un caso de estudio en el cual se varía el flujo de DEA alimentado a la torre y se compara con la composición de H<sub>2</sub>S del gas dulce, permitiendo seleccionar el valor asignado a la variable. De acuerdo a las variables de respuesta obtenidas por el simulador se establece la viabilidad del tratamiento de las Corrientes 1 y 2 en este equipo.

### **2.3 SIMULACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO INTEGRADO AL SISTEMA ACTUAL.**

Teniendo en cuenta el sistema simulado en el inciso 2.1 y el equipo simulado en el inciso 2.2 se realiza la simulación en Aspen Hysys V 10.0 del equipo T-561 integrado al sistema de aminas actual de Orthoflow, evaluando el desempeño del sistema y la hidráulica de las torres involucradas.

### 3. ANÁLISIS Y DISCUSIÓN DE RESULTADOS

#### 3.1 RESULTADOS EVALUACIÓN Y SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL.

**3.1.1. Resultados información de corrientes de entrada al sistema de aminas de Orthoflow** Se recopiló información sobre las condiciones de operación de la corriente de gas esponja que entra al sistema de aminas.

En la **Tabla 2** se muestran los valores de flujo, presión y temperatura con los cuales se simula la corriente de entrada del sistema actual de aminas de Orthoflow. Adicionalmente, para realizar la simulación es necesaria la composición de esta corriente, la cual puede verse en detalle en el **Anexo 3**.

**Tabla 2. Condiciones operacionales gas esponja Orthoflow**

GAS ESPONJA ORTHOFLOW	
PARÁMETRO	VALOR
Flujo [PCEH]	555162
Presión [PSI]	136,6
Temperatura [°F]	107,6

Otra corriente de la cual se obtuvo información es la corriente de entrada de DEA pobre, como se aprecia en la **Figura 1**, esta corriente es producto del fondo de la torre T-557 y se recircula a la torre T-558 para el proceso de absorción.

**Tabla 3. Condiciones operacionales amina pobre.**

<b>AMINA POBRE ORTHOFLOW</b>	
<b>PARÁMETRO</b>	<b>VALOR</b>
Flujo [gpm]	140,6
H <sub>2</sub> S [ppm]	620,9
DEA [%p/p]	25

Los datos de la Tabla 3 serán utilizados como parte de la información requerida para el desarrollo de la simulación.

**3.1.2. Resultados información de equipos del sistema de aminas de Orthoflow.** La información detallada de los equipos relacionados con el sistema de aminas de Orthoflow se encuentra a continuación:

- T-558:

Es la torre absorbadora del sistema de aminas de Orthoflow, es una torre empacada con sillas intalox cerámicas de 2" y un diámetro interno de 4,501 ft. Cuenta con dos secciones con empaque de 12.5 ft de altura cada una. Por la parte superior de la torre se alimenta DEA pobre mediante aspersores y por la parte inferior de la torre por una boquilla de 8" se alimenta el gas esponja. La torre está diseñada para operar a una presión de 150 PSIG.

- Torre T-557:

Es la torre en la cual se realiza el proceso de despojo de la DEA, es una torre de platos con diámetro interno de 1372 mm y un espaciado de 609,9 mm por plato. Cada uno de los 17 platos es perforado con 751 perforaciones con diámetro de 12,7 mm. En cuanto al bajante de los platos, cuenta con ancho de bajante lateral de 12,62" y una altura del vertedero de 2,756".

- Intercambiador de calor E-568:

Es el rehervidor de la torre T-557, el flujo de DEA alimentado por diseño es de 191200 lb/h. El calor se entrega mediante el intercambio con 22900 lb/h de vapor saturado, a 49 PSIG de presión y 297°F. Debe entregar un calor de 15,5 MMBtu/h con el fin de vaporizar parcialmente la DEA.

- Intercambiador de calor E-569:

Es utilizado para calentar la DEA rica aprovechando el calor con el que sale la DEA pobre del despojo, intercambiador de tubos diseñado para el paso de la DEA rica por el lado tubos, con una caída de presión de 5 PSIG elevando su temperatura de 117°F a 200°F. Por el lado casco se encuentra la DEA pobre con una caída de presión de 4.5 PSIG. Los flujos de diseño para la DEA rica es 172925 lb/h y 169100 lb/h para la DEA pobre.

- Intercambiador de calor E-570:

En este equipo se realiza el acondicionamiento de temperatura de DEA pobre antes de entrar a la bomba P-557. El intercambio de calor se realiza con agua de enfriamiento con un flujo de 344000 lb/h y 169100 lb/h de DEA.

- Tambor separador D-580:

En este equipo se da la separación flash de la DEA rica y el gas que haya sido arrastrado en el proceso de absorción en la T-558, adicional a esta corriente, en el tambor se alimenta DEA rica proveniente de la sección de tratamiento de GLP en Orthoflow. Tiene una presión de diseño de 180 PSIG y cuenta con 6 boquillas de servicio y una temperatura de diseño de 120 °F.



ensuciamiento de la torre. La presión se estableció en 140 PSIG de acuerdo con la presión de operación de la torre la cual está a 132 PSIG. La T-557 se modeló de acuerdo con los resultados obtenidos en el inciso 3.1.2. Para la convergencia de este equipo se especificó el reflujo de la torre en 10 GPM y la composición de H<sub>2</sub>S a la salida de esta en 620 ppm.

Se tomaron los parámetros más relevantes para la validación del sistema, sin embargo el detalle de los resultados de las torres simuladas se encuentran en el **Anexo 3**.

**3.1.4 Resultados validación del sistema actual de aminas de Orthoflow.** En la **Tabla 4** se presentan los resultados de los parámetros determinados para la validación de la simulación del sistema actual de Orthoflow, se tomaron las variables de respuesta otorgadas por el simulador con el objetivo de realizar la comparación de dichas variables con los valores promedio obtenidos a partir del DCS de la unidad.

**Tabla 4. Relación parámetros de referencia operacional**

	PARÁMETRO	PLANTA	SIMULACIÓN	ERROR
1	FLUJO DE AMINA POBRE A T-558 [gpm]	140,6	147,2	4,7%
2	CONCENTRACIÓN H <sub>2</sub> S AMINA POBRE [ppm]	620,9	620,3	0,1%
3	CONCENTRACIÓN H <sub>2</sub> S GAS DULCE [ppm]	305,7	286,1	6,4%
4	MÁXIMA CARGA ÁCIDA AMINA RICA [mol/mol]	0,4	0,36	N/A
5	FLUJO DE AMINA RICA A T-557 [gpm]	200,5	193,1	3,7%
6	REFLUJO EN T-557 [gpm]	10,2	9,3	8,8%
7	CALOR TRANSFERIDO EN EL E-568 [MMBtu/h]	9,242	9,319	0,8%

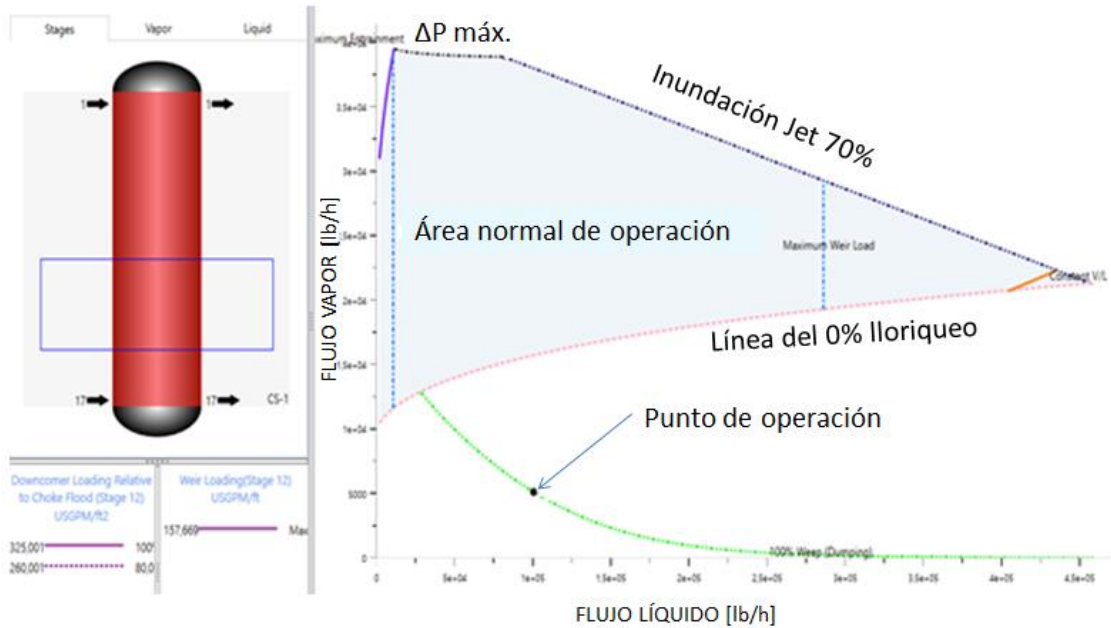
En la **Tabla 4** se pueden observar los resultados de la simulación comparados con la operación actual de la planta, los cuales confirman que la simulación realizada concuerda con la operación actual, el máximo porcentaje de error evidenciado es del 8,8%, validando los modelos utilizados por el simulador para los cálculos y el paquete de fluidos seleccionado. El proceso de absorción que ocurre en la T-558 tiene un porcentaje de remoción del 99% generando gas dulce con 305,7 ppm de H<sub>2</sub>S. Cabe resaltar que el calor transferido en el E-568 se encuentra en 9,242 MMBtu/h, el cual es menor al valor de 15,5 MMBtu/h para el cual está diseñado el equipo; destacando que se logra una amina pobre con una concentración de 620 ppm representando un 94 % de remoción de H<sub>2</sub>S respecto a la corriente de amina rica. Este porcentaje tiene opción de mejora al elevar el calor transferido en el rehervidor. Respecto a la hidráulica de las torres T-557 y T-558 los resultados se pueden apreciar en la **Tabla 5**.

**Tabla 5. Resultados hidráulica de las T-557 y T-558**

	PARÁMETRO	VALOR	T-557	T-558
1	INUNDACIÓN MÁXIMA [%]	70	29,5	52,41
2	INUNDACIÓN EN BAJANTES MÁXIMA [%]	85	41,39	N/A
3	LLORIQUEO MÁXIMO [%]	20	100	N/A
4	ΔPRESIÓN MÁXIMA POR PLATO/SECCIÓN [PSI]	0,3	0,12	0,13

En la **Figura 4**, se puede apreciar la relación entre el líquido y vapor en los platos de la T-557, en esta el punto de operación se encuentra por debajo de la línea de lloriqueo, es decir, que existe un exceso de líquido a través de los platos, causando la condición de lloriqueo excesivo en la torre y por consecuente genera una deficiencia en la transferencia de masa de acuerdo a lo nombrado anteriormente en los conceptos teóricos. Esta situación se da debido a la baja transferencia de calor como se mencionó anteriormente. Para que la torre se encuentre dentro del área de operación aceptable es necesario aumentar el vapor que fluye a través de la torre, generando un desplazamiento vertical del punto de operación en la **Figura 4**.

**Figura 4. Desempeño hidráulico sistema actual Orthoflow.**



### 3.2 RESULTADOS EVALUACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO

**3.2.1 Resultados de la información de corrientes y datos mecánicos de la T-561.** Se realizó la recopilación de información sobre las condiciones de operación y cromatografía de las Corrientes 1 y 2 de las cuales se retirará el H<sub>2</sub>S mediante un proceso de absorción con aminas en la T-561. En la **Tabla 6 y 7** se pueden apreciar las condiciones de flujo, presión y temperatura a las cuales se tratarían estos gases.

La Corriente 1 tiene una composición promedio de hidrógeno del 40% mol, sin embargo, presenta un contenido de H<sub>2</sub>S, de 0,7 % que equivale a 7000 ppm, teniendo en cuenta que el diseño de la PSA es para un máximo de H<sub>2</sub>S de 800 ppm, es necesario reducir la concentración de este compuesto mediante un sistema de aminas.

**Tabla 6. Condiciones corriente 1**

SALIDA D-313	
PARÁMETRO	VALOR
Flujo [PCEH]	253000
Presión [PSI]	100
Temp [°F]	103

**Tabla 7. Condiciones corriente 2**

SALIDA D-1106	
PARÁMETRO	VALOR
Flujo [PCEH]	41666
Presión [PSIG]	62,1
Temperatura[°F]	175

La Corriente 2 se compone principalmente de hidrógeno, sin embargo, la composición de 5% mol de H<sub>2</sub>S (50000 ppm) lo que impide la respectiva recuperación en la PSA. Para profundizar información de las composiciones de las corrientes 1 y 2 dirigirse al **Anexo 3**.

Se propone el tratamiento de las corrientes 1 y 2 en la torre T-561 por lo cual fue necesaria la recopilación de información sobre el diseño de esta torre.

- Torre T-561

Esta torre hace parte de la unidad de recuperación de etano/etileno de Orthoflow, la cual se encuentra fuera de servicio. Esta era usada como torre deetanizadora. La torre cuenta con 31 platos perforados con aproximadamente 271 perforaciones en cada uno de 0,7087” y un diámetro de 501ft. En total son 10 secciones con diferentes espaciamentos entre platos; en el plato 9 tiene la alimentación de líquido

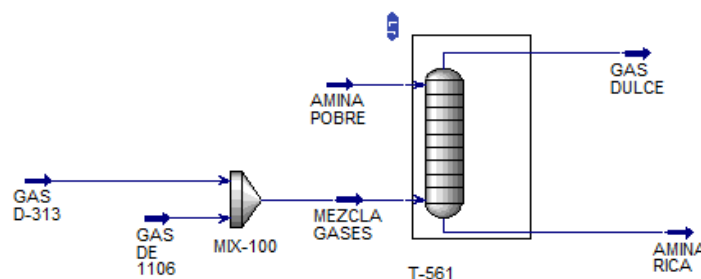
por una línea de 2 ½” y por la parte superior del plato 1 se encuentra el reflujo por una línea de 2”.

La salida de líquido se da por una línea de 4” en el fondo de la torre y debajo del plato 31 se encuentra la facilidad de alimentación de gas por dos líneas de 6” cada una.

**3.2.2 Resultados simulación del equipo adicional (t-561) a implementar al sistema.** Para la evaluación del desempeño de la T-561 se simuló con dos corrientes de entrada: en el fondo de la torre se alimentó una mezcla entre los gases de la corriente 1 y 2 con las condiciones de operación previamente especificadas en las **Tablas 6 y 7** y las composiciones descritas anteriormente.

El resultado de la mezcla de estas dos corrientes, es un gas con una composición de 1,31% mol de H<sub>2</sub>S que equivale a 13060 ppm. Esta concentración impide el ingreso de la mezcla a una unidad de PSA directamente para recuperar el hidrógeno que está presente en un 48,11% mol.

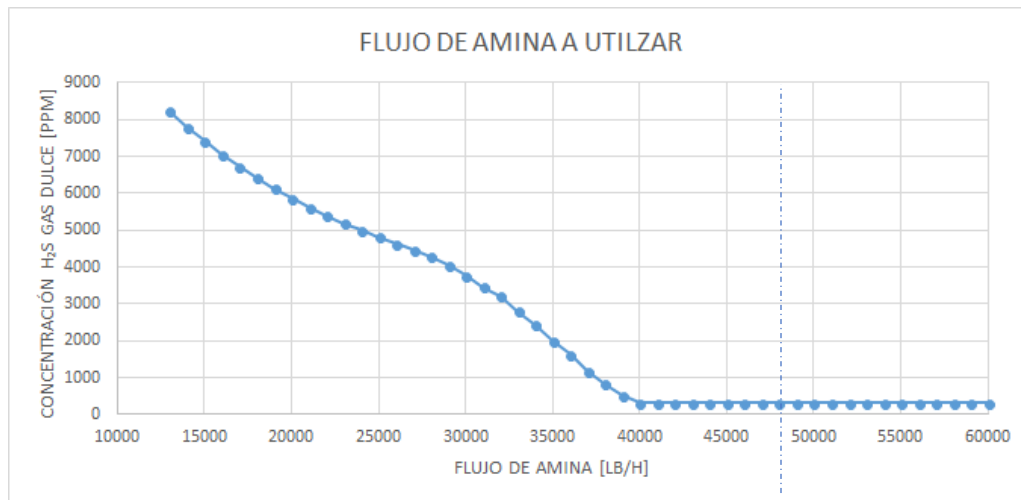
**Figura 5. Diagrama de flujo de simulación T-561**



Dado que la corriente de gas del D-1106 cuenta con una presión más baja (62 PSIG), se ajustó la presión de operación de la torre a esa presión para evitar la utilización de equipos como compresores. La especificación de la composición de la mezcla se presenta en el **Anexo 3**.

En la cima de la torre se alimenta amina pobre con las condiciones de la amina pobre de Orthoflow, los resultados para la selección del flujo a implementar se pueden observar en la **Figura 6**. Basado en lo que se muestra en la **Figura 6**, la concentración de H<sub>2</sub>S se estabiliza después de 40000 lb/h de DEA alimentada. Sin embargo con el fin de garantizar una transferencia de masa en la torre, se decide alimentar un 20% en exceso de DEA pobre lo cual representa un flujo de 48000 lb/h, equivalente a 93,6 GPM. Con esta alimentación se llegan a los resultados de la **Tabla 8**.

**Figura 6. Caso de estudio flujo amina vs ppm de H<sub>2</sub>S**



Como se puede observar en la **Tabla 8**, la T-561 se desempeña de manera adecuada para el proceso de absorción, logrando una reducción de la concentración de H<sub>2</sub>S de aproximadamente 13000 ppm a 303 ppm en el gas dulce esto representa una efectiva absorción del 97% contenido en la mezcla de gases alimentada. Teniendo en cuenta que la PSA está diseñada para valores de concentración de H<sub>2</sub>S de hasta 800 ppm se concluye que la alimentación del gas dulce a esta unidad es viable.

**Tabla 8. Desempeño de la torre T-561**

GAS DULCE		AMINA POBRE	
COMPOSICIÓN H <sub>2</sub> S [ppm]	303,10	COMPOSICIÓN H <sub>2</sub> S [ppm]	620
COMPOSICIÓN CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> ]	0,10	CARGA ÁCIDA	0,038
TEMPERATURA [°F]	120,00	CONCENTRACIÓN AMINA [% p/p]	24,90
PRESIÓN [PSIG]	59,48	FLUJO [GPM]	93,60
FLUJO [PCSH]	293958,33	TEMPERATURA [°F]	120,00
MEZCLA GASES		AMINA RICA	
COMPOSICIÓN H <sub>2</sub> S [ppm]	13060,00	COMPOSICIÓN H <sub>2</sub> S [ppm]	5412,00
COMPOSICIÓN CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> ]	1,64	CARGA ÁCIDA	0,23
TEMPERATURA [°F]	108,5	CONCENTRACIÓN AMINA [% p/p]	24,62
PRESIÓN [PSIG]	62,10	FLUJO [GPM]	95,36
FLUJO [PCSH]	295833,30	TEMPERATURA [°F]	97,41

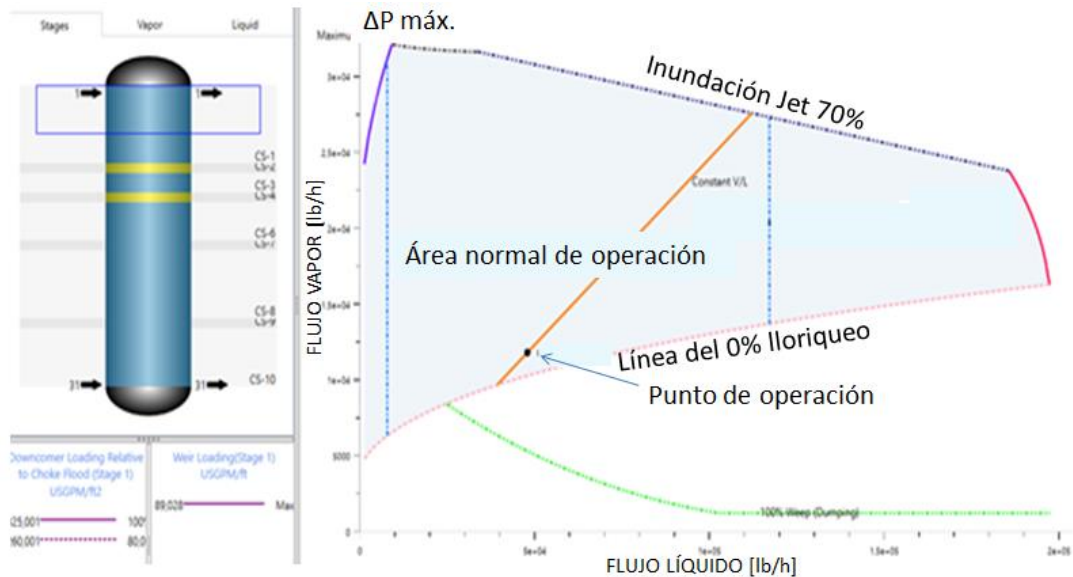
Se puede apreciar también que la carga ácida de amina rica se encuentra en 0,23 y el sistema de aminas de Orthoflow se encuentra diseñado para una carga ácida máxima de 0,4, es decir esta amina rica podría ser ingresada al sistema de regeneración de aminas existente en Orthoflow.

La **Figura 7** representa la evaluación hidráulica de la torre, en esta se puede observar la relación entre los flujos de líquido y vapor a través de los platos de la T-561. Se observa que el punto de operación se encuentra dentro del área recomendada, es decir, no alcanza la condición de lloriqueo ni de inundación máxima permisible. Se observa también que no se presenta inundación en los bajantes de los platos ni se excede la caída de presión máxima por plato.

De manera general, el desempeño hidráulico de la torre es conveniente con los flujos propuestos y confirma la viabilidad de la implementación de la T-561 como absorbedora con estas condiciones en el sistema de Orthoflow.

Sin embargo en los platos 9 y 12 los cuales se encuentran en color amarillo se presenta una advertencia de la proximidad a la condición de lloriqueo, esto no representa una amenaza para la operación ya que la condición de lloriqueo es permisible hasta un 20% de acuerdo a la recomendación realizada a la compañía por Exxon.

**Figura 7. Desempeño hidráulico T-561**



### 3.3 SIMULACIÓN DEL SISTEMA PROPUESTO INTEGRADO AL SISTEMA ACTUAL.

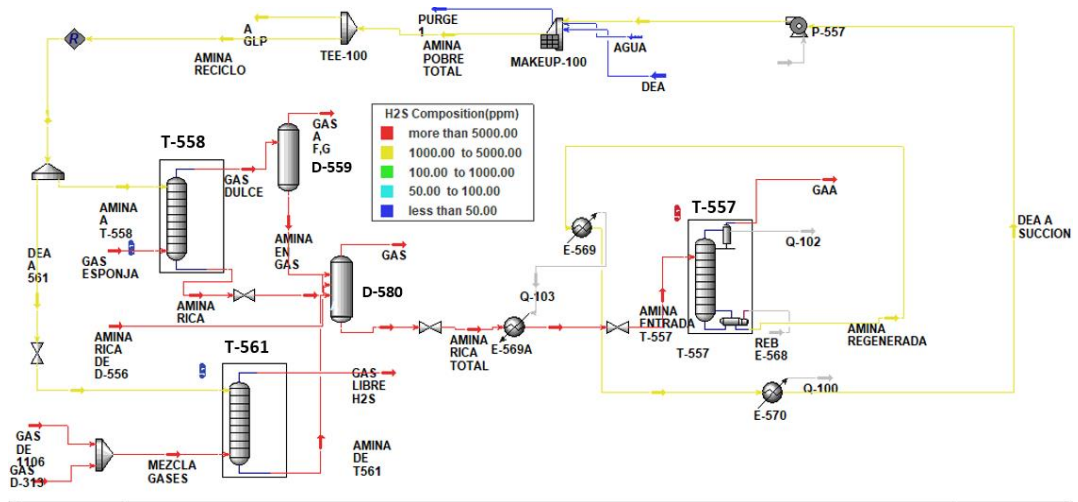
El diagrama de flujo del sistema propuesto para el tratamiento de las corrientes de gas combustible se puede observar en la **Figura 8**. Con el fin de acoplar la T-561 al sistema de aminas de Orthoflow es necesario conectar la corriente de DEA rica

saliente de la torre al D-580 para que esta continúe al proceso de regeneración, aumentando el flujo de amina a tratar en esta etapa. Esto implica que en la etapa de regeneración aumentará el flujo de amina rica en 95,36 gpm.

Para evaluar como este cambio de flujo de alimentación a la T-557 afecta el proceso de remoción actual se fijaron dos variables en la torre, la primera es el reflujo de la torre fijado en 10 gpm según la operación actual de Orthoflow y la segunda el flujo de calor transferido en el intercambiador E-568 fijándolo en 9,242 MMBtu/h el cual corresponde a la operación actual del sistema. Las variables fijadas fueron validadas anteriormente. Al fijar estas variables se puede analizar si es o no necesario realizar un ajuste operacional para el buen desempeño del sistema. El aumento de flujo de amina en la regeneración, representa un cambio en el punto de operación hidráulico de la T-557.

La **Figura 9** muestra el punto de operación hidráulico en el que se encuentra la T-557 con el aumento de flujo de DEA rica. Comparando esta con la **Figura 7** se aprecia que debido al aumento de flujo de líquido el punto de operación se desplaza hacia la derecha y por consiguiente es necesario un mayor flujo de vapor para llegar a la zona de operación recomendada.

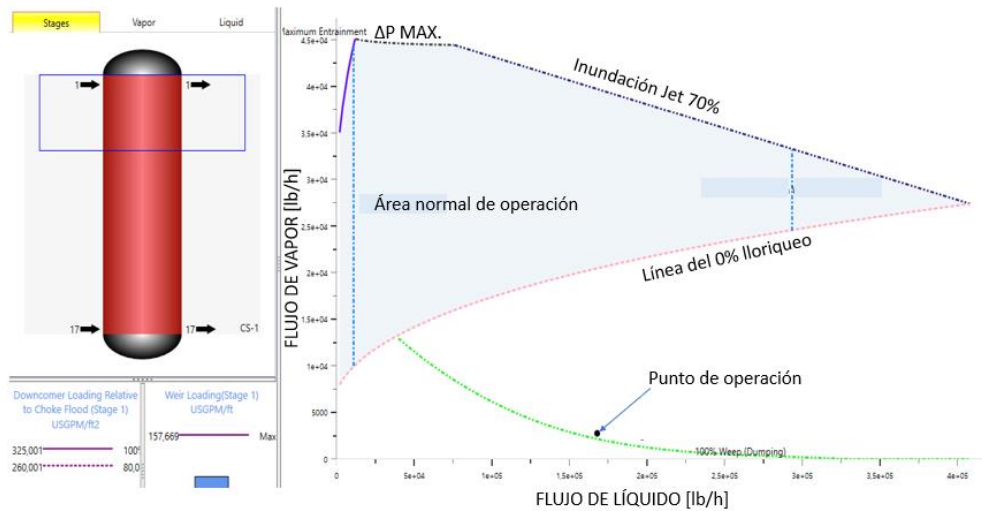
**Figura 8. Diagrama de flujo de sistema propuesto**



En ambas **Figuras 4 y 9**, el punto de operación se encuentra en estado de lloriqueo, esta condición puede afectar de manera negativa la transferencia de masa, causando que el proceso de regeneración no sea eficiente y por lo tanto las condiciones de amina pobre alimentada a las absorbedoras cambien.

Este resultado era de esperarse ya que, esta torre se encontraba en estado de lloriqueo antes de acoplar la nueva torre absorbidora en el sistema. Debido a que el calor transferido en el rehervidor se estableció como una variable fija de esta simulación, el flujo de vapor no presentó variación alguna, y el flujo de líquido por el contrario presento un aumento. De acuerdo con lo especificado anteriormente se llegó a los resultados presentados en la **Tabla 9**.

**Figura 9. Desempeño hidráulico T-557 con aumento de flujo de amina rica**



**Tabla 9. Desempeño del sistema propuesto**

	PARÁMETRO	VALOR	T-557	T-558	T-561
1	MÁXIMA [H <sub>2</sub> S] AMINA POBRE [ppm]	1000	4557	4557	4557
2	MÁXIMA [H <sub>2</sub> S] GAS DULCE [ppm]	800	N/A	11170	6988
3	MÁXIMA CARGA ÁCIDA AMINA RICA [mol/mol]	0,4	0,35	0,44	0,31

	PARÁMETRO	VALOR	T-557	T-558	T-561
4	INUNDACIÓN JET MÁXIMA [%]	70	20,72	53,9	32,9
5	INUNDACIÓN EN BAJANTES MÁXIMA [%]	85	49,31	N/A	34,79
6	LLORIQUEO MÁXIMO [%]	20	100	N/A	N/A
7	$\Delta P$ MÁXIMA POR PLATO/SECCIÓN [PSI]	0,3	0,14	0,13	0,09

La deficiencia en el proceso de regeneración se evidencia en la **Tabla 9**, la concentración máxima de H<sub>2</sub>S en la amina pobre se aprecia que se excede el valor recomendado llegando a 4557 ppm, esto se debe a que el aumento de flujo a la entrada de la T-557 causa la disminución del porcentaje de remoción de regeneración de la amina de 94% a 43%. Esto afecta directamente el proceso de absorción en las torres, disminuyendo su porcentaje de remoción es decir que no se logrará la misma remoción de los componentes ácidos en los gases de cima. En la T-558 cuando se modela en su estado actual se tiene una remoción del 99% del H<sub>2</sub>S en el gas esponja, mientras que en el sistema propuesto esta presenta un porcentaje de remoción del 60% generando gas dulce con 11170 ppm; para la T-561 cuando se modela independientemente se obtiene un porcentaje de remoción del 97% y en este caso se llegaría a 41% generando gas dulce con 6988 ppm. Ambas torres de absorción producen gases con condiciones no apropiadas para su alimentación a la unidad de PSA.

A demás en la **Tabla 9** se observa que en la T-558 la carga ácida de amina rica, supera el valor recomendado por Shell de 0,4 mol/mol lo que posiblemente causaría corrosión en equipos involucrados y ensuciamiento del sistema debido a subproductos de corrosión.

En cuanto a la hidráulica de la T-558 y la T-561 no presenta variación de acuerdo con lo obtenido en las simulaciones anteriores. Los resultados anteriormente

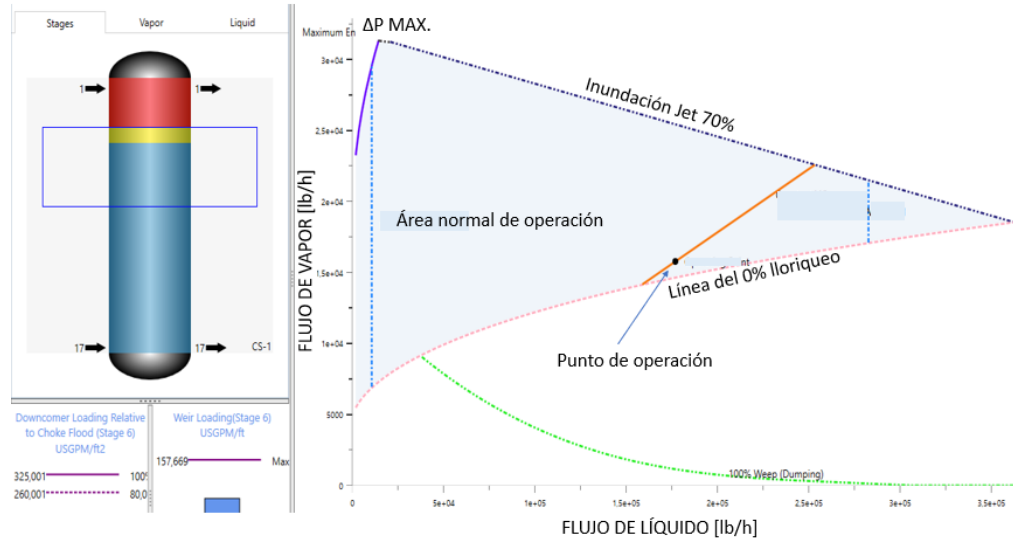
discutidos invalidan la opción del posible acople de la T-561 al sistema actual de Orthoflow.

Teniendo en cuenta los resultados obtenidos de la simulación del sistema propuesto se identifica que la limitación de este se encuentra en el proceso de regeneración siendo necesario la mejora de las condiciones de operación de este proceso. Para el aumento de la eficiencia del proceso, es necesario disminuir el estado de lloriqueo en el que la T-557 se encuentra. Una de las formas de disminuir esta condición es el aumento de flujo de vapor a través de la torre con el objetivo de generar la presión suficiente para que el líquido no fluya a través de los orificios de los platos y de esta manera la transferencia de masa sea la apropiada.

El equipo asociado a la generación de vapor a través de la torre es el E-568, por lo tanto el ajuste propuesto para revertir la condición de lloriqueo es aumentar el flujo de calor transferido en el rehervidor. Según la información de diseño recopilada su capacidad máxima es de 15,5 MMBTU/h; este flujo de calor está condicionado por la capacidad de producción de vapor de la unidad de servicio industriales de la refinería. Al realizar este ajuste en la simulación mejora el desempeño hidráulico de la torre T-557 como se muestra en la **Figura 10**.

En la **Figura 10**, se observa que la hidráulica mejora en 14 de los 17 platos de la torre, reflejado en los platos de color azul los cuales se encuentran en el área de operación recomendada. Los platos de cima de la torre aun presentan condición de lloriqueo ya que, la alimentación del líquido se da en la cima de la torre, este ajuste debería verse reflejado en una mayor transferencia de masa a lo largo de la torre; incrementando la calidad de los productos, viéndose la operación del sistema globalmente como una condición aceptable, tal como se muestra en la **Tabla 10**.

**Figura 10. Desempeño hidráulico sistema propuesto con ajuste**



**Tabla 10. Desempeño operacional sistema propuesto con ajuste.**

	PARÁMETRO	VALOR	T-557	T-558	T-561
1	MÁXIMA [H <sub>2</sub> S] AMINA POBRE [ppm]	1000	1,006	1,006	1,006
2	MÁXIMA [H <sub>2</sub> S] H <sub>2</sub> S GAS DULCE [ppm]	800	N/A	9,18	0,18
3	MÁXIMA CARGA ÁCIDA AMINA RICA [mol/mol]	0,4	0,28	0,39	0,19
4	INUNDACIÓN JET MÁXIMA [%]	70	50,19	53,7	31,7
5	INUNDACIÓN EN BAJANTES MÁXIMA [%]	85	40,07	N/A	34,79
6	LLORIQUEO MÁXIMO [%]	20	36,1	N/A	N/A
7	Δ PRESIÓN MÁXIMA POR PLATO/SECCIÓN [PSI]	0,3	0,125	0,13	0,09

En la **Tabla 10**, se aprecia que la concentración máxima de H<sub>2</sub>S en la amina pobre disminuye significativamente con respecto a los resultados reflejados en la **Tabla 9** resaltando que sin realizar el ajuste operacional se tiene un porcentaje de remoción del 40 % y con el ajuste se tiene un 99,9% en el porcentaje de remoción del despojo de H<sub>2</sub>S en la amina, lo cual confirma la mejora en la transferencia de masa en el proceso de regeneración. Al generar una amina pobre con menor contenido de H<sub>2</sub>S y alimentarla a las torres de absorción se aumenta también la eficiencia en este

proceso. En la T-558, la concentración máxima de H<sub>2</sub>S en el gas dulce es de 9,18 ppm aumentando el porcentaje de remoción del proceso de 60% a un 99 % con el ajuste propuesto y en la T-561 la concentración de H<sub>2</sub>S de gas dulce es de 0,18 ppm incrementando el porcentaje de remoción de 41% a 99%; ambos gases producidos se encuentran en las condiciones apropiadas para entrar al sistema de tratamiento posterior el cual es la PSA. En cuanto a las cargas ácidas de amina rica de las dos absorbedoras se encuentran por debajo del valor recomendado por Shell. Referente a la hidráulica de las T-557, T-558 y la T-561, la inundación tanto jet como en bajantes se encuentra por debajo de los valores operacionales recomendados. La condición de lloriqueo máxima de 36,1% se da en los platos de cima de la T-557, sin embargo la influencia de esta condición en el proceso en tan solo 3 de los 17 platos no afecta la eficiencia global de operación.

Lo anterior confirma que un ajuste en el calor transferido en el intercambiador E-568 generaría una operación más eficiente y estable desde el punto de vista hidráulico y de porcentaje en la remoción de los componentes ácidos presentes en el sistema propuesto. Por lo tanto el sistema propuesto con el respectivo ajuste, es viable para el objetivo de tratamiento de las corrientes de gas combustible en la T-561, generando una corriente de gas dulce libre de H<sub>2</sub>S para la recuperación del hidrógeno potencial contenido en estas y su implementación en las iniciativas de HDT y HDC de la Refinería de Barrancabermeja.

#### 4. CONCLUSIONES

- De acuerdo a los parámetros definidos para validar el esquema de procesos simulado de la unidad U-550 Orthoflow, incluyendo un cotejo con los datos de campo se puede concluir que el modelamiento realizado mediante Aspen Hysys se ajustó con un máximo error de 8,8%, simulando el comportamiento real del sistema.
- Teniendo en cuenta las condiciones de entrada, el diseño de la torre y los productos salientes de la simulación efectuada de la T-561, se estima que el porcentaje de remoción de H<sub>2</sub>S es del 97,7%. El gas dulce generado cumple con las condiciones de alimentación a la PSA, para la futura recuperación del H<sub>2</sub>.
- Realizando el acople de la T-561 al sistema actual de operación de Orthoflow, se concluye que debido a la condición de lloriqueo de la T-557 el sistema propuesto es viable solo si, se ajusta el flujo de calor que se le es entregado al E-568, hasta la máxima capacidad de diseño la cual es de 15,5 MMBTU/h. Permitiendo llevar el sistema a una operación viable, segura y los productos bajo la especificación requerida.

## BIBLIOGRAFÍA

AHMADI F. Assessing the performance of aspen plus and promax for the simulation of CO<sub>2</sub> capture plants. University of Regina, Regina, Saskatchewan. 2012

ALKATHERI M, GRANDAS R. Tapping Singular Middle Eastern Ultrasour Gas Resources Combining Membrane and Absorption Systems: Potential for Energy Intensity Reduction. Department of Chemical Engineering, Khalifa University of Science and Technology. Abu Dhabi, United Arab Emirates. 2017

ASOCIACIÓN COLOMBIANA DE PETRÓLEOS. Informe económico No 10. Bogotá, Colombia. 2016

BANDYOPADHYAY R, UPADHYAYULA ,S. Thermodynamic analysis of diesel hydrotreating reactions. Fuel, Volume 214, 2018 Pages 314-321.

BENSON J. et Al. Recovery Hydrogen and profits from Hydrogen-Rich Offgas. CEP Magazine, AIChE. 2018

BULLIN J. et Al Selective Absorption Using Amines. Department of Chemical engineering, Texas A&M University, College Station, Texas. 2006

DOMINGUES T. et Al Overall Efficiency Evaluation of Commercial Distillation Columns with Valve and Dualflow Trays. AIChE Journal Vol 56, No.9. 2010

DYMENT J et Al . Acid Gas Cleaning Using Amine Solvents Validation with Experimental and Plant Data. Aspen Technology, INC.2018

ENGEL D., STREET D. Amine Treating and Sour Water Stripping. Eighth Ed. Sulphur Experts. Calgary, Canada. 2012

ERDMANN E. et al Endulzamiento de gas natural con aminas. Simulación del Proceso y análisis de sensibilidad paramétrico. Instituto Tecnológico de Buenos Aires- ITBA. Buenos Aires, Argentina. 2012

ESPINOSA J. Estado del arte sobre el proceso de producción de hidrógeno en un horno reformador a partir de gas natural y vapor (2010 – 2017). Universidad de San Buenaventura. Cartagena, Colombia. 2017

EXXON MOBIL DESIGN PRACTICES VERSION 4.0 Exxon Mobil Research and Engineering Company. 2005

GOMEZ. J Proceso y manejo de gas. Universidad Autónoma Nacional de México. Mexico, DF. 2015

HAJILARY. N, et al. Amine Gas Sweetening System Problems Arising from Amine Replacement and Solutions to Improve System Performance Journal of Petroleum Science and Technology, Vol.1, No.1, 2011, 24-30.

HONEYWELL UOP. UOP Polybed™ Pressure Swing Adsorption (PSA) Systems 2016.

JOHN. C, et al. Using Mixed Amine Solutions for Gas Sweetening. Bryan Research and Engineering, Inc. - Technical Papers. Bryan, Texas, USA. 2006

MACKENZIE D. et al Design & Operation of a selective sweetening plant using MDEA. Bryan Research & Engineering INC, Bryan , Texas. 2006

MEISTER J., KOKAYEFF P. Mild Hydrocracking: new challenges for a mature technology. Newsletter Honeywell UOP. 2012

MINISTERIO DE AMBIENTE, VIVIENDA Y DESARROLLO TERRITORIAL Y MINISTERIO DE MINAS Y ENERGÍAS. Resolución número 1180 de 2012. Bogotá, Colombia.

MIVECHIAN A. et Al. Hydrogen recovery from Tehran refinery off-gas using pressure swing adsorption, gas absorption and membrane separation technologies: Simulation and economic evaluation. University of Mashhad. Mashhad, Iran. 2012

NATIONAL RENEWABLE ENERGY LABORATORY (NREL). Survey and Down-Selection of Acid Gas Removal Systems for the Thermochemical Conversion of Biomass to Ethanol with a Detailed Analysis of an MDEA System. San Francisco. California. 2009

SARTORI G. et Al Sterically-Hindered Amines for Acid-Gas Absorption, Separation & Purification Reviews, 16:2 2006, 171-200.

UNIDAD DE PLANEACIÓN MINERO ENERGÉTICA. Proyección de demanda de combustibles líquidos en Colombia. Bogotá, Colombia. 2016

VALAVARASU G., BHASKAR M.& BALARAMAN. K. Mild Hydrocracking-A Review of the Process, Catalysts, Reactions, Kinetics, and Advantages. Journal Petroleum Science and Technology. Volume 21. Issue 7-8. 2003

ZAREI A. et Al CFD study of weeping rate in the rectangular sieve trays. Journal of the Taiwan Institute of Chemical Engineers 2013 44, 27-33.

## ANEXOS

### ANEXO A. REACCIONES EN PROCESO DE ABSORCIÓN

Cuando una corriente gaseosa que contiene H<sub>2</sub>S y/o CO<sub>2</sub> entra en contacto con una solución acuosa de amina, los gases ácidos reaccionan para formar complejo ácido-gas, una sal soluble. Estas reacciones son exotérmicas y liberan cantidades considerables de calor.

En cuanto al H<sub>2</sub>S, independiente de tipo de amina reacciona instantáneamente vía transferencia de protones formando hidrogenosulfuro tal como se aprecia en la Ecuación 1



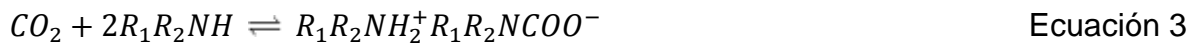
En cuanto al CO<sub>2</sub>, la absorción ocurre de dos diferentes mecanismos, el primero es cuando el CO<sub>2</sub> reacciona con el agua, este se hidroliza y forma ácido carbónico tal como se aprecia en la Ecuación 2A, posteriormente el ácido carbónico se disocia en bicarbonato (Ecuación 2B), este último reacciona con la amina en una reacción de ácido base.



La reacción general con la cual se absorbe el CO<sub>2</sub> mediante este mecanismo es la Ecuación 2. Este mecanismo de reacción es generalmente lento ya que la Ecuación 2B tiene una cinética lenta.



El segundo mecanismo de reacción del CO<sub>2</sub> ocurre principalmente en aminas primarias y secundarias y requiere la presencia de hidrógeno. Este mecanismo se evidencia en la Ecuación 3.



Las reacciones anteriormente mostradas pueden ser revertidas mediante la adición de calor en el proceso conocido como regeneración de la amina. [15] [24] [25]

## ANEXO B. GRÁFICAS HIDRÁULICAS TEORÍA

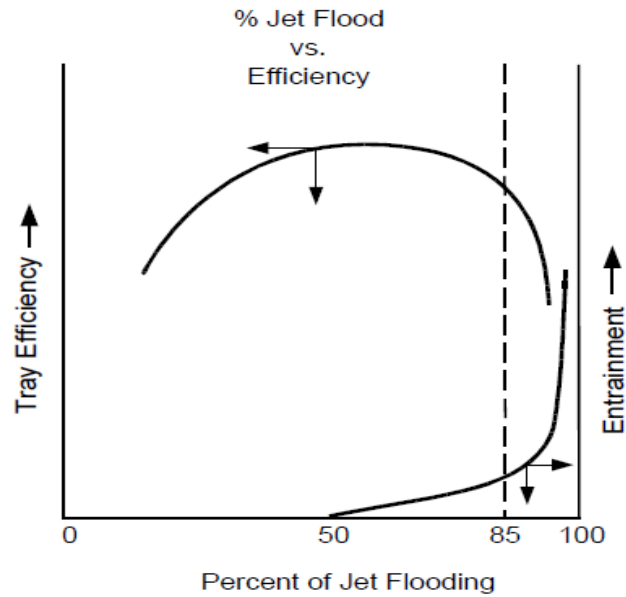


Figura 1. Relación entre el porcentaje de inundación y la eficiencia de plato.[14]

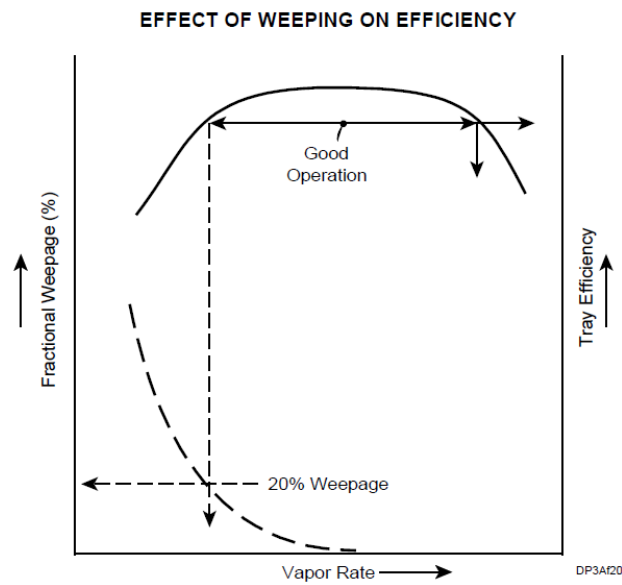


Figura 2. Efecto del lloriqueo en la eficiencia de plato [14]

## ANEXO C. CONDICIONES OPERACIONALES DE CORRIENTES Y TORRES.

Tabla 1. Composición promedio gas esponja Orthoflow

CROMATOGRAFÍA GAS ESPONJA ORTHOFLOW		
COMPUESTO	PROMEDIO [FRACCIÓN MOLAR]	NORMALIZADO [FRACCIÓN MOLAR]
CO <sub>2</sub>	0,018	0,018
Ethane	0,083	0,084
Ethylene	0,071	0,072
Propane	0,030	0,031
Propene	0,090	0,091
H <sub>2</sub> S	0,026	0,027
Hydrogen	0,392	0,400
i-Butane	0,013	0,013
i-Pentane	0,008	0,008
Methane	0,188	0,206
CO	0,011	0,011
n-Butane	0,006	0,007
Nitrogen	0,031	0,031
Oxygen	0,001	0,001
SUMA	<b>0,968</b>	<b>1,000</b>

**Tabla 2. Cromatografía corriente 1.**

<b>CROMATOGRAFÍA GAS D-313</b>		
<b>COMPUESTO</b>	<b>PROMEDIO [FRACCIÓN MOLAR]</b>	<b>NORMALIZADO [FRACCIÓN MOLAR]</b>
CO <sub>2</sub>	0,0185	0,0191
Ethane	0,0734	0,0756
Ethylene	0,0538	0,0554
Propane	0,0365	0,0376
Propene	0,0655	0,0675
H <sub>2</sub> S	0,00676	0,007
Hydrogen	0,3922	0,4042
i-Butane	0,0245	0,0252
i-Pentane	0,0056	0,0058
Methane	0,2447	0,2523
CO	0,0077	0,0079
n-Butane	0,01	0,0103
Nitrogen	0,0308	0,0317
Oxygen	0,0004	0,0004
SUMA	0,97036	1

**Tabla 3. Composición corriente 2**

<b>COMPOSICIÓN D-1106</b>	
<b>COMPUESTO</b>	<b>%MOL</b>
H <sub>2</sub> S	5
H <sub>2</sub>	95
TOTAL	100

**Tabla 4. Desempeño T-558**

GAS DULCE		AMINA RICA	
COMPOSICION H <sub>2</sub> S [PPM]	286,10	COMPOSICION H <sub>2</sub> S [PPM]	12140
COMPOSICION CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> ]	0,26	CARGA ÁCIDA	0,36
TEMPERATURA [°F]	124,10	CONCENTRACIÓN AMINA [%Wt]	24,36
PRESION [PSIG]	131,80	FLUJO [GPM]	153,20
FLUJO [PCSH]	538750,00	TEMPERATURA [°F]	134,70

**Tabla 5. Desempeño T-557**

AMINA RICA		AMINA REGENERADA	
COMPOSICION H <sub>2</sub> S [PPM]	11400	COMPOSICION H <sub>2</sub> S [PPM]	621,40
COMPOSICION CO <sub>2</sub> [%CO <sub>2</sub> ]	0,57	CARGA ÁCIDA	0,02
TEMPERATURA [°F]	198,00	CONCENTRACIÓN AMINA [%Wt]	25,11
PRESION [PSIG]	24	FLUJO [GPM]	185,80
FLUJO [GPM]	193,10	TEMPERATURA [°F]	261,4
CONDICIONES DE LA TORRE		GAS ACIDO DE AMINA	
REFLUJO [GPM]	9,23	COMPOSICION H <sub>2</sub> S [% mol]	66,75
DUTY REHERVIOR [MMBTU/h]	9,32	COMPOSICION CO <sub>2</sub> [%mol]	33,55
TEMPERATURA CIMA [°F]	190,00	PRESION [PSIG]	18
PRESION CIMA [PSIG]	18	FLUJO [PCEH]	25887,5

Tabla 6. Composición de entrada T-561 Tabla 7. Condiciones entrada T-561.

<b>COMPOSICION MEZCLA CORRIENTE ENTRADA T- 561</b>	
<b>COMPUESTO</b>	<b>FRACCIÓN MOLAR</b>
CO <sub>2</sub>	0,0163
Ethane	0,065
Ethylene	0,0476
Propane	0,0323
Propene	0,058
H <sub>2</sub> S	0,0131
Hydrogen	0,4811
i-Butane	0,0217
i-Pentane	0,005
Methane	0,2167
CO	0,0068
n-Butane	0,0089
Nitrogen	0,0272
Oxygen	0,0003

<b>Condiciones corriente entrada T-561</b>	
<b>PARÁMETRO</b>	<b>VALOR</b>
Flujo [PCEH]	295833,3
Presión [PSI]	62,1
Temperatura [°F]	108,5