

**PLANTEAMIENTO Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL RETIRO DE
ÁCIDO SULFHÍDRICO DEL GAS RESIDUAL APROVECHADO ACTIVOS
EXISTENTES DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.**

ALEXANDER TOLOZA CACERES

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

2019

**PLANTEAMIENTO Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL RETIRO DE
ÁCIDO SULFHÍDRICO DEL GAS RESIDUAL APROVECHADO ACTIVOS
EXISTENTES DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.**

ALEXANDER TOLOZA CACERES

**Trabajo de Grado presentado para optar al título de Magister en Ingeniería
Química**

Director:

ZAMIR SÁNCHEZ CASTRO

M.Sc. Ingeniería Química

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

2019

DEDICATORIA

Les dedico este gran logro a Dios y a mi familia, ya que sin su apoyo y comprensión no hubiese culminado esta meta,

A los docentes de la UIS que con apoyo y conocimiento hicieron posible la terminación de mis estudios.

AGRADECIMIENTOS

Deseo agradecer a Dios primero por brindarme sabiduría y entereza para el inicio y la terminación de esta maestría.

Agradezco a Ecopetrol SA al ofrecerme la oportunidad de realizar y culminar mis estudios de maestría

Agradezco a mi familia por la paciencia y sacrificio que tuvieron durante los años de estudio ya que se sacrificaron muchos espacios de compartir en familia. Mi esposa Imelda que pese a su enfermedad siempre tuvo paciencia y dedicación, a mis hijos Angelica y Esteban que sin reproches siempre entendieron del esfuerzo que se realizaba para alcanzar mis metas.

Al Ingeniero Christian Angulo Beleño por su constante apoyo y guía para la elaboración de esta tesis.

Al Ingeniero Zamir Sánchez Castro por su guía y dedicación durante este proceso académico, muchas gracias por su tiempo.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCION	20
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	21
2. MARCO TEÓRICO	30
2.1 PLANTAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS ACIDO	30
2.1.1 Gases ácidos o agrios.	30
2.1.2 Procesos para el tratamiento de gases ácidos.	30
2.1.3 Propiedades de las alcanolaminas.	31
2.1.4 Química del tratamiento de gas con alcanolaminas.....	32
2.1.5 Descripción del proceso de endulzamiento de gas.....	34
2.1.6 Mejores prácticas de AMINA (Amine Best Practices).	37
2.2 ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD.....	37
2.2.1 Planteamiento del problema y la solución.....	38
2.2.2 Evaluación Económica.....	38
3. ESTADO DEL ARTE.....	40
3.1 PROCESOS DE ENDULZAMIENTO	40
3.2 MODELADO DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO CON ALCANOLAMINAS	42
4. OBJETIVOS.....	46
4.1 OBJETIVO GENERAL	46
4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	46
5. METODOLOGÍA	47
5.1 RECOLECCIÓN DE LA INFORMACIÓN	48
5.2 EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE AMINA DE LA UNIDAD UOP II	48
5.2.1 Identificación y balance másico del sistema de absorción con DEA (T-4301).	48

5.2.3 Cálculo del coeficiente de inundación (factor K) de la torre T-4301 para las condiciones de operación actual.	50
5.2.4 Modelado en ASPEN HYSYS de la absorbidora con amina T-4301	52
5.2.3 Estimación de productos de interés recuperados de la corriente de gas combustible.....	55
5.3 EVALUACIÓN DE LA TORRE T-561 COMO SISTEMA DE ABSORCIÓN CON AMINA PARA EL TRATAMIENTO DEL GAS COMBUSTIBLE DE LA UNIDAD MODELO IV	56
5.3.1 Necesidad de sistema de compresión y condiciones de entrada a la torre T-561.	57
5.3.2 Evaluación de la capacidad hidráulica de la torre T-561, para el nuevo servicio.....	57
5.3.3. Modelado en ASPEN HYSYS de la torre T-561 como sistema de absorción con amina.....	67
5.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA Y SELECCIÓN DE LA MEJOR OPCIÓN	69
5.4.1 Cantidad y precio de los productos recuperados.	69
5.4.2 Inversión y costos de operación.....	69
5.4.3 Impuestos a las utilidades.....	69
6. RESULTADOS.....	71
6.1 EVALUACIÓN TÉCNICA DEL SISTEMA DE AMINA DE UOP II.....	71
6.1.1 Identificación y balance másico del sistema de absorción con DEA (T-4301).	71
6.1.2 Cálculo del coeficiente de inundación (factor K) de la torre T-4301 para las condiciones de operación actual.	73
6.1.3 Modelado en ASPEN HYSYS de la absorbidora con amina T-4301.	75
6.1.4. Estimación de productos valiosos recuperados de la corriente.	84
6.2 EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA TORRE T-561 COMO UN SISTEMA DE ENDULZAMIENTO CON AMINA.....	87
6.2.1 Necesidad de sistema de compresión y condiciones de entrada a la torre T-561.	89

6.2.2 Análisis de la capacidad hidráulica de la torre T-561, como sistema de endulzamiento con DEA.	94
6.2.3 Modelamiento en estado estacionario del sistema de amina propuesto) usando Aspen HYSYS.	99
6.2.4 Modelado del sistema de regeneración de amina (T-557) y validación del modelo en estado estacionario.	103
6.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA.	109
6.3.1 Cantidad producida.	109
6.3.2 Precio del producto.	112
6.3.3 Inversión económica.	114
6.3.4 Valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR)	115
7. CONCLUSIONES	119
BIBLIOGRAFÍA	120
ANEXOS	126

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Diagrama general de sección de refinación.....	22
Figura 2. Tambor de gas combustible D-490: a) Diagrama general del cabezal de gas combustible de refinería y b) Fotografía en campo del tambor D-490.	23
Figura 3. Formación de compuestos de azufre en la superficie del haz de tubos del horno H-201	24
Figura 4. Esquema general del proceso de la planta de endulzamiento de gas en la unidad Cracking Orthoflow acoplado al sistema propuesto T-561.	29
Figura 5. Esquema general del proceso de la planta de endulzamiento de gas en la unidad Cracking Orthoflow.	36
Figura 6. Diagrama general de un proceso de endulzamiento de gas.	40
Figura 7. Simulación de planta de endulzamiento en ASPEN HYSYS.	43
Figura 8. Esquema desarrollo de metodología.	47
Figura 9. Zona frontera para la realización del balance de masa al sistema de tratamiento de gases con amina.	49
Figura 10. Balance de presión estática en la torre absorbidora T-4301.	52
Figura 11. Metodología empleada para el cálculo del máximo flujo de DEA.	59
Figura 12. Correlación para la estimación del parámetro de capacidad para torres con platos perforados.	60
Figura 13. Gráfica para el factor de fricción (f) para torres de platos perforados. ...	67
Figura 14. Facilidades existentes para el transporte de gas combustible de la unidad Modelo IV.	71
Figura 15. Diagrama de bloques del tratamiento de gases en la Cracking UOPII	72

Figura 16. Flujos de diseño y operación de la torre de amina T-4301: a) Flujos volumétricos base de datos y b) Flujos másicos calculados a partir del balance de la sección.....	73
Figura 17. Coeficiente de inundación "K" para los escenarios evaluados.	74
Figura 18. Torre absorbedora con amina T-4301: a) Diagrama grande de control y b) en el ambiente de simulación Aspen HYSYS.....	76
Figura 19. Ajuste de eficiencia de etapa en los componentes ácidos del gas para disminuir el error del balance de masa y térmico entre los datos reales y simulados.....	78
Figura 20. Análisis de sensibilidad realizado a la T-4301	83
Figura 21. Compuestos de mayor valor que se recuperarían si se aumenta 150 KPCSH de la corriente D-313 a UOPII.	85
Figura 22. Flujo másico y volumétrico del tambor D-313 al cabezal de gas combustible de refinería: a) Flujo total tomado de la base de datos RefineryInformationSystem (RIS) y b) Flujo ácido sulfhídrico calculado a partir de las cromatografías.	87
Figura 23. Sistema propuesto en torno a la torre T-561 para el endulzamiento del gas ácido proveniente de Modelo IV.	88
Figura 24. Flujo másico y volumétrico del tambor D-313 al cabezal de gas combustible de refinería: a) Flujo total tomado de la base de datos RefineryInformationSystem (RIS) y b) Flujo ácido sulfhídrico calculado a partir de las cromatografías.	89
Figura 25. Isometrico del banco de tubería para el transporte del gas a la T-561.	91
Figura 26. Perfil de temperatura en la tubería modelada en Aspen HYSYS.....	93
Figura 27. Balance másico de la T-561 realizado con la herramienta splitter en Aspen HYSYS.....	94
Figura 28. Parámetros obtenidos de la corriente de DEA RICA a partir de la herramienta Splitter parra distintos caudales de DEA POBRE: a) Flujo másico y volumétrico y b) densidad	96

Figura 29. Velocidad lineal del gas: a) Velocidad inundación y velocidad recomendada de operación y b) velocidad de inundación, recomendada y de operación.	96
Figura 30. Factor de inundación para distintos caudales de DEA para el flujo de gas máximo (387.2 KPCSH).	97
Figura 31. Modelamiento de la T-561 como sistema de endulzamiento en Aspen HYSYS.	101
Figura 32. Análisis de sensibilidad realizado a la torre T-561 en Aspen HYSYS variando el flujo de DEA: a) eliminación de H ₂ S en la corriente de gas y b) Ampliación.	102
Figura 33. Análisis de sensibilidad realizado a la torre T-561 en Aspen HYSYS: a) Perfil de H ₂ S en la corriente gaseosa dentro de la torre, para 277 KPCSH de gas ácido al 0.9% mol de H ₂ S y b) Concentración del gas tratado en la torre para distintos flujos de DEA pobre.	103
Figura 34. Modelamiento en Aspen HYSYS del sistema de regeneración de DEA de la unidad Orthoflow (T-557).	104
Figura 35. Modelamiento en Aspen HYSYS del sistema de endulzamiento propuesto para la remoción de H ₂ S de la corriente de gas combustible.	106
Figura 36. Flujos de operación actual, de diseño y al adicionar la T-561 al sistema de regeneración de Orthoflow (T-557): a) Intercambiadores E-559/60, b) Intercambiador E-567, c) Bomba P-567 y d) P-556.	107
Figura 37. Análisis de sensibilidad realizado a la T-557: a) Flujo de H ₂ S recuperado de la DEA RICA y b) consumo de vapor necesario para el despojo de H ₂ S de la DEA rica.	109
Figura 38. <i>Proyección de los precios de venta de los productos de interés:</i> a) PGR-BUTANO-ETANO-ETILENO y b) H ₂ SO ₄ -S-GLP.	113
Figura 39. . Matriz de flujo de fondo para el sistema propuesto en la alternativa 1.	116
Figura 40. Valor Presente Neto para la alternativa 1, en los años evaluados (2020-2024).	117

Figura 41. Matriz de flujo de fondo para el sistema propuesto en la alternativa 2.....	117
Figura 42. Valor Presente Neto para la alternativa 2, en los años evaluados (2020-2025).	118
Figura 43. Dimensiones de la torre T-561 en ambiente de Aspen HYSYS.....	126
Figura 44. Dimensiones de la torre T-557 en ambiente de Aspen HYSYS.....	127
Figura 45. Dimensiones de la torre T-4301 en ambiente de Aspen HYSYS.....	127

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Cromatografía típica del cabezal de gas combustible de refinería.....	24
Tabla 2. Cromatografía promedio de aportantes de gas combustible a la red de gas combustible D-940 en el periodo comprendido del 1 al 27 de febrero del 2018.....	27
Tabla 3. Selección del solvente para remoción de gases ácidos.....	31
Tabla 4. Balance másico planteado en torno la sección de amina de la unidad UOPII (T-4301).	49
Tabla 5. Interpretación del factor K.	51
Tabla 6. Dimensiones de la torre T-4301 empleados para el modelamiento en Aspen HYSYS.....	54
Tabla 7. Factores de recuperación típicos de la sección de concentración de gases.	56
Tabla 8. Dimensiones de la torre T-561, empleadas para el modelamiento en Aspen HYSYS.....	57
Tabla 9. Ecuaciones empleadas para la evaluación hidraulica.....	64
Tabla 10. Dimensiones de la regeneradora T-557 empleadas para su modelamiento en Aspen HYSYS.	68
Tabla 11. Datos de operación vs datos obtenidos en Aspen HYSYS de la T-4301.	77
Tabla 12. Valores en estado estacionario de la operación de la T-4301.	79
Tabla 13. Escenarios de composición de H ₂ S analizados en el estudio.....	79
Tabla 14. Resultados de la prueba de hipótesis realizada para estimar las composiciones de gas combustible a evaluar.....	81
Tabla 15. Variación del flujo de gas y concentración de H ₂ S a la entrada de la T-4301	82

Tabla 16. Producto recuperado al aumentar la carga en UOPII en 150 KPCSH. ...	86
Tabla 17. Condiciones normales de operación del flujo de gas ácido del D-313 enviado al cabezal de gas combustible de refinería.	90
Tabla 18. Parámetros evaluados en la tubería que transporta el gas combustible a la torre T-561.	91
Tabla 19. Variables de entrada necesarias para la evaluación hidráulica de la T- 561.	95
Tabla 20. Resultados de la evaluación hidráulica realizada a la T-561.	98
Tabla 21. Peso de la torre T-561 en operación como un sistema de absorción con amina.	99
Tabla 22. Datos empleados para el modelamiento de la torre T-561 como sistema de endulzamiento en Aspen HYSYS.	100
Tabla 23. Datos de operación de la despojadora T-557 vs los datos obtenidos a través de Aspen HYSYS.	105
Tabla 24. Aumento porcentual de las corrientes en el sistema de regeneración al adicionar DEA RICA proveniente de la T-561.	106
Tabla 25. Producto recuperado a partir del sistema propuesto.	111
Tabla 26. Producto recuperado a partir del sistema propuesto.	112
Tabla 27. Precios de venta proyectados de los productos de interés para el tiempo de estudio.	113
Tabla 28. Inversión necesaria para la adecuación de la T-561 con sistema de endulzamiento.	114
Tabla 29. Costos de operación de las alternativas planteadas.	115

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Dimensiones de las torres modeladas en el ambiente de Aspen HYSYS.....	126

GLOSARIO

GLP:	Gases licuados del petróleo.
PGR:	Propano grado refinería.
MIV:	Unidad de craqueo catalítico Modelo IV.
Bbl:	Barriles.
KPCSH:	Kilo pie cubico estándar hora.
DEA:	Dietanolamina.
DEA RICA:	Solución acuosa de DEA con alto contenido de H ₂ S y CO ₂ .
DEA POBRE:	Solución acuosa de DEA con bajo contenido de H ₂ S y CO ₂ .
Gas ácido:	Gas con contenido de H ₂ S y CO ₂ .
Gas dulce:	Gas con muy bajo contenido de H ₂ S y CO ₂ (trazas).
Ppm:	Partes por millón.
ICP:	Instituto Colombiano de Petróleo.
CDLAB:	Centro de laboratorios de refinería.
DCS:	Sistema de control Distribuido.
RIS:	Base de datos de refinería (RefineryInformationSystem).
PI:	Base de datos para el registro y consulta de todas las variables monitoreadas de los procesos.
COP:	Pesos colombianos.
USD:	Dólares estadounidenses.

RESUMEN

TÍTULO: PLANTEAMIENTO Y EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS PARA EL RETIRO DE ÁCIDO SULFÚDRICO DEL GAS RESIDUAL APROVECHADO ACTIVOS EXISTENTES DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*.

AUTORES: ALEXANDER TOLOZA CACERES**

PALABRAS CLAVES: Evaluación técnico económica, endulzamiento de gas, Aspen HYSYS, Craqueo catalítico

RESUMEN:

En este proyecto se plantearon y evaluaron alternativas para la remoción del ácido sulfúdrico presente en el gas combustible, ácido responsable de emisiones atmosféricas contaminantes de SO_x y paradas de planta no programadas en las unidades de fraccionamiento primario (Topping) producto de la corrosión acelerada en equipos (hornos y calderas), se evaluó la viabilidad técnica de las alternativas identificando cuellos de botellas y por medio del software para el modelamiento de procesos químicos Aspen HYSYS V8.8. Se estimó la viabilidad de enviar el gas ácido (277 KPCSH) a ser tratado en la sección de amina de la unidad cracking UOPII, sin embargo a partir del estudio técnico se evidencio que ésta solo cuenta con capacidad de tratar 150 KPCSH. Por otra parte, se determinó que es posible adecuar la torre deetanizadora de la cracking Orthoflow T-561 (actualmente en desuso), como un sistema de absorción con DEA para retirar el H₂S presente en el gas. No obstante, la evaluación económica reveló que la mejor configuración consiste en tratar parte del gas en la unidad de amina de UOPII (150 KPCSH) recuperando compuestos de valor agregado que en la configuración actual de operación están siendo desaprovechados y endulzar el gas remanente (127 KPCSH) en la T-561, recuperando la inversión al primer año, obteniendo ganancias de alrededor USD 1'392,603.00 a los 5 años de implementar el sistema y removiendo el H₂S presente en el gas combustible de la refinería de Barrancabermeja, Colombia.

* Proyecto de grado

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director Zamir Sánchez Castro

ABSTRACT

TITLE: APPROVING AND EVALUATING ALTERNATIVES FOR THE RETIREMENT OF HYDROGEN SULPHIDE OF THE RESIDUAL GAS USING EXISTING ASSETS OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY*.

AUTHORS: ALEXANDER TOLOZA CACERES**

KEY WORD: Economic technical evaluation, gas sweetening, Aspen HYSYS, catalytic cracking

Description

In this project, alternatives for the removal of hydrogen sulphide present in fuel gas were proposed and evaluated, acid responsible for SOX pollutant atmospheric emissions and unscheduled plant shutdowns in the primary fractioning units (Topping) product of accelerated corrosion in equipment were proposed and evaluated. (furnaces and boilers), the technical viability of the alternatives was evaluated by identifying bottle necks and by means of software for the modeling of chemical processes Aspen HYSYS V8.8. The feasibility of sending the acid gas (277 KPCSH) to be treated in the amine section of the UOPII cracking unit was estimated, however, from a technical study that showed that it only has the capacity to treat 150 KPCSH. On the other hand, it was determined that it is possible the de-ethanising tower of the Orthoflow T-561 cracking (currently in disuse), as an absorption system with DEA to remove the H₂S present in the gas. However, the economic evaluation revealed that the best configuration of the upper part of the UOPII (150 KPCSH) recovering the values of the same value as the current configuration of the operation are wasted and sweeten the remaining gas (127 KPCSH) in the T-561, recovering the investment in the first year, obtaining profits of around USD 1'392,603.00 after 5 years of implementing the system and eliminating the H₂S present in the fuel gas from the Barrancabermeja refinery, Colombia.

* Project of Grade

** Physicochemical Faculty of Engineering. School of Engineering Chemical. Master of Chemical Engineering. Director Zamir Sánchez Castro

INTRODUCCION

Las refinerías son complejos industriales donde se trata el petróleo con el fin de obtener una gran variedad de productos de mayor valor agregado según los requerimientos del mercado. Existen refinerías instaladas alrededor de todo el planeta, y en el territorio Colombiano se encuentran cinco, de las cuales destaca la refinería de Barrancabermeja por tener la mayor capacidad instalada de procesamiento de crudo (250,000 BPD) para la obtención de productos valiosos como gasolina, diésel, queroseno, jet, gas combustible e incluso productos petroquímicos como el ciclohexano, benceno, polietileno baja densidad (LDPE), propileno grado refinería (PGR) entre otros.

De las plantas que conforman la refinería, las unidades Topping y las de Craqueo Catalítico son especialmente críticas, debido a que son las encargadas de extraer la mayor parte de los productos valiosos del petróleo. Como se observa en la figura 1, el crudo inicialmente es enviado a las unidades Topping, conformadas por una sección de fraccionamiento atmosférica donde se destilan y se obtienen por la cima productos terminados como nafta, jet, keroseno, ACPM; de la zona media se extrae gasóleo y del fondo se obtiene el hidrocarburo de mayor peso, el cual es enviado a la sección de fraccionamiento al vacío donde se extrae más gasóleo. Una fracción de este gasóleo es enviada a las unidades de Cracking Catalítico para convertirse en productos más livianos y por lo tanto de mayor valor como el gas combustible, etano-etileno, gases licuados del petróleo (GLP), nafta, aceite liviano de ciclo (ALC). La fracción de gasóleo restante y por general más pesada sirve de carga a unidades de Parafinas donde se obtienen diferentes bases lubricantes y ceras.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

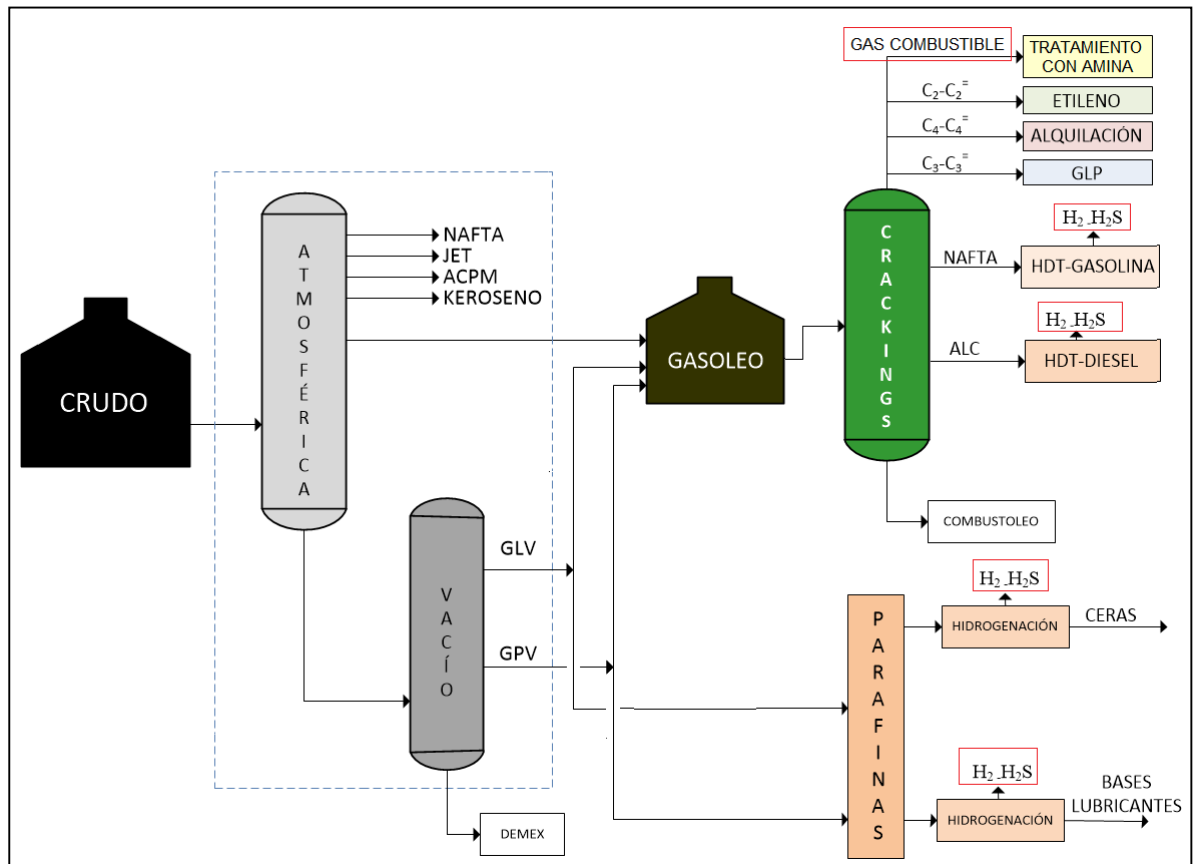
Las refinerías son complejos industriales donde se trata el petróleo con el fin de obtener una gran variedad de productos de mayor valor agregado según los requerimientos del mercado. Existen refinerías instaladas alrededor de todo el planeta, y en el territorio Colombiano se encuentran cinco, de las cuales destaca la refinería de Barrancabermeja por tener la mayor capacidad instalada de procesamiento de crudo (250,000 BPD) para la obtención de productos valiosos como gasolina, diésel, queroseno, jet, gas combustible e incluso productos petroquímicos como el ciclohexano, benceno, polietileno baja densidad (LDPE), propileno grado refinería (PGR) entre otros.

De las plantas que conforman la refinería, las unidades Topping y las de Craqueo Catalítico son especialmente críticas, debido a que son las encargadas de extraer la mayor parte de los productos valiosos del petróleo. Como se observa en la figura 1, el crudo inicialmente es enviado a las unidades Topping, conformadas por una sección de fraccionamiento atmosférica donde se destilan y se obtienen por la cima productos terminados como nafta, jet, keroseno, ACPM; de la zona media se extrae gasóleo y del fondo se obtiene el hidrocarburo de mayor peso, el cual es enviado a la sección de fraccionamiento al vacío donde se extrae más gasóleo. Una fracción de este gasóleo es enviada a las unidades de Cracking Catalítico para convertirse en productos más livianos y por lo tanto de mayor valor como el gas combustible, etano-etileno, gases licuados del petróleo (GLP), nafta, aceite liviano de ciclo (ALC). La fracción de gasóleo restante y por general más pesada sirve de carga a unidades de Parafinas donde se obtienen diferentes bases lubricantes y ceras.

Cada uno de los productos mencionados cuenta con etapas posteriores de tratamiento para mejorar su calidad y cumplir las especificaciones del cliente, en el

caso específico del gas combustible, este se envía a unidades de tratamiento con amina para la remoción del H₂S.

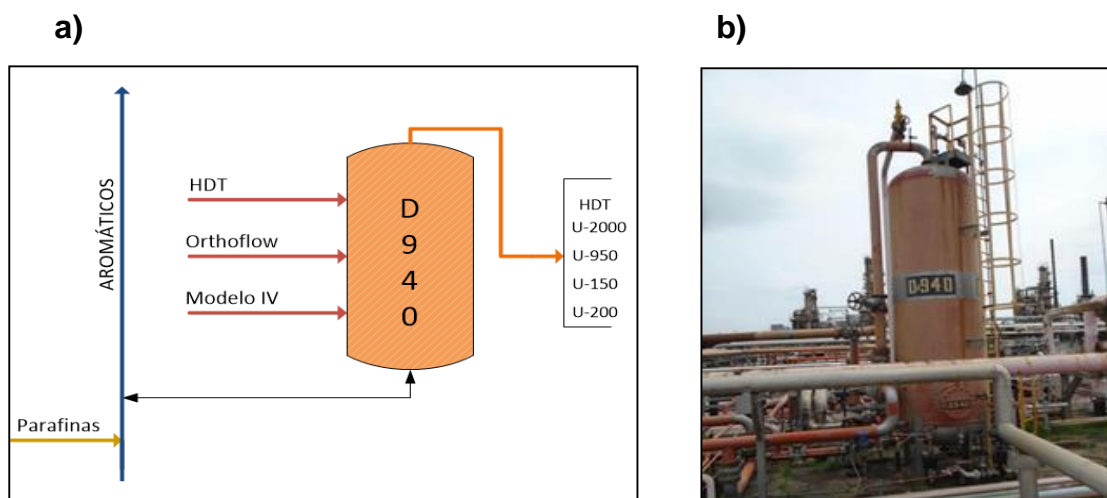
Figura 1. Diagrama general de sección de refinación.



La refinería de Barrancabermeja cuenta con 4 unidades de craqueo catalítico (Modelo IV, Orthoflow, UOP I y UOPII). Por ubicación geográfica el gas de Modelo IV y Orthoflow es enviado al cabezal de gas combustible de refinería donde se mezcla en el tambor D-940 con los gases resultantes de la unidad de Hidrotratamiento (HDT) de gasolina y diésel (figura 2). Este cabezal que opera a 75 psig se encarga de distribuir parte del gas a los hornos viscorreductores H-130/50 y H 201/02 de las unidades Topping U-150 y U-200, respectivamente, donde se aprovecha su poder calorífico para descomponer los fondos de la sección de vacío a través de la exposición a altas temperaturas produciendo gases e hidrocarburo

liquido más liviano (nafta y/o gasóleo). Una segunda fracción del gas se dirige a los hornos de precalentamiento (H-4701/02/51/52) de HDT y la fracción restante se emplea en las calderas B-951/52 de la U-950 para generar vapor aprovechando la energía producto de la quema del combustible (figura 2)

Figura 2. Tambor de gas combustible D-490: a) Diagrama general del cabezal de gas combustible de refinería y b) Fotografía en campo del tambor D-490.



Sin embargo, seguimientos realizados al gas del D-940 han revelado concentraciones de H_2S de alrededor del 1,25 % mol en la corriente de gas (tabla 1). La combustión del H_2S en hornos y calderas pueden generar altas emisiones de SO_2 y SO_3 en los gases de chimenea; las cuales son perjudiciales para el medio ambiente y la salud humana^{1 2 3}. Además de afectar la metalúrgica de los hornos, por la deposición de azufre en la pared externa de los tubos de acero al carbono, el SO_x generado en la combustión permea a través de las paredes del refractario, causando desprendimiento del mismo (figura 3).

¹ RAZZAQ R., C & ZHANG LI,. Coke oven gas: availability, properties, purification, and utilization in China. Fuel. Vol. 113 2013; p. 287-299

² BERMÚDEZ, J.M.; ARENILLAS, A.; LUQUE, R & MENÉNDEZ, J.A. An overview of novel technologies to valorise coke oven gas surplus. Fuel Process Technol. Vol. 110 2013; p. 150-159

³ BEAUCHAMP, R.O.; BUS, J.S.; POPP, J.A. & et al. A critical review of the literature on hydrogen sulfide toxicity. CRC Crit Rev Toxicol. Vol. 13 1984; p. 25-97

Tabla 1. Cromatografía típica del cabezal de gas combustible de refinería.

COMPONENTE	% Mol
Hidrogeno	34.15
Oxigeno	0.02
Nitrógeno	1.54
Monóxido de carbono	0.57
Dióxido de carbono	0.55
Metano	20.54
Etano	6.57
Etileno	3.85
Propano	5.09
Propileno	7.41
Iso-Butano	3.29
N-Butano	1.63
Iso-Pentano	9.72
Olefinas	3.74
H ₂ S	1.25

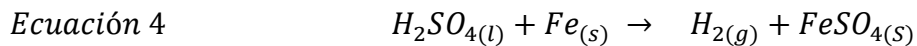
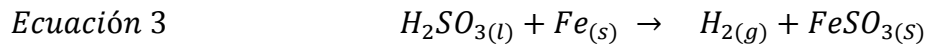
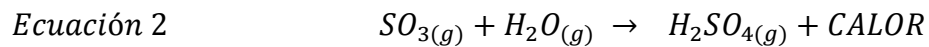
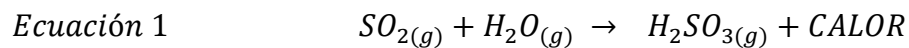
Fuente: ECOPETROL SA Sistema de información de laboratorio industrial (inspección de calidad (CDLAB GRB)).

Figura 3. Formación de compuestos de azufre en la superficie del haz de tubos del horno H-201



Fuente: ECOPETROL SA.

Así mismo, al calentarse el acero al carbono de la carcasa del horno por encima de los 500 °F (260 °C) se presenta sulfuración ^{4 5 6}, proceso en el cual reacciona el SO_x con vapor de agua para formar ácido sulfuroso o sulfúrico (ecuación 1 y 2). Estos ácidos al condensarse sobre la superficie del acero, forman pequeñas películas que favorecen la disolución del hierro para la progresiva formación de sulfatos y sulfitos de hierro como productos de corrosión (ecuación 3 y 4), los cuales, al ser altamente porosos y defectuosos, no tienen carácter protector ^{7 8}.



La producción de sulfato de hierro ocasiona la pérdida de espesor y uniformidad, sobrecalentamientos y la aparición de puntos calientes sobre la superficie del metal, además, promueve aún más reacción de sulfuración ^{9 10 11}.

⁴ JA'BAZ, Iman ; JIAO, Facun; WU, Xiaojiang & et al. Influence of gaseous SO₂ and sulphate-bearing ash deposits on the high-temperature corrosion of heat exchanger tube during oxy-fuel combustion. Fuel Processing Technology. Vol.167 2017; p. 193-204

⁵ API Recommended Practice 571. Second edition API 571 4.4.2 Sulfidation; 2011

⁶ RUHL, Sebastian & KRANZMANN, Axel. Investigation of corrosive effects of sulphur dioxide, oxygen and water vapour on pipeline steels. International Journal of Greenhouse Gas Control. Vol.13 2013; p. 9-16

⁷ *Ibid.*

⁸ HUIJBREGTS, W.M.M. & R.G.I, LEFERINK. Latest advances in the understanding of acid dewpoint corrosion: corrosion and stress corrosion cracking in combustion gas condensates. Anti-Corrosion Methods and Materials. Vol.51 2004; p. 173-188

⁹ JA'BAZ, Iman ; JIAO, Facun; WU, Xiaojiang & et al. Op. Cit.

¹⁰ YAN Z.-q. , Q; WANG, Z; WANG, X & LIU, H. Kinetic model for calcium sulfate decomposition at high temperature. Trans. Nonferrous Metals Soc. China. Vol.25 2015; p. 3490-3497

¹¹ BIRKS, N; MEIER, GH & PETTIT, FS. Introduction to the High Temperature Oxidation of Metals. Cambridge University Press 2006

Lo anterior conlleva a fallas en los hornos y demás equipos con los que tenga contacto el gas combustible ¹², como la ocurrida en el 2012 en la caldera B-952, donde estalló uno de sus manholes producto de un punto caliente asociado a la formación de depósitos de alto contenido de azufre, los cuales debilitaron la metalurgia del equipo, según los informes técnicos ¹³. Este tipo de eventos provocan paradas de planta no programadas de alrededor de 15 días, que pueden generar pérdidas brutas cercanas a 1'151,137.00 USD/día por producción de Nafta virgen, JET y ACPM; sin tener en cuenta la afectación a la carga de las unidades Cracking y otras unidades aguas arriba del proceso de refinación.

El marco estratégico 2010-2020 de Ecopetrol plantea el compromiso de producir barriles limpios, lo cual se traduce en procesos con cero incidentes ambientales, con normalidad laboral, en armonía con los grupos de interés y sostenible económica, social y ambientalmente ¹⁴. Así las cosas, la problemática generada por la concentración de H₂S en la red de gas combustible, no permite garantizar operaciones seguras y confiables en la refinería, convirtiéndose en un cuello de botella para cumplir con su plan estratégico. Por este motivo se requieren estrategias que permitan reducir la concentración de H₂S en la red de gas combustible de la refinería de Barrancabermeja.

Los análisis cromatográficos realizados por la refinería de Barrancabermeja a las unidades aportantes de gas a la red entorno al D-940 (tabla 2), demuestran que la unidad Cracking Modelo IV es la responsable de la presencia del H₂S en la red.

¹² HAIKIU, Zou; MIAOPENG, Sheng; XIAOFEI, Sol; ZIHAO & et al. Removal of hydrogen sulfide from coke oven gas by catalytic oxidative absorption in a rotating packed bed. Fuel. Vol. 204 2017; p. 47-53

¹³ MARTÍNEZ Heidy. (Lección Aprendida) Apagada de Emergencia de la caldera B-952. 2012

¹⁴ ECOPETROL Marco Estratégico Grupo Empresarial 2012-2020

Tabla 2. Cromatografía promedio de aportantes de gas combustible a la red de gas combustible D-940 en el periodo comprendido del 1 al 27 de febrero del 2018.

UNIDAD	Modelo IV D-313	ORTHOFLOW D-562	HDT D-4710
Flujo promedio [PCSH*]	278613	496587	497532
Flujo promedio [Lb/h]	13491	25141	5000
Flujo promedio H ₂ S [Lb/h]	299	0	0
COMPONENTE	% mol	% mol	% mol
Hidrógeno	43.038	37.33	59.37
Oxígeno	0.30	0.03	0.068
Nitrógeno	3.374	2.94	1.19
Monóxido de carbono	0.563	1.37	0.00
Dióxido de carbono	1.220	2.54	0.004
Metano	22.506	19.46	22.23
Etano	5.934	7.35	4.88
Etileno	4.807	7.31	0.00
Propano	3.835	2.33	4.53
Propileno	7.127	10.16	0.00
Iso-Butano	2.672	0.97	0.82
N-Butano	10.068	0.36	2.67
Iso-Pentano	0.00041	4.13	4.16
Buteno	2.386	3.23	0.06
Ácido sulfhídrico	1.178	0.00	0.00

*PCSH: Pies cúbicos estándar por hora.

Fuente: ECOPETROL S.A. Sistema de información de laboratorio industrial (inspección de calidad (CDLAB GRB))

El gas combustible generado en la unidad Modelo IV, proviene de los tambores de cima D-308 y D-313, de la torre estabilizadora y absorbadora respectivamente. Esta unidad no cuenta con sistema de remoción de H₂S, por lo cual parte de los gases son enviados a la sección de amina de la unidad Cracking UOPII. No obstante, alrededor de 278613 Pies Cúbicos Estándar Hora (PCSH) del gas del tambor D-313

son enviados directamente, sin tratar, al cabezal de gas combustible de refinería contaminándolo con H₂S.

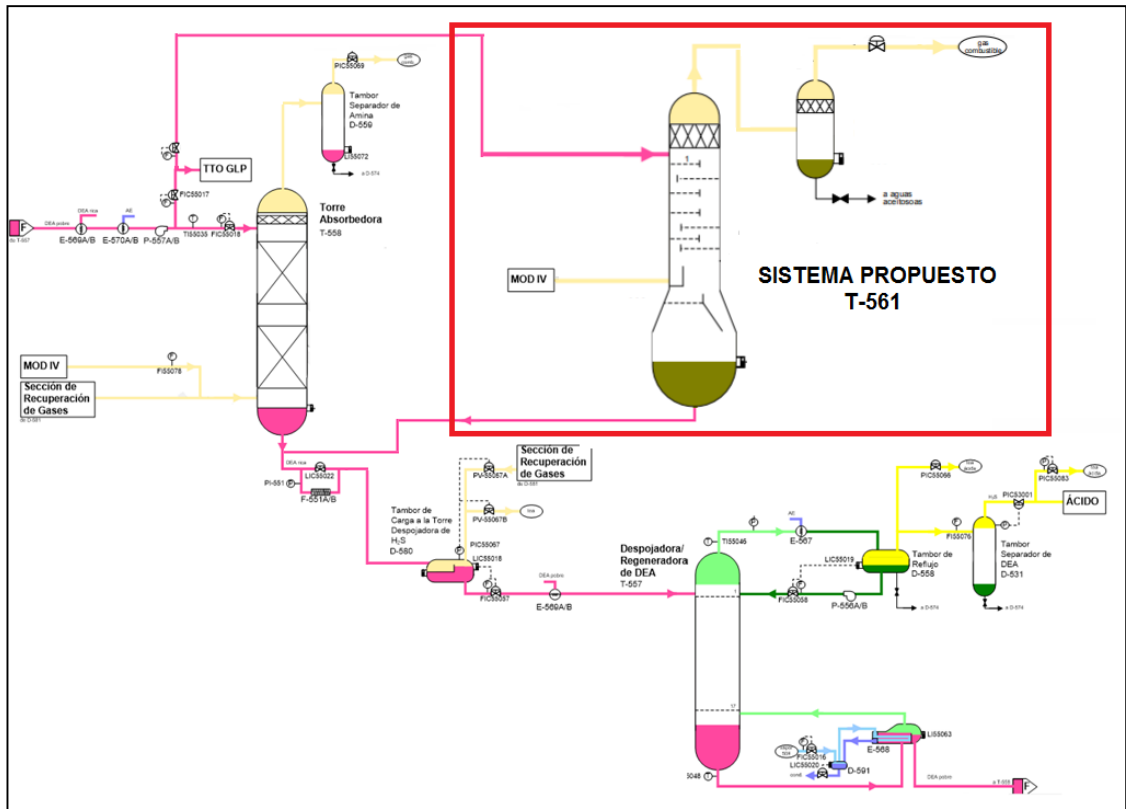
Actualmente la sección de amina de la unidad Cracking UOPII opera por debajo del flujo de diseño; sin embargo, el incremento del flujo de gas combustible a tratar requiere un análisis detallado para evitar fallas en el sistema, las cuales pueden acarrear problemas mayores.

Por este motivo, dentro del proyecto de modernización de la refinería se había contemplado la ampliación de la sección de amina de la unidad UOPII; no obstante, el proyecto no fue llevado a cabo. En este sentido, y dado el actual precio del barril de crudo, la Gerencia Refinería de Barrancabermeja estableció la directriz de resolver las problemáticas del complejo industrial mediante el empleo de activos existentes en uso o desuso con el objeto de minimizar los costos de inversión.

La unidad Cracking Orthoflow cuenta con la torre T-561, que era empleada para recuperar el etano-etileno de la corriente de gas combustible, esta sin embargo quedó fuera de servicio, entre muchas razones, por el cambio de dieta de refinería a crudos más pesados y por la llegada de las cracking UOPI y UOPII, las cuales son de mejor tecnología y de mayor capacidad, realizando este proceso con menos gasto energético.

Las características de diseño de la torre T-561 la hacen adecuada para las condiciones de temperatura (80 -150 °F) y presión (70-120 psig) requeridas para la remoción de H₂S con amina de un gas combustible. Adicionalmente, al pertenecer a la unidad Cracking Orthoflow, la torre T-561 puede incorporarse a la sección de amina de dicha unidad (absorbedora con DEA T-557 y regeneradora de amina T-558) empleando la misma amina pobre (sin H₂S) y enviando su efluente (Amina rica) a la torre regeneradora de amina T-557, la cual envía el H₂S recuperado a la unidad generadora de ácido sulfúrico (figura 4).

Figura 4. Esquema general del proceso de la planta de endulzamiento de gas en la unidad Cracking Orthoflow acoplado al sistema propuesto T-561.



Fuente: ECOPEPETROL S.A. Manual de Operación U-500. Unidad de Cracking catalítico III. 1995

Así las cosas, para el implemento de la torre T-561 como sistema de tratamiento de los gases combustibles de la unidad Modelo IV, se necesita conocer su capacidad de remoción de H_2S y los accesorios requeridos para ponerla en marcha. Por este motivo, la presente propuesta de investigación se centra en evaluar dos alternativas para la remoción de H_2S de la corriente de gas combustible procedente de la unidad Modelo IV. La primera alternativa consiste en aumentar la carga de gas al sistema de amina de la unidad Cracking UOPII. La segunda alternativa consiste en poner en funcionamiento la torre T-561 de la unidad Cracking Orthoflow. Para esto, se plantea realizar simulaciones que permitan el análisis operacional de los equipos.

2. MARCO TEÓRICO

2.1 PLANTAS DE ENDULZAMIENTO DE GAS ACIDO

2.1.1 Gases ácidos o agrios. Al sulfuro de hidrógeno (H_2S) y al dióxido de carbono (CO_2) se les conocen como compuestos ácidos debido a la solubilidad que presentan en agua para dar lugar a una solución ácida de ácido sulfhídrico y carbónico, respectivamente, por lo que se denomina gas ácido a la corriente gaseosa donde la presencia de estos compuestos es elevada o por encima de una determinada especificación. El H_2S y CO_2 se consideran contaminantes, ya que puede causar problemas tales como corrosión, taponamiento, erosión, peligros para la salud y el medio ambiente. Un gas se considera ácido si su contenido de H_2S y CO_2 supera los 5700 ppm y 1% molar respectivamente ¹⁵. De igual manera, se define endulzamiento de gas como aquel proceso diseñado para remover total o parcialmente los compuestos ácidos de una determinada corriente gaseosa; el gas resultante se suele llamar gas dulce y la especificación en cuanto contenido de H_2S va a depender del uso que se le vaya a dar a la corriente. Si el gas se va a emplear para la obtención de energía por combustión, se lleva hasta una especificación de menos de 300 ppm de H_2S debido a las restricciones en emisiones para prevenir la contaminación ambiental ¹⁶.

2.1.2 Procesos para el tratamiento de gases ácidos. De los procesos que se aplican para remover H_2S y CO_2 se destacan por excelencia los procesos de absorción química, absorción física y sistemas híbridos que emplean una mezcla de

¹⁵ QIU K.; SHANG J.F.; OZTURK M, & et al. Studies of methyl-diethanolamine process simulation and parameters optimization for high-sulfur gas sweetening. J. Nat. Gas. Sci. Eng. Vol. 21 2014; p. 379-385

¹⁶ REZAKAZEMI M.; NIAZI Z.; MIRFENDERESKI M, & et al. CFD simulation of natural gas sweetening in a gas-liquid hollow-fiber membrane contactor. Chem. Eng. J. Vol. 168 No.3 2011; p. 1217-1226

solventes químicos y físicos ¹⁷17]. La absorción química es el método más utilizado y comercializado para la eliminación de gases ácidos de corrientes gaseosas, empleando algún tipo de alcanolamina como solvente en más del 50% de las tecnologías actuales ¹⁸ 1918,19]. El despojo de los compuestos ácidos del solvente se hace con aumento de temperatura y disminución de presión en una etapa posterior a la absorción denominada regeneración. Por su parte los procesos de absorción física se basan únicamente en la solubilidad del gas en el solvente empleado, por lo cual la regeneración no requiere calor. En la tabla 3 se presenta una guía para la selección del tipo de solvente en función de la impureza.

Tabla 3. Selección del solvente para remoción de gases ácidos.

CONTAMINANTE	SOLVENTE	SOLVENTES	SOLVENTES
	QUÍMICO	FÍSICOS	HÍBRIDOS
H ₂ S	Muy bueno	Bueno	Muy bueno
CO ₂	Muy bueno	Bueno	Muy bueno
COS	Pobre/nada	Bueno	Bueno
RSH	Nulo/limitado	Bueno	Bueno
CS ₂	Nulo	Bueno	Bueno

Fuente: ASTARITA G.,; SAVAGE D.W., & BISIO A.,. Gas Treating with Chemical Solvents. John Wiley & Sons, New York 1983

2.1.3 Propiedades de las alcanolaminas. Las aminas son derivados orgánicos del amoníaco, cuya clasificación primaria, secundaria o terciaria está basada en el número de grupos orgánicos (grupos alquilo) unidos al átomo de nitrógeno.

¹⁷ ABU-EISHAH S.I.,; BABA HAR H.S.A.,; MARAGA M.,. Minimization of SO₂ emissions at ADGAS (Das island, UAE): I- current vs. modified schemes. J. Pet Eviron Biotechnol. Vol. 5 2014; p. 173

¹⁸ WANG T.,; HOVLAND J, & JENS K.J.,. Amine reclaiming technologies in post-combustion carbon dioxide capture. J. Eviron. Sci. Vol. 27 2015; p 276-289

¹⁹ MOKHATAB S.,; POE W.A., & MAK J.Y.,. Handbook of Natural Gas. Transmission and Processing (third ed.), Gulf Professional Publishing, Boston 2015

Las alcanolaminas reaccionan con el H₂S y el CO₂ presentes en el gas para formar un complejo químico el cual es disociado en la etapa de regeneración, restableciendo el solvente para reutilizarlo. A continuación se nombrarán las alcanolaminas usadas generalmente como solventes en procesos de endulzamiento ²⁰.

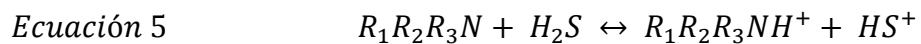
- **Monoetanolamina (MEA):** La MEA es una amina primaria empleada en varios procesos de endulzamiento de gas. Sin embargo, su uso ha mermado con el pasar de los años, debido a que a pesar de su bajo costo en comparación con otras alcanolaminas tiene mayor potencial de corrosión, altos requerimientos de calor (gasto energético), altos índices de pérdida de solvente y baja selectividad entre gases ácidos (CO₂ y H₂S).
- **Dietanolamina (DEA)** Es una amina secundaria y es la alcanolamina más empleada a escala comercial en el tratamiento de gases ácidos; es menos reactiva que la MEA. Sin embargo, en aplicaciones con apreciables cantidades de COS, CS₂, H₂S y CO₂ como corrientes de refinería suelen tener un desempeño exitoso. Entre sus cualidades destaca su bajo costo, elevada resistencia a la degradación, bajas pérdidas de solvente y menor tasa de corrosión con respecto a la MEA.
- **Metildietanolamina (MDEA).** Es una amina terciaria que ha tomado especial fuerza en los procesos de endulzamiento durante la última década, por su alta resistencia a la degradación, baja pérdida de solvente, bajo consumo energético y principalmente por su alta selectividad a remover H₂S en presencia de CO₂ ²¹. Sin embargo, tiende a la formación de sales termoestables, posee menor reactividad que la MEA o DEA y mínima remoción COS, CS₂ y de Mercaptanos.

2.1.4 Química del tratamiento de gas con alcanolaminas. Cuando una corriente de gas que contiene H₂S y/o CO₂ es puesta en contacto con una solución de

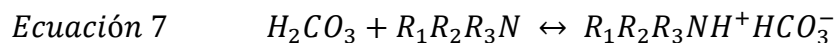
²⁰ *Ibíd.*

²¹ QIU K,; SHANG J.F,; OZTURK M, & et al. Op. Cit.

alcanolamina, el H₂S y el CO₂ se disocian en el agua para formar una solución de ácido débil que reacciona con la amina básica para formar un complejo soluble de ácido-base (una sal). Estas reacciones son exotérmicas y provocan liberación de una considerable cantidad de calor, independientemente de la estructura molecular de la amina. El H₂S reacciona instantáneamente con las aminas primarias, secundarias y terciarias mediante el mecanismo de transferencia directa de protón formando así amina hidrosulfurada (ecuación 5) ²².



La reacción entre CO₂ y las aminas puede ocurrir mediante dos mecanismos diferentes ^{23 24}. El primer mecanismo resulta cuando el CO₂ disuelto en el agua, hidroliza para formar ácido carbónico (ecuación 6), ácido que se disocia gradualmente para formar bicarbonato a medida que reacciona con la amina (ecuación 7). Estas reacciones ocurren con cualquier alcanolamina independiente de su estructura molecular, variando únicamente la velocidad de disociación de ácido carbónico a bicarbonato.



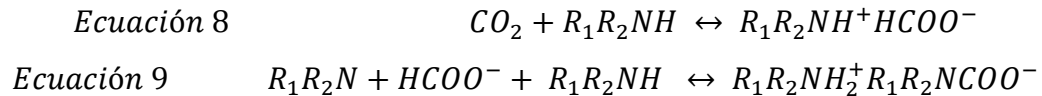
El segundo mecanismo llamado reacción de formación de carbamato requiere la presencia de un hidrógeno libre en la estructura molecular, por lo que ocurre solamente en aminas primarias y secundarias. Este proceso se lleva a cabo en varias etapas, donde una molécula de amina primaria o secundaria reacciona con el CO₂ formando carbamato (ecuación 8) que simultáneamente reacciona con una

²² ERDMANN, Eleonora; RUIZ, Liliana; MARTÍNEZ, Ale & et al. Natural gas sweetening with amines. process simulation and parametric sensitivity analysis. Avances en Ciencias e Ingeniería 2012

²³ *Ibíd.*

²⁴ ABKHIZ V.,; HEYDARI I., & TAHERI M.,. Operational investigation of multi feed amine process performance in comparison with conventional process. Int. J. Oil Gas Coal Eng. Vol. 2 No. 6 2014; p. 78-83

segunda molécula de amina para formar un complejo de amina carbonato como producto final (ecuación 9).



En los procesos de endulzamiento con soluciones de aminas terciarias (totalmente sustituidas) el CO₂ es removido por el mecanismo 1 (Hidrólisis), el cual ocurre a muy baja velocidad comparado con el mecanismo de absorción de H₂S, razón por la cual las aminas terciarias como MDEA se emplean en aplicaciones donde se requiere alta selectividad a la remoción de H₂S^{25 26}. Las velocidades de reacción cinéticamente diferentes entre los mecanismos de absorción de CO₂ y H₂S tienen gran impacto sobre la aplicación de las diferentes alcanolaminas.

2.1.5 Descripción del proceso de endulzamiento de gas. La figura 5 muestra la sección de amina de la unidad Cracking Orthoflow. La corriente de gas ácido entra por el fondo de la torre absorbidora de H₂S, mientras que una corriente de DEA pobre que proviene de la torre regeneradora es enfriada por intercambiadores de calor y enviada por una bomba a la cima de la torre donde tiene contacto en contracorriente a través de un lecho empacado con el gas ascendente del fondo, permitiendo la reacción y remoción del H₂S. El gas dulce que sale del tope de la torre absorbidora pasa a un tambor donde se separa de la amina arrastrada. Posteriormente, el gas es enviado a la red de gas combustible de refinería.

La solución de DEA rica en H₂S sale del fondo de la Torre Absorbidora y una fracción de ésta (30%) pasa a través de filtros de DEA, los cuales retienen partículas como hierro (Fe), azufre (S) y sales termoestables, dado que pueden conducir a su rápida degradación, para luego dirigirse al tambor de carga de la Torre Despojadora

²⁵ WANG T.; HOVLAND J, & JENS K.J.,. Op. Cit.

²⁶ MOKHATAB S.; POE W.A., & MAK J.Y.,. Op. Cit.

de H₂S donde se separa el hidrocarburo que pudo ser arrastrado. La DEA que sale del tambor de carga pasa a precalentarse y es enviada a la cima de la torre Despojadora, donde se reactiva por medio del despojo del H₂S a través del calentamiento de la solución en el rehervidor. La DEA pobre regenerada sale por el fondo del rehervidor y es usada como material absorbente nuevamente. Por su parte, los vapores de la Despojadora/Regeneradora, los cuales son una mezcla de sulfuro de hidrógeno y vapor de agua-DEA, salen por la cima y son enfriados en un intercambiador de calor para condensar la mezcla agua-DEA. Este condensado se acumula en el fondo del Tambor de Reflujo y es enviado de nuevo a la despojadora. Por otra parte, el gas de sulfuro de hidrógeno que sale por la cima puede ser enviado a la Tea ácida, planta de Ácido Sulfúrico, planta de Azufre II o Azufre III ²⁷.

²⁷ ECOPEPETROL S.A. Manual de Operación U-500. Unidad de Cracking catalítico III. 1995

2.1.6 Mejores prácticas de AMINA (Amine Best Practices). Una mejor práctica, es una acción recomendada o un requisito de diseño que funciona correctamente en muchos lugares, son un tipo de reglas heurísticas adquiridas a través de la experiencia, que se aplican de manera generalizada a nivel internacional para la buena operación de un sistema específico. Seguir las mejores prácticas mejorará la operación, pero no eliminará todos los problemas. También puede haber lugares donde una mejor práctica en particular no es lo correcto debido a alguna circunstancia única. Las buenas prácticas de Amina se pueden dividir en 5 pilares ^{28 29}:

- Control diario de la concentración de solvente a la concentración deseada [20-30% wt].
- Control diario de la carga de gas ácido en el solvente.
- Mantener la circulación para evitar la sobrecarga de gas ácido en el solvente rico.
- Mantener la temperatura de la alimentación de solvente 10 °F más caliente que la alimentación de gas.
- Mantener el solvente limpio por filtración constante.

2.2 ANÁLISIS DE FACTIBILIDAD

A nivel interno de la empresa el paso inicial para evaluar este tipo de proyectos se realiza por medio de un análisis de factibilidad para el control de cambios de planta. Análisis que tiene un formato oficial (establecido por la organización) y el cual se puede dividir en dos secciones principales.

²⁸ SHELL GLOBAL SOLUTIONS & ECOPETROL S.A. Amine Best Practices. Presentation (2010). Barrancabermeja, Colombia. 18 agosto 2010. [Consultado: 02/09/2018].

²⁹ ECOPETROL S.A. Análisis operacional URC-UOPII. Unidades de amina Orthoflow y UOPII. Barrancabermeja, Colombia

2.2.1 Planteamiento del problema y la solución. Esta sección consta de los siguientes ítems.

- **Información general:** Donde se establece el título de la iniciativa, la planta y/o equipo al cual se le hará el cambio y el proponente.
- **Descripción del sistema actual:** Se aclaran las características y forma de operación actual. Por otro lado se identifica y describe brevemente el problema que genera la necesidad del cambio.
- **Descripción y Alcance del sistema propuesto:** Dentro de este ítem se hace una descripción breve de la solución planteada. Sin embargo ha de adjuntarse al documento el estudio técnico desde el enfoque del proceso que soporte que el cambio propuesto realmente eliminará o mitigará el problema planteado, este usualmente suele ser análisis de sensibilidad a las variables de proceso de interés, realizados por medio del software Aspen HYSYS o Pro II.
- **Objetivo de requerimiento:** Se establece para qué se realizara el cambio.
- **Beneficios esperados:** Consiste en aclarar qué se espera ganar (o ahorrar) al ejecutar este cambio (tangibles o intangibles)

2.2.2 Evaluación Económica. Cuando se desea invertir en un proyecto se debe analizar la viabilidad financiera que tendría, para esto existen índices que ayudan a determinarlo como el VPN (Valor Presente Neto) y la TIR (Tasa Interna de Retorno).

- **Valor Presente Neto (VPN):** El VPN permite comparar los flujos de entrada y salida de efectivo reflejando el aumento o disminución de la riqueza del inversionista, la recuperación de la inversión inicial y las ganancias generadas por el proyecto; El VPN será aceptable si es mayor que cero.
- **Tasa Interna de Retorno (TIR):** La TIR es la tasa a la cual el $VPN=0$, que representa el rendimiento financiero real que tendría el proyecto si se llevara a cabo. Para evaluar la rentabilidad del proyecto la TIR se compara con una tasa atractiva mínima (TAM) también llamada coste de oportunidad de la inversión que para proyectos industriales toma comúnmente el valor de 15%, en donde, si la tasa de rendimiento del proyecto - expresada por la TIR- supera la tasa

atractiva mínima, se acepta la inversión pues estima un rendimiento mayor al mínimo requerido para que el proyecto sea factible; en caso contrario, se rechaza.

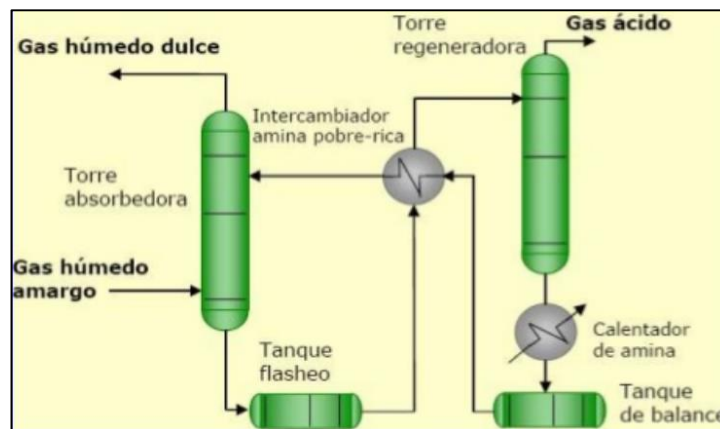
- **Estimación de costos.** La estimación de costo en esta etapa permite un grado de estimación de $\pm 50\%$, donde se obtiene de la estimación preliminar de costo de materiales, montaje, ingenieros, estudios y otros costos. Generalmente se pregunta al departamento de planeación y ejecución de paradas de plata quienes son los encargados de manejar esta información.

3. ESTADO DEL ARTE

3.1 PROCESOS DE ENDULZAMIENTO

Existen diferentes procesos de endulzamiento, cuya diferencia principal radica en el tipo de adsorbente utilizado (físicos o químicos). Generalmente el gas a tratar se pone en contacto en contracorriente con una solución de un componente activo (comúnmente una alcanolamina) que reacciona con los gases ácidos para formar compuestos inestables solubles en el solvente. El contacto en contra corriente se realiza en una torre conocida como contactora donde se presentan las reacciones reversibles entre la solución y los gases ácidos. Posteriormente la solución resultante se envía a la torre regeneradora donde se separa el gas ácido de la solución absorbadora (figura 6).

Figura 6. Diagrama general de un proceso de endulzamiento de gas.



Los procesos con aminas son los más frecuentemente usados y en segundo lugar los procesos con carbonato ³⁰. En los procesos de endulzamiento la torre contactora debe trabajar en condiciones de baja temperatura y alta presión de manera que se favorezca la reacción entre el gas y el solvente químico. Por otro lado, en la regeneración se debe trabajar en condiciones contrarias a las mencionadas (alta temperatura y baja presión) de manera de favorecer la liberación de los gases ácidos ³¹. Las principales desventajas de este método son la demanda de energía, la naturaleza corrosiva de las soluciones y la limitada carga de gas ácido en la solución, debido a la estequiometría de las reacciones.

Los gases ácidos como el CO₂ y el H₂S forman soluciones ácidas cuando se disuelven en agua, de tal manera que la absorción química con una solución básica resulta ser la forma más práctica de remover el gas ácido formando una sal característica de un proceso de neutralización. Estas reacciones están acompañadas de liberación de energía. Por este motivo, las alcanolaminas son idóneas para la remoción de gases ácidos, dado que: son bases lo suficientemente fuertes, son procesos de fácil operación, presentan bajo costo en comparación a otros solventes, la liberación de energía de reacción es moderada y pueden ser regeneradas y reutilizadas al suministrarle calor al sistema, y revertir la reacción ácido-base ^{32 33 34}.

³⁰ OSAMA A., RASHED AL., & SAMI, Ali. Modeling the solubility of CO₂ and H₂S in DEA-MDEA alkanolamine solutions using the electrolyte- UNIQUAC model. Separation and Purification Technology. Vol. 94 2012; p.71-83

³¹ MAHBOOBEH, Taheri; Mohebbi, Ali; HASHEMIPOUR, Hassanneo & el at. Simultaneous absorption of carbon dioxide (CO₂)-H₂S-CH₄ gas mixture using amine-based nanofluids in a wetted wall column. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 28 2016; p. 410-417

³² BULLIN, J & POLASEL, J. Selecting Amines for Sweetening Units. Bryan Research and Engineering; p 1-9

³³ LUNDSFOR, K & BULLIN, A. Optimization of Amine Sweetening Units. Bryan Research and Engineering 2001; p 1-14

³⁴ LUNSFORD K & BULLIN A. Optimization of Amine Sweetening Units. New York: American Institute of Chemical Engineers 1998; p 50-73

Los primeros solventes usados fueron la Trietanolamina (TEA) y la Monoetanolamina (MEA), siendo esta última en un principio la más utilizada en cualquier aplicación de endulzamiento. Sin embargo, fue reemplazada por la amina secundaria Dietanolamina (DEA) por sus mejores resultados, aunque recientemente el uso de la amina terciaria Metildietanolamina (MDEA) ha ganado mucho protagonismo en procesos de endulzamiento³⁵. En todo caso, el uso del tipo de amina depende en mayor grado de su selectividad hacia la remoción de contaminantes (CO₂ o H₂S).

3.2 MODELADO DE PROCESOS DE ENDULZAMIENTO CON ALCANOLAMINAS

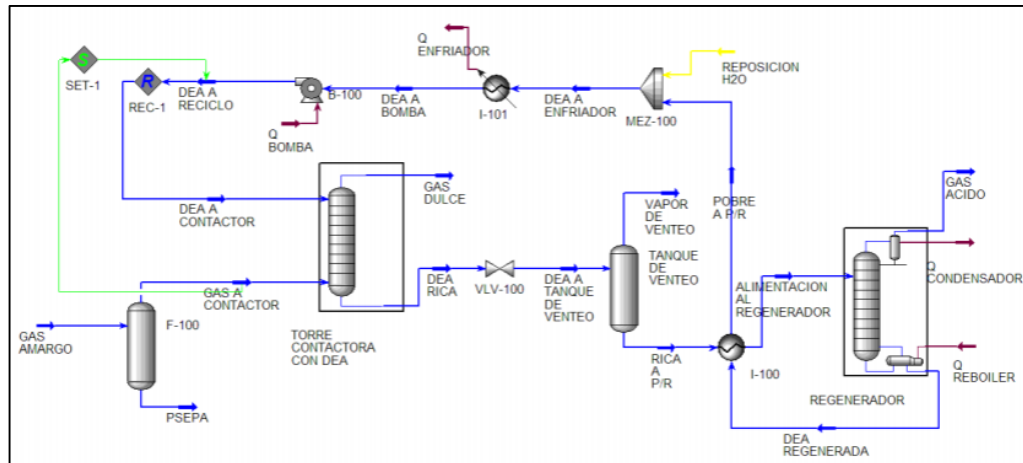
Desde el punto de vista de procesos químicos se entiende por simulación al proceso de desarrollar modelos, reproduciendo las condiciones y las variables de un sistema real en forma matemática. La simulación constituye una técnica económica para evaluar varios escenarios posibles de una situación sin provocar efectos sobre el mundo real permitiendo la posibilidad de equivocación, es una excelente herramienta de cómputo para entender el comportamiento de un sistema o proceso en poco tiempo y para evaluar varias estrategias, con el fin de encontrar mejores condiciones de operación y optimizar sistemas. Los simuladores de procesos químicos involucran ciertos tipos de modelos matemáticos, lógicos y termodinámicos, que junto a las propiedades físicas y químicas de las sustancias involucradas permiten predecir el comportamiento de un sistema y definir el estado de salida a partir de la información del estado de entrada.

Las investigaciones optan por modelar sistemas de endulzamiento de gas de refinería a través de softwares creados por la compañía ASPENTECH, siendo

³⁵ MORALES, G; CABRERA, D; TIRADO, G y MERCADO, L. Selección De Aminas Para Unidades De Endulzamiento De Gas Natural. INIQUI 2002

ASPEN HYSYS es el seleccionado por preferencia en la mayoría de los casos a nivel educativo y empresarial, debido a la facilidad con la que permite el diseño conceptual, la optimización y su alto grado de exactitud en este tipo de procesos modelados (figura 7) ³⁶.

Figura 7. Simulación de planta de endulzamiento en ASPEN HYSYS.



Fuente: ERDMANN, Eleonora; RUIZ, Liliana; MARTÍNEZ, Ale & et al. Natural gas sweetening with amines. process simulation and parametric sensitivity analysis. Avances en Ciencias e Ingeniería 2012

La característica más destacada de ASPEN HYSYS en modelamiento de procesos de endulzamiento es que ofrece el paquete de propiedades Amines pkg, que incluye todas las propiedades físicas, químicas y sistemas de reacción necesarios para modelar procesos de absorción y desorción con soluciones simples de aminas, tales como MEA, DEA, MDEA, TEA, DIPA o soluciones acuosas de mezclas de aminas como MEA-MDEA o DEA-MDEA para la remoción del H₂S y CO₂ ³⁷. Esto lo diferencia de otros simuladores, donde es necesario definir y cargar el sistema global de reacciones, lo que puede dar origen a variaciones en los resultados, en el

³⁶ MAHDI, Kheiririk; NEJAT, Rahmanian; MOHAMMAD; Farsi & et al. Revamping of an acid gas absorption unit: An industrial case study. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 55 2018, p. 534-541

³⁷ MAHDI, Kheiririk; NEJAT, Rahmanian; MOHAMMAD; Farsi & et al. Op. Cit.

caso en que las reacciones no se ingresen correctamente. Adicionalmente, en otros simuladores surge la necesidad de modificar las reacciones si se desea trabajar con diferentes soluciones de aminas.

Publicaciones recientes han demostrado que se pueden modelar plantas reales de endulzamiento con distintos tipos de alcanolaminas por medio del software Aspen HYSYS empleando el paquete de propiedades especializado para estos sistemas (Amines pkg) con rango de error aceptable. Vozniuk (2010)³⁸ simuló un proceso de endulzamiento de gas natural combinando las herramientas de Aspen HYSYS y Aspen ICARUS para evaluar técnica y económicamente el proceso, respectivamente. Los resultados demuestran que el servicio de calentamiento es afectado por el número de etapas del absorbedor, los caudales, la diferencia de temperatura mínima en el intercambiador de calor y la aplicación de división de corrientes.

Nasir M.A *et al* (2015)³⁹ modelaron y optimizaron una planta de endulzamiento de gas natural con MDEA, existente en Lekhwair (Omán), mediante Aspen HYSYS v7.3. Los resultados demostraron un error absoluto entre los datos reales y simulados inferior al 5% para las especificaciones de gas dulce e inferior al 2% para las utilidades requeridas, además de una nueva propuesta de operación para la reducción de los costos de operación en un 50%.

Recientemente Majeed (2016)⁴⁰ modeló y realizó análisis de sensibilidad a una planta de endulzamiento de gas natural con MDEA, mediante Aspen HYSYS. Las

³⁸ VOZNIUK I.O., Aspen HYSYS Process Simulation and Aspen ICARUS Cost Estimation of CO₂ Removal Plant. Telemark University College, Porsgrunn (Master Thesis), Norway 2010

³⁹ NASIR M.A.; LAGTAH AL.; AL-HABSI, Sultan & et al. Optimization and performance improvement of Lekhwair natural gas sweetening plant using Aspen HYSYS. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 26 2015; p. 367-381

⁴⁰ MAJEED S, Jassim. Sensitivity analyses and optimization of a gas sweetening plant for hydrogen sulfide and carbon dioxide capture using methyldiethanolamine solutions. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 36 2016; p. 175-183

simulaciones indicaron que los factores que más afectan el desempeño del proceso son la tasa de recirculación y la concentración de DMEA. Los resultados tuvieron un ajuste entre el 7.3 y 13.2% en el balance de materia y 10.1% en el balance de calor. Errores similares fueron reportados por Bolhar-Nordenkampf *et al.*, (2004) ⁴¹ y Gáspar y Ana Maria (2011) ⁴².

Por otra parte, algunos autores sugieren que al modelar estas plantas en Aspen HYSYS es necesario manipular la eficiencia de los platos o etapas para los componentes ácidos (H₂S y CO₂) con el fin de minimizar el error entre los datos reales y los obtenidos por simulación al cerrar el balance de masa. El Manual de Aspen HYSYS® confirma este enfoque haciendo hincapié en el uso de las eficiencias de etapa para tener en cuenta los efectos de la cinética y la transferencia de masa ⁴³. Pacheco y Rochelle (1998) ⁴⁴ simularon un proceso de endulzamiento con MDEA en una columna de platos ubicada en una refinería en Texas. El estudio presenta eficiencia de etapas entre 1.1 y 1.2% para la remoción de CO₂, y entre 84 y 90% para la remoción de H₂S. No obstante, se empleó Aspen RATEFRAC®, la cual es una versión de software bastante antigua que no tenía incorporado aun el paquete de propiedades de aminas actual. Estudios más recientes, como el llevado a cabo por T. Brathen *at el* (2014) ⁴⁵ simulan eficiencias de etapa del 15% para la remoción de CO₂ y 100% para la de H₂S, tanto en la torre absorbidora como en la despojadora, trabajando con MEA.

⁴¹ BOLHAR-NORDENKAMPF M.,; FRIENDL A.,; KOSS U, & et al. Modeling selective H₂S absorption and desorption in an aqueous MDEA-splution using a rate-base-non-equilibrium approach. Chem. Eng. Process. Vol. 43 2004; p. 701-715

⁴² GÁSPAR J, & Ana Maria. Dynamic modeling and validation of absorber and desorber columns for post-combustion CO₂ capture. Comput. Chem. Eng. Vol. 10 2011; p. 2044-2052

⁴³ Aspen HYSYS. Release 2004, Simulation Basis. Aspen Technol; Cambridge 2004

⁴⁴ PACHECO, M.A & ROCHELLE, G.T. Rate-based modeling of reactive absorption of CO₂ and H₂S into aqueous methyl-diethanolamine. Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 37 No. 10 1998; p. 4107-4117

⁴⁵ BRANTHE T.,; BERG C.,; BREKNE S.K, & at el. Optimization of configurations for amine based CO₂ absorption using Aspen HYSYS. Energy Procedia. Vol. 51 2014; p. 224-233

4. OBJETIVOS

4.1 OBJETIVO GENERAL

Evaluar la remoción de ácido sulfhídrico del gas combustible proveniente de la unidad Modelo IV aplicando un proceso de endulzamiento con alcanolaminas mediante el uso de activos existentes en la Refinería de Barrancabermeja.

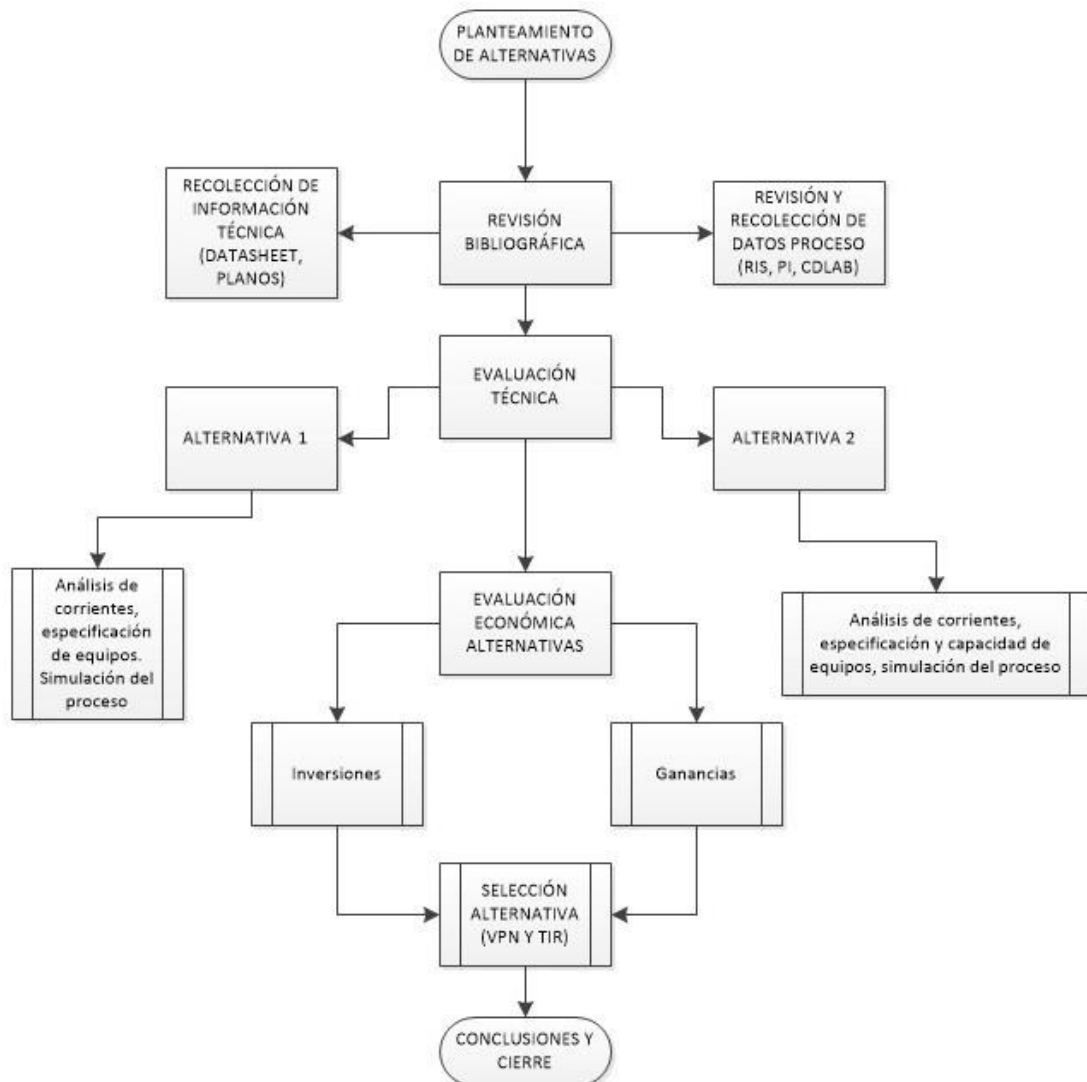
4.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Determinar las condiciones operacionales que permitan incrementar el flujo de gas combustible proveniente de la unidad Modelo IV que es tratado por la sección de amina UOP II.
- Evaluar mediante simulación la remoción de H₂S del gas combustible de la unidad Modelo IV en la torre deetanizadora T-561 (actualmente en desuso) ubicada en la unidad Cracking Orthoflow.
- Determinar la mejor opción para la reducción del contenido de H₂S de la red de gas combustibles de la refinería de Barrancabermeja, mediante un análisis de factibilidad técnico y económico.

5. METODOLOGÍA

La figura 8 muestra un esquema de la metodología utilizada para el desarrollo del trabajo de aplicación.

Figura 8. Esquema desarrollo de metodología.



5.1 RECOLECCIÓN DE LA INFORMACIÓN

Se recolectó información de la red de gas combustible del complejo industrial de Barrancabermeja, de la unidad cracking Modelo IV y de los sistemas de amina de las unidades UOPII (torres T-4301) y Orthoflow (T-557), en la base de datos de la refinería (PI) y la base Refinery Information System (RIS), donde se llevan registro de los valores de promedios diarios de flujos, presiones y temperaturas de las corrientes de interés. Adicionalmente se recolectaron datos de cromatografías del gas combustible y la composición de la Amina, mediante el sistema de información de laboratorio industrial (inspección de calidad (CDLAB GRB)). Para los datos de diseño de la torre T-561 se recurrió a los manuales y hojas de datos de los equipos unidad (Data sheet). Adicionalmente se investigó en fuentes bibliográficas metodologías para el modelamiento en Aspen HYSYS, que junto a los datos obtenidos de los manuales de mejores prácticas operacionales de sistemas de endulzamiento y consulta a ingenieros de procesos permitieron establecer las condiciones apropiadas para la operación.

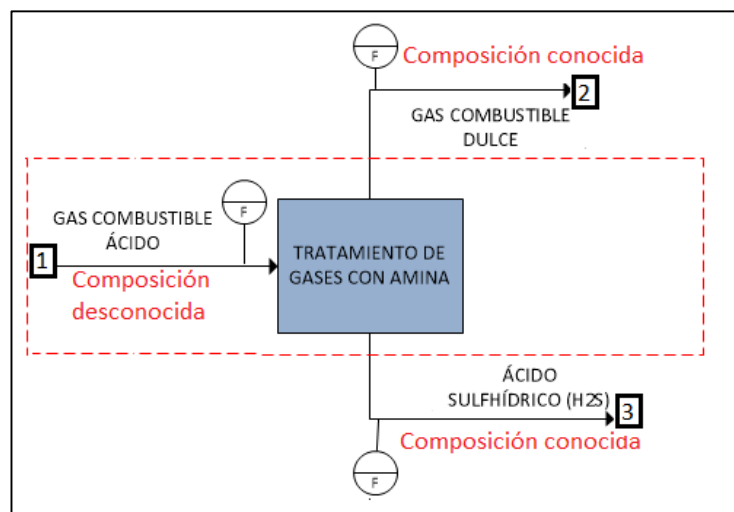
5.2 EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE AMINA DE LA UNIDAD UOP II

Se evaluó cuánto incremento en el flujo de gas por encima de los valores actuales de carga puede soportar el sistema de amina de la unidad UOPII (T-4301) y su desempeño en la remoción de H_2S a partir de un procedimiento en 4 pasos.

5.2.1 Identificación y balance másico del sistema de absorción con DEA (T-4301). Se identificaron los equipos que intervienen en la línea de proceso que sigue la corriente de gas del tambor D-313 una vez entra en la unidad UOP II, mediante la revisión de manuales de proceso, visitas a la planta, entrevistas con personal de ingeniería y de operaciones de la unidad. Por otra parte, se realizó el balance másico entorno a la torre absorbadora T-4301 (figura 9), a partir de los datos de

flujos volumétricos de todas las corrientes y las cromatografías de las corrientes de salida (corriente de H₂S y de gas combustible dulce) para el periodo de tiempo comprendido entre 10 de octubre del 2017 y 03 de abril del 2018, con el fin de compararlos con el flujo de diseño de la torre. Esta información se investigó y recolectó en el Centro de investigación técnica (CIT).

Figura 9. Zona frontera para la realización del balance de masa al sistema de tratamiento de gases con amina.



En el balance planteado (tabla 4) se conocen los flujos volumétricos de las tres corrientes y las composiciones de las corrientes 2 y 3, mientras que se desconoce la composición de la corriente 1.

Tabla 4. Balance másico planteado en torno la sección de amina de la unidad UOPII (T-4301).

Parámetro	Símbolo	Unidades	Ecuación
Flujo másico que entra a la torre	\dot{M}_1	Lb/h	$\dot{M}_1 = \dot{M}_2 + \dot{M}_3$
Flujo másico del gas combustible dulce	\dot{M}_2	Lb/h	$\dot{M}_2 = \dot{Q}_2 * PM_{gas\ dulce} * \frac{1}{1000 * K}$

Parámetro	Símbolo	Unidades	Ecuación
Flujo másico del ácido sulfhídrico	\dot{M}_3	Lb/h	$\dot{M}_3 = \dot{Q}_3 * PM_{H_2S} * \frac{1}{1000 * K}$
Peso molecular del gas ácido	$PM_{gas\ ácido}$	g/mol	$PM_{gas\ ácido} = 1000 * M_1 * K * \frac{1}{\dot{Q}_1}$

En la anterior tabla Q corresponde al flujo volumétrico estándar de las corrientes (KPCSH), PM el peso molecular (g/mol) y K es la constante de los gases cuyo valor es 379.23 ft³/Lbmol ⁴⁶.

5.2.3 Cálculo del coeficiente de inundación (factor K) de la torre T-4301 para las condiciones de operación actual. El factor K es usualmente empleado en la refinería de Barrancabermeja por los ingenieros de proceso para evaluar de manera práctica el estado y adecuado funcionamiento de las torres (inundación, caída de platos, lloriqueo, entre otros) ⁴⁷, este se calculó a partir de la siguiente ecuación:

$$Ecuación\ 10 \qquad K = \frac{H_L}{H_T}$$

Donde H_T es la altura total de los platos o lecho empacado a evaluar y H_L es la altura total que ocupa el líquido dentro de esta sección. Esta última se calcula a partir del balance de presión estática entre el punto superior a evaluar y el punto inferior. La interpretación del factor K se presenta en la tabla 4.

⁴⁶ ECOPETROL S.A. Manual de Operación U-500. Unidad de Cracking catalítico III. 1995

⁴⁷ ECOPETROL S.A. Análisis operacional de torres en las URC y CDU. Unidades de amina Orthoflow y UOPII. Barrancabermeja, Colombia

Tabla 5. Interpretación del factor K.

FACTOR K	INTERPRETACIÓN
0.00-0.05	Torre con posibles platos o lechos caídos
0.10-0.11	Torre con lloriqueo excesivo
0.16-0.25	Torre cercana a su mejor eficiencia
0.35-0.40	Torre con inundación incipiente
> 0.40	Torre inundada

Fuente: ECOPETROL S.A. Análisis operacional de torres en las URC y CDU. Unidades de amina Orthoflow y UOPII. Barrancabermeja, Colombia

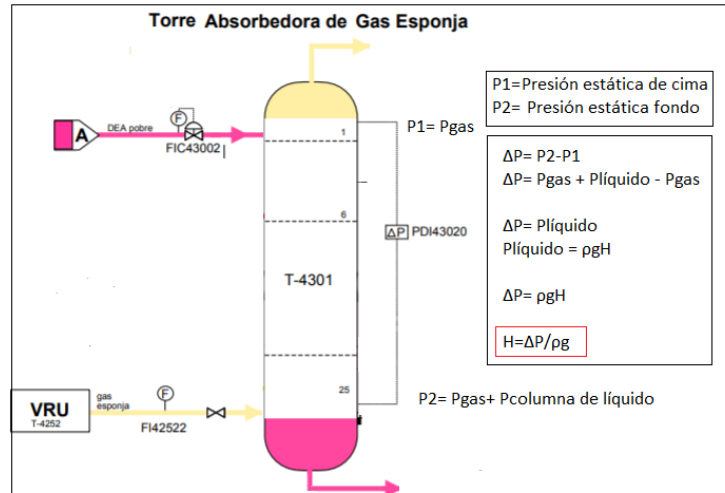
La presión de operación de la torre no es dependiente de la presión con la que ingresan las corrientes (gas y solvente), sino que es ajustada por el operador o tablerista mediante el control de presión del tambor de cima, ya sea manipulando el nivel de líquido o el flujo de salida de gas del mismo, manteniendo la operación en estado estacionario logrando que el sistema encuentre el equilibrio estático. Bajo condiciones estacionarias la presión estática ejercida sobre la torre puede considerarse constante, (ecuación 11),

$$\text{Ecuación 11} \quad P_s = P_{sgas} + \rho gh$$

Por consiguiente, al contar con un sensor diferencial de presión estática entre dos puntos a distinta altura en una torre, se puede obtener el nivel de líquido a partir de una balance de presión estática como se observa en la figura 10. Bajo este mismo principio funcionan los sensores de nivel por diferencial de presión ⁴⁸41].

⁴⁸ SMITH, Carlos & CORRIPIO, Armando. Control automático de procesos: Teoría y práctica. 1 Ed. NORIEGA LIMUSA. 659 p. ISBN 968-18-3791-6

Figura 10. Balance de presión estática en la torre absorbedora T-4301.



La torre T-4301 cuenta con un sensor diferencial de presión estática del cual se tomaron los valores mínimo (2,8 Psi), máximo (3,7 Psi) y promedio (3.0 Psi) de diferencial de presión para el periodo comprendido entre el 10 de octubre de 2017 y 3 abril de 2018. El sistema consiste en dos sensores piezoeléctricos conectados en dos agujero en dirección normal a la superficie interna del metal de la torre en el plato 1 y 25, sensores que emiten una señal en voltaje dependiente de la presión estática que ejerza el fluido sobre la pared del recipiente.

5.2.4 Modelado en ASPEN HYSYS de la absorbedora con amina T-4301. Se modeló el sistema en torno a la torre T-4310 en Aspen HYSYS V8.8, con el fin de determinar los cambios operacionales necesarios para mantener la remoción de H₂S del gas combustible, bajo condiciones de aumento del flujo de gas proveniente de la Modelo IV. Esta simulación se realizó en 3 etapas.

Etapa 1: Modelado del sistema de absorción (T-4301) y validación de los resultados.

Para el modelado en Aspen HYSYS, en todos los casos, se empleó el paquete de fluidos incorporado en el software especializado para los sistemas de endulzamiento con amina (Amines pkg) no solo por las razones ya mencionadas, sino también porque tiene en cuenta los controles de operación recomendados por las mejores prácticas (Amine Best Practices) para cualquier sistema de endulzamiento con amina, de tal manera que si se llegara a violar alguno de estos controles el modelo no convergería.

Estos controles son monitoreados en la refinería de Barrancabermeja en donde destacan:

- Carga de gas ácido en la DEA rica (Maximum Rich Solvent Loadings): 0.35 - 0.45 mol gas ácido/mol DEA rica.
- Carga de gas ácido en la DEA pobre (Maximum Lean Solvent Loadings): 0.05 - 0.07 mol gas ácido/mol DEA pobre.

Los datos de dimensionamiento más relevantes para el modelamiento de la torre se pueden observar en la tabla 6.

Tabla 6. Dimensiones de la torre T-4301 empleados para el modelamiento en Aspen HYSYS.

DIMENSIONES TORRE T-4301			
Descripción: torre de Platos perforados de 1 paso, con perforaciones de configuración triangular.			
Eficiencia del plato		85 %	
Diámetro torre	4.5 ft	Espesor plato	1/8 in
Espaciado entre platos	2 ft	Diámetro perforaciones	1/2 in
Longitud derramadero	3.93 ft	Altura rebosadero	2 in
Área activa	11.37 ft ²	Numero platos	25

Fuente: Data sheet T-4301 Ecopetrol SA ECOPETROL S.A. Centro de información técnica (CIT). Datasheet y planos mecánicos de las unidades U500 y U4300. Barrancabermeja, Colombia

Por otra parte, para validar el modelamiento del sistema se tomaron los valores promedio diarios de las variables monitoreadas para tres días aleatorios, y se compararon con los valores obtenidos a partir de la simulación a las mismas condiciones de operación.

Etapas 2: Estimación de las condiciones de operación de la torre T-4301 en estado estacionario y composición de la corriente de gas proveniente del D-313 a evaluar.

Las unidades de refinería trabajan en estado estacionario, es decir que las propiedades de las corrientes que entran y salen de cada unidad (temperatura, presión y flujo), siempre se encuentran dentro del mismo rango. Por tal motivo, para establecer las condiciones de operación en estado estacionario de la torre se tomaron los valores registrados en la base de datos PI, en el periodo de tiempo comprendido entre octubre 2017 a abril 2018, y se calcularon los promedios y variación estándar de las variables monitoreadas, eliminando los puntos no representativos (falla de registro, falla de instrumento o periodos de salida, parada y puesta marcha de la unidad).

Para la composición de la corriente de gas combustible de interés a evaluar (D-313), se eligieron tres escenarios: el más probable (composición promedio del gas combustible), el peor escenario para la remoción de gases ácidos (alta concentración de H₂S, CO₂ y de isopentano el cual puede ser arrastrado por DEA) y el mejor escenario (baja concentración de gases ácidos e isopentano). Para esto se recolectó información de las cromatografías para el periodo comprendido entre octubre 2017 y abril 2018, a partir de estos se ajustaron los escenarios planteados a través de Excel por medio de prueba de hipótesis empleando la distribución normal con un grado de significancia correspondiente al 5%.

Etapas 3: Análisis de sensibilidad a la torre T-4301.

Se realizó un análisis de sensibilidad a la torre T-4301, aumentando la carga de gases provenientes de Modelo IV con los tres escenarios de composición establecidos, con el fin de estimar el incremento de DEA pobre o ajustes a las condiciones de operación necesarias para la remoción del H₂S.

5.2.3 Estimación de productos de interés recuperados de la corriente de gas combustible. Se estimó el incremento en los productos de mayor valor del gas combustible (Etano-etileno, propano-propileno, butano-butileno), los cuales son separados mediante un tren de destilación en la sección de concentración de gases de la UOPII. Para esto primero se calculó el incremento del flujo de cada producto causado por el aumento de la carga de gas proveniente de la unidad Modelo IV, utilizando la composición promedio del gas a través del modelo desarrollado en HYSYS. Posteriormente, se multiplicó dicho aumento por su respectivo factor de recuperación (tabla 7).

Tabla 7. Factores de recuperación típicos de la sección de concentración de gases.

COMPUESTO	FACTOR DE RECUPERACIÓN [%V]
Etano-etileno	0.9993
Propano	0.935
Propileno	0.975
Butano	0.975
Butileno	0.912
Ácido Sulfhídrico	0.9997

Fuente: ECOPETROL S.A Manual de Operación U-4250. Unidad de concentración de gases UOPII. 1995

Estas corrientes son cargadas como materia prima a otras unidades, a las cuales se le estimaron los rendimientos promedios, a partir de los balances de masa cerrados diariamente en la refinería. Por medio de la multiplicación del incremento del flujo en la carga a cada unidad por su respectivo rendimiento se estimó la cantidad de compuestos valiosos recuperados de la corriente de gas combustible (Modelo IV) en la refinería al aumentar carga a la UOPII (ecuación 12).

$$\text{Ecuación 12} \quad \dot{M}_{\text{producto}} = \dot{M}_{\text{materia prima}} * \text{rendimiento unidad}[\%]$$

5.3 EVALUACIÓN DE LA TORRE T-561 COMO SISTEMA DE ABSORCIÓN CON AMINA PARA EL TRATAMIENTO DEL GAS COMBUSTIBLE DE LA UNIDAD MODELO IV

La evaluación técnica consistió de tres etapas. Primero se estimó las condiciones de operación del gas y la necesidad o no de un sistema de compresión de gases. Seguidamente se evaluó la capacidad hidráulica de la torre y de los platos para soportar la nueva operación. Por último se evaluó la capacidad de remoción de H₂S en la torre T-561 y de regeneración (Despojadora T-557) a través del modelado de

los sistemas en Aspen HYSYS V8.8. El resumen de los parámetros de diseño más relevantes para la evaluación de la torre T-561 se puede ver en la tabla 8.

Tabla 8. Dimensiones de la torre T-561, empleadas para el modelamiento en Aspen HYSYS.

TORRE T-561			
Descripción: torre de Platos perforados de 1 paso, con perforaciones de configuración triangular.			
Diámetro torre	3 ft		
Eficiencia del plato	85%	Espesor plato	1/8 in
Espaciado entre platos	21 in	Diámetro perforaciones	5/8 in
Longitud derramadero	31 in	Altura rebosadero	1.19 in
Área vertedero	1.4 ft ²	Numero platos	35

Fuente: Data sheet T-4301 ECOPETROL S.A. Centro de información técnica (CIT). Datasheet y planos mecánicos de las unidades U500 y U4300. Barrancabermeja, Colombia

5.3.1 Necesidad de sistema de compresión y condiciones de entrada a la torre T-561. A partir de los datos de operación registrados en la base de datos PI, para el periodo comprendido entre octubre 2017 y abril 2018, se estimaron las condiciones del gas (temperatura, presión y flujo) a la salida del tambor D-313 y a través del modelo del banco de tubería encargado de transportar el gas, se calcularon mediante Aspen HYSYS las condiciones de operación al ingreso de la T-561. De esta manera se determinó la necesidad o no de un sistema de compresión de gases.

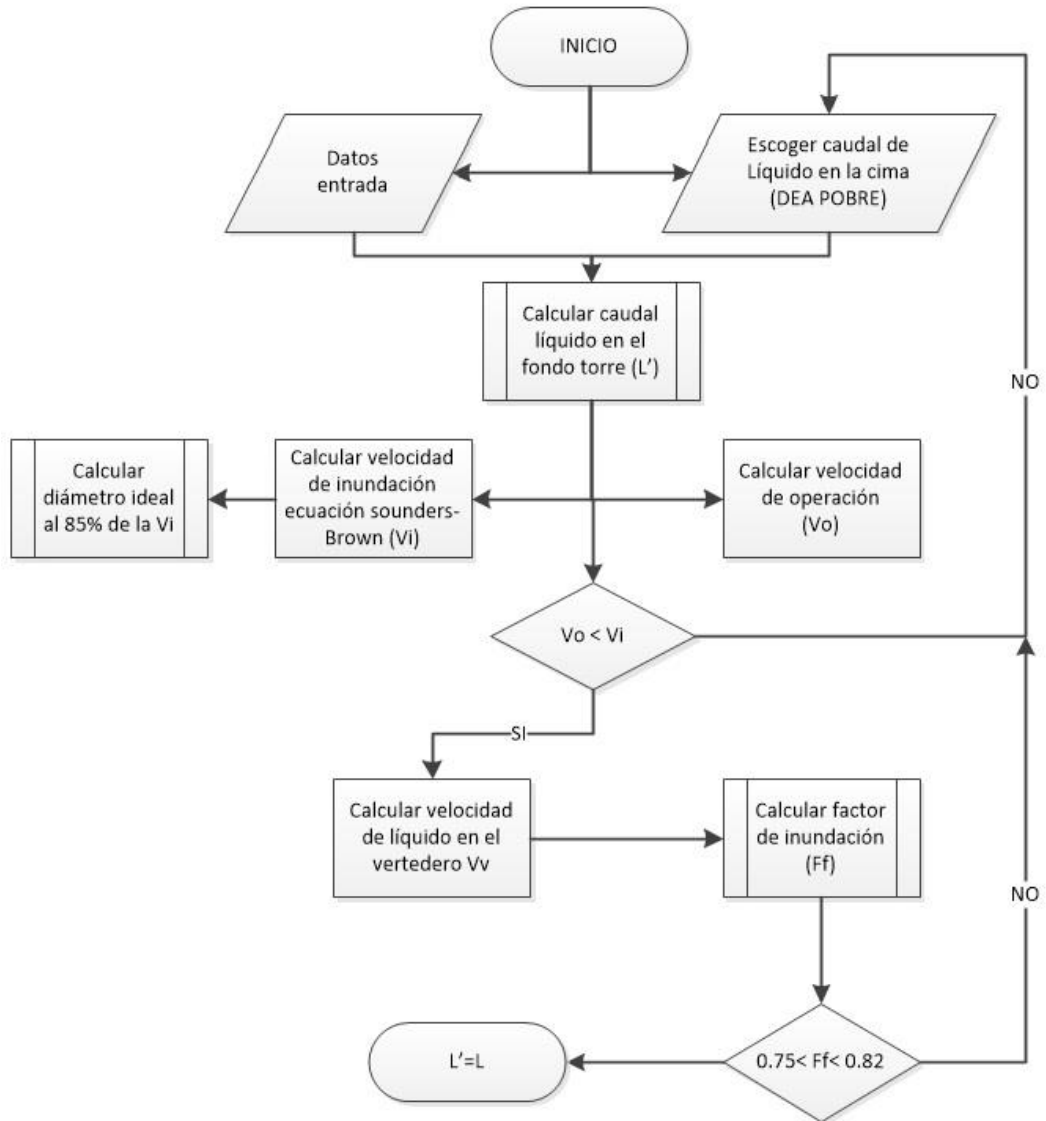
5.3.2 Evaluación de la capacidad hidráulica de la torre T-561, para el nuevo servicio. Esta sección se puede dividir en dos etapas. En la primera se calcularon los caudales máximos de gas y líquido del sistema; necesarios para los cálculos hidráulicos de la torre y, a partir de estos, en la segunda etapa se evaluaron los platos en términos de los requerimientos hidráulicos.

Etapa 1: Estimación de las condiciones menos favorables para la operación de la T-561. Para la evaluación hidráulica del sistema propuesto, se tomó como caso de estudio el peor escenario posible, el cual ocurre en el fondo de la torre donde además de tener la mayor presión estática, es el punto donde los platos soportan mayor carga debido a la presencia del mayor caudal de gas (gas dulce + gas ácido) y líquido (Dea + gas ácido). El caudal de gas evaluado, fue el máximo flujo de gas generado en la unidad Modelo IV (D-313) para el periodo de estudio. El caudal de líquido (DEA rica) fue estimado a partir de la metodología mostrada en la figura 10, cumpliendo los siguientes criterios: velocidad de operación por debajo de la de inundación y factor de inundación dentro del rango óptimo (75-82%)⁴⁹.

Para aplicar la anterior metodología, se evaluaron varios escenarios de flujo $G_{\text{maximo}}/L_{\text{liquido DEA rica}}$, variando el flujo de Dea pobre que ingresa a la torre desde 100 gal/min con un paso de 50 hasta la convergencia. Para la estimación de las corrientes y cálculo de las propiedades fisicoquímicas para cada relación de flujo Gas/Líquido a evaluar, se realizó el balance de masa global de la torre por medio de la herramienta splitter de Aspen HYSYS, empleando el modelo especializado en sistemas de endulzamiento de gas con aminas (Paquete de aminas : Acid gas).

⁴⁹ WALAS, Stanley. CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT SELECTION AND DESIGN. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering 1990. 431-453 p

Figura 11. Metodología empleada para el cálculo del máximo flujo de DEA.



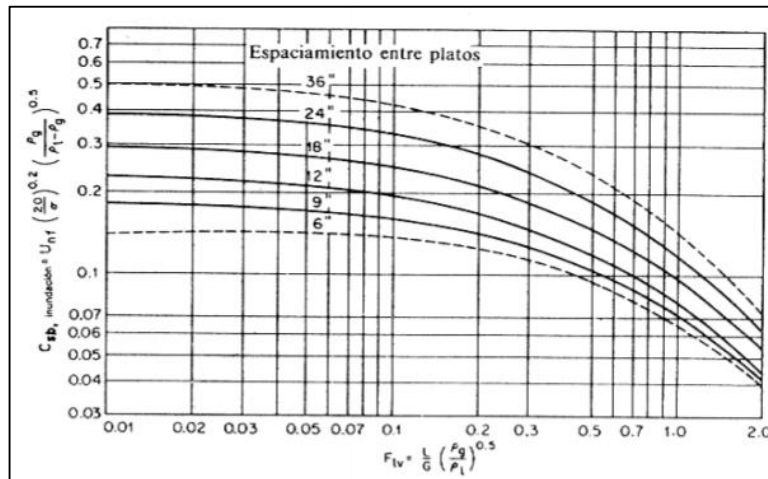
La velocidad lineal de inundación se calculó a partir de la ecuación de Sounders-Brown⁵⁰:

Ecuación 13
$$V_I = C_{sb} S_f \left(\frac{\rho_L - \rho_G}{\rho_G} \right)^{0.5}$$

⁵⁰ WALAS, Stanley. CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT SELECTION AND DESIGN. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering 1990. 431-453 p

Donde V_I es la velocidad lineal de inundación del gas (ft/s), ρ_L y ρ_G las densidades del líquido y gas (lb/ft³), respectivamente, S_f el factor de espuma (0.85 para fluidos moderadamente espumantes como las aminas ⁵¹) y C_{sb} es el parámetro de capacidad que para platos perforados se obtiene a partir de la correlación propuesta por Fair-Matthews mostrada en la figura 12, donde L y G corresponden a los flujos másicos de líquido y gas respectivamente ⁵².

Figura 12. Correlación para la estimación del parámetro de capacidad para torres con platos perforados.



Fuente: WALAS, Stanley. CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT SELECTION AND DESIGN. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering 1990. 431-453 p

Por otra parte, el factor de inundación se calculó a partir de la ecuación 14 ⁵³.

Ecuación 14
$$F_f = \frac{L}{V_V * A_V}$$

⁵¹ ECOPETROL S.A. Análisis operacional de torres en las URC y CDU. Unidades de amina Orthoflow y UOPII. Barrancabermeja, Colombia

⁵² WALAS, Stanley. Op. Cit.

⁵³ ECOPETROL S.A Manual de Operación U-4250. Unidad de concentración de gases UOPII. 1995

Donde F_f es el factor de inundación, L es caudal volumétrico de líquido (gal/min), A_v el área del vertedero (ft²) y V_v la velocidad del líquido en el vertedero (gal/min-ft²).

Para la estimación de la velocidad en el vertedero se emplearon las tres fórmulas presentadas en la ecuación 15, donde t_s es el espaciamiento entre platos (in). Escogiendo por seguridad el menor valor de velocidad (mayor factor de inundación)⁵⁴.

$$\text{Ecuación 15} \quad V_v = \left\{ \begin{array}{l} 250S_f \\ 7.5S_f[t_s(\rho_L - \rho_G)]^{0.5} \\ 45S_f(\rho_L - \rho_G)^{0.5} \end{array} \right\}$$

Finalmente para estos cálculos fue necesario convertir el flujo volumétrico del gas de KPCSH (flujo volumétrico que tendría el gas a condiciones estándar de presión y temperatura: 14.7 Psig y 60°F), a condiciones reales de operación del D-313 (100 psig y 130 °F) por medio de la ecuación 16.

$$\text{Ecuación 16} \quad V_2 = V_1 \frac{P_1 T_2}{P_2 T_1}$$

Donde P_1 , T_1 y P_2 , T_2 son la presión y temperatura a condiciones estándar y a condiciones reales de operación respectivamente.

Etapas 2: Estimación de la estabilidad hidráulica de la T-561 para la operación de absorción propuesta.

Antes de modelar la torre para evaluar el grado de remoción de H₂S, se verificó que las dimensiones de la T-561 fueran adecuadas para la operación de absorción con amina propuesta, y se realizó el cálculo de caída de presión en la torre (variable de

⁵⁴ Ibíd.

entrada fundamental para el modelamiento en Aspen HYSYS). Con este fin se evaluó la estabilidad hidráulica para las peores condiciones de flujo (Etapa anterior).

Aspen HYSYS realiza los cálculos hidráulicos internamente y establece las dimensiones que satisfagan estos parámetros como variable de salida. Sin embargo, dado que la torre T-561 ya se encuentra construida no fue posible establecer a través de la simulación el cumplimiento de los parámetros hidráulicos. Por lo tanto, se realizó el cálculo manual de los mismos empleando el Modelo de torres con platos perforados propuesto por Fair y Smith ^{55 56 57}, el cual también es usado por Aspen HYSYS en sus cálculos internos ⁵⁸, a partir de los parámetros de la tabla 9.

En la tabla 9, L es el caudal de líquido en el plato (gal/min), L_w es la longitud rebosadero en (ft), V es el flujo de gas en (ft³/s), h_d es la caída de presión a través de las perforaciones en el plato seco (in), h_L es la caída de presión hidrostática debida a la masa de líquido aireada sobre el plato (in), C_v es el coeficiente de descarga, A_h es el área perforada (ft²), P es la distancia entre perforaciones (in), d_h es el diámetro del agujero (in), A_a es el área activa (ft²), t_d es el espesor del plato (in), h_w es la altura del plato (in), h_{ow} es la altura de la cresta sobre el rebosadero (in), A_a es el área activa (ft²), ρ_v es la densidad de gas en (lb/ft³), σ es la tensión superficial del líquido (dinas/cm), ρ_L es la densidad del líquidos (lb/ft³), R_h es el radio hidraulico (ft), D_f es la media entre el diámetro de la torre y la longitud del rebosadero (in), h_f es la altura real de la espuma sobre el plato (in), U_L es la velocidad lineal de la masa de líquido aireada (ft/s), F_{PL} es la longitud de la trayectoria de flujo en el plato (ft), t_s es el espaciamiento entre platos (in), A_{ud} es el área libre para el flujo de

⁵⁵ BUFORD, Smith. Design of Equilibrium Stage Processes, McGrawHill, New York 1963

⁵⁶ PERRY, Robert & GREEN, Don. PERRY'S Chemical Engineers' Handbook. 7 Ed. McGraw-Hill. ISBN 0-07-049841-5

⁵⁷ FAIR J.R., Liquid-gas systems, in Chemical Engineers Handbook. McGraw-Hill, New York 1984

⁵⁸ Aspen HYSYS® 2004.2. User guide y Simulation Basis. Aspen Technology, Inc., USA 2005

líquido bajo el vertedero (ft^2) , el cual corresponde al 0.42 del área del derramadero (A_v).

Tabla 9. Ecuaciones empleadas para la evaluación hidraulica.

Parámetro	Símbolo	Unidades	Ecuación	Referencia
Carga en el rebosadero ^a	W_L	gal/min-ft ²	$W_L = \frac{L}{L_W}$	59
Porcentaje de arrastre ^b	ψ	--	$\psi = \exp[-(6.692 + 1.956F_f)(F_{lv})^{(-0.123+0.654F_f)}]$ $F_{lv} = \frac{L}{448.8V} \left(\frac{\rho_L}{\rho_V}\right)^{0.5}$	60 61 62
Pérdida de presión en el plato	h_t	in	$h_t = h_d + h_l$ $h_d = 0.186 \frac{\rho_v}{\rho_L} \left(\frac{V}{C_V A_h}\right)^2$ $C_V = \left[0.836 + 0.27 \left(\frac{td}{d_h}\right)\right] \left[0.674 + 0.717 \left(\frac{A_h}{A_a}\right)\right]$ $A_h = 0.905 A_a \left(\frac{d_h}{P}\right)^2$ $h_1 = \beta(h_w + h_{ow})$ $h_{ow} = 0.48 \left(\frac{L}{L_W}\right)^{\frac{2}{3}}$ $\beta = 0.977 - 0.619F_s + 0.341F_s^2 - 0.0636F_s^3$	63 64 65 66

⁵⁹ WALAS, Stanley. Op. Cit.

⁶⁰ Ibíd.

⁶¹ BUFORD, Smith Op. Cit.

⁶² FAIR J.R.,. Op. Cit.

⁶³ WALAS, Stanley. Op. Cit.

⁶⁴ BUFORD, Smith Op. Cit.

⁶⁵ PERRY, Robert & GREEN, Don Op. Cit.

⁶⁶ FAIR J.R.,. Op. Cit.

Parámetro	Símbolo	Unidades	Ecuación	Referencia
			$F_s = \frac{V}{A_a} \rho_v^{0.5}$	
Pérdidas por goteo ^c	h_σ	in	$h_\sigma = \frac{0.004\sigma}{\rho_L d_h}$	67 68 69
Estabilidad de la columna ^d	h_{hg}	in	$h_{hg} = f \frac{U_L^2 F_{PL}}{12gR_h}$ $R_h = \frac{h_f D_f}{2h_f + 12D_f}, \quad h_f = \frac{h_f}{2\beta - 1}, \quad U_L = \frac{12L}{h_l D_f}$	70 71 72
Capacidad del vertedero ^e	h_{dc}	in	$h_{dc} = h_t + h_w + h_{ow} + h_{hg} + h_{da}$ $h_{da} = 0.558 \left(\frac{L}{448.8 A_{ud}} \right)$	73 74 75
Cantidad de líquido retenida en el plato	M_L	Lb	$M_L = \frac{(h_l A_a + h_{dc} A_v) \rho_L}{12}$	76

a. Para valores menores a 96 96 gal/min-ft² se recomiendan platos de 1 paso.

b. Se recomienda mantener el arrastre por debajo de 0.2.

⁶⁷ BUFORD, Smith Op. Cit.

⁶⁸ PERRY, Robert & GREEN, Don Op. Cit.

⁶⁹ FAIR J.R.,. Op. Cit.

⁷⁰ BUFORD, Smith Op. Cit.

⁷¹ PERRY, Robert & GREEN, Don Op. Cit.

⁷² FAIR J.R.,. Op. Cit.

⁷³ BUFORD, Smith Op. Cit.

⁷⁴ PERRY, Robert & GREEN, Don Op. Cit.

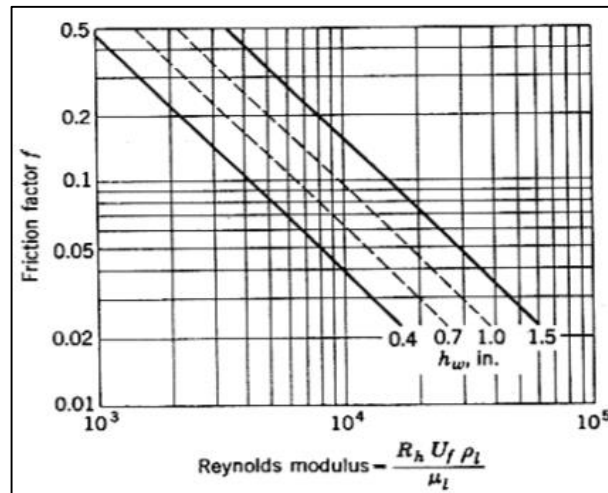
⁷⁵ FAIR J.R.,. Op. Cit.

⁷⁶ WALAS, Stanley. Op. Cit.

- c. Se garantiza la ausencia de goteo cuando $h_d + h_\sigma < h_L$
- d. La estabilidad de la columna se establece cuando $h_{hg} < h_L/2$
- e. La capacidad adecuada del vertedero se logra siempre y cuando $h_{dc} < ts/2$

El factor de fricción de fanning (f) se obtuvo a partir del número del Reynolds mediante la figura 13.

Figura 13. Gráfica para el factor de fricción (f) para torres de platos perforados.



Fuente: WALAS, Stanley. CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT SELECTION AND DESIGN. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering 1990. 431-453 p.

5.3.3. Modelado en ASPEN HYSYS de la torre T-561 como sistema de absorción con amina. Para el modelado de la T-561 en estado estacionario, se tomaron en cuenta los valores promedios de parámetros operacionales definidos por el sistema, como son: la temperatura, presión y concentración de la DEA POBRE que dependen de la despojadora de Orthoflow (T-557), y las condiciones de gas ácido (temperatura, presión y concentración) que se evaluaron en apartados anteriores. Se estableció una presión de cima de 78 psig, la cual es posible ajustar en operación por medio del tabor de cima D-556, al ser la recomendada en las mejoras prácticas operacionales para sistemas de amina y ser la presión de operación de otros procesos de endulzamiento en la refinería. Presiones superiores a 78 psig aumentan la solubilidad de hidrocarburo en la DEA, provocando formación

de espuma, mientras que presiones menores dificultan la remoción de H₂S ⁷⁷14]. Por otra parte, la presión de fondo se estimó a partir del cálculo de caída de presión.

Una vez modelada la T-561 se le realizaron análisis de sensibilidad donde se evaluó la capacidad de remoción de H₂S a distintos flujos de gas y se estimó el rango de flujo de DEA pobre, necesaria para la operación. Finalmente se evaluó a través de la simulación en Aspen HYSYS y datos de diseño de los equipos del sistema de regeneración, la capacidad de la T-557 para regenerar la DEA rica proveniente de la unidad Orthoflow (T-558) y la del fondo de la torre T-561 simultáneamente.

Para el análisis de sensibilidad, se tomaron los valores promedios de temperatura de fondo, presión, flujo y concentración de DEA rica de la operación habitual de la despojadora y se calcularon las corrientes del sistema para este escenario. Posteriormente, se calcularon de nuevo las corrientes del sistema adicionándole el flujo de DEA rica proveniente del fondo de la T-561 para diferentes escenarios de flujo de gas combustible. En la tabla 10 se presentan los datos de diseño de la T-557.

Tabla 10. Dimensiones de la regeneradora T-557 empleadas para su modelamiento en Aspen HYSYS.

DIMENSIONES TORRE T-557			
Descripción: torre de Platos perforados de 1 paso, con perforaciones de configuración triangular.		Eficiencia plato	85%
Diámetro torre	4.5 ft	Espesor plato	1/8 in
Espaciado entre platos	2 ft	Diámetro perforaciones	1/2 in
Longitud derramadero	3.967 ft	Altura rebosadero	1.969 in
Área activa	9.912 ft ²	Numero platos	17

Fuente: Data sheet T-557 ECOPEPETROL S.A. Centro de información técnica (CIT). Datasheet y planos mecánicos de las unidades U500 y U4300. Barrancabermeja, Colombia

⁷⁷ ECOPEPETROL S.A. Manual de Operación U-500. Unidad de Cracking catalítico III. 1995.

5.4 EVALUACIÓN ECONÓMICA Y SELECCIÓN DE LA MEJOR OPCIÓN

Desde el punto de vista económico se evaluaron las alternativas propuestas teniendo en cuenta el valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR). Para esto se creó una matriz de flujo de caja y se calcularon estos parámetros por medio de Microsoft Excel. Se realizó el flujo de caja a partir del 2020, para un periodo de 5 y 6 años para la alternativa 1 y 2 respectivamente. Para el flujo de caja se tuvieron en cuenta las variables: cantidad y precio de los productos recuperados, inversión y costos de operación e impuestos a las utilidades.

5.4.1 Cantidad y precio de los productos recuperados. Por medio de los modelos realizados en Aspen HYSYS de los sistemas propuestos, los factores de recuperación y los rendimientos de las unidades aguas arriba se calcularon los productos recuperados de interés, para las alternativas planteadas. Posteriormente, de los índices económicos de la refinería se tomaron los precios de venta para los últimos 5 años y se proyectaron utilizando Microsoft Excel.

5.4.2 Inversión y costos de operación. Se consultó a los ingenieros estático y electrónico asignados al departamento de producción Cracking III, la inversión necesaria para la adecuación de la T-561 y se aumentó este valor en un factor del 20%. Por otra parte, los costos de operación se estimaron teniendo en cuenta los insumos, servicios (agua y vapor) y los análisis de laboratorio, aumentándoles en un factor del 3% anual.

5.4.3 Impuestos a las utilidades. Se empleó el impuesto anual al año vencido; su periodo gravable es del 1 de enero al 31 de diciembre. Este impuesto grava las utilidades y su tarifa corresponde al 33% (24% corresponde al impuesto de renta y 9% al impuesto sobre la renta para la equidad (CREE)). Considerando que no se recurrirá a la compra de equipo nuevo, se omitieron variables como depreciación,

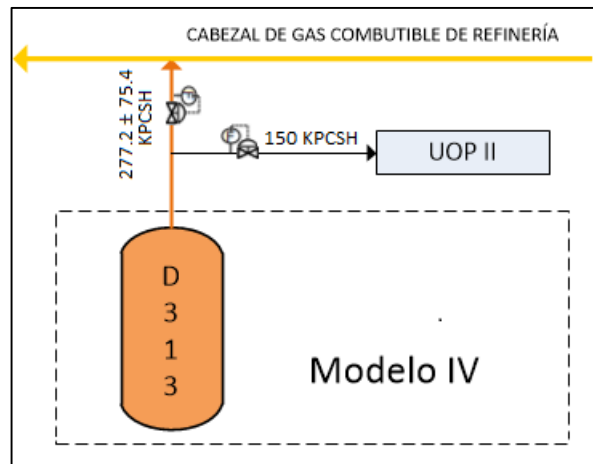
impuesto al patrimonio, mano de obra entre otras, puesto que estas se facturan estando o no la T-561 en servicio.

6. RESULTADOS

6.1 EVALUACIÓN TÉCNICA DEL SISTEMA DE AMINA DE UOP II.

Por su cercanía geográfica existen facilidades que conectan la unidad Modelo IV y la Cracking UOP II, dentro de estas existe una línea de proceso con su respectivo sistema de control instalado que permite enviar y monitorear el gas generado en Modelo IV desde el tambor D-313 a la unidad de recuperación de vapores (VRU) de la cracking UOPII, motivo por el cual se puede enviar el gas combustible sin recurrir en ningún costo (figura 14).

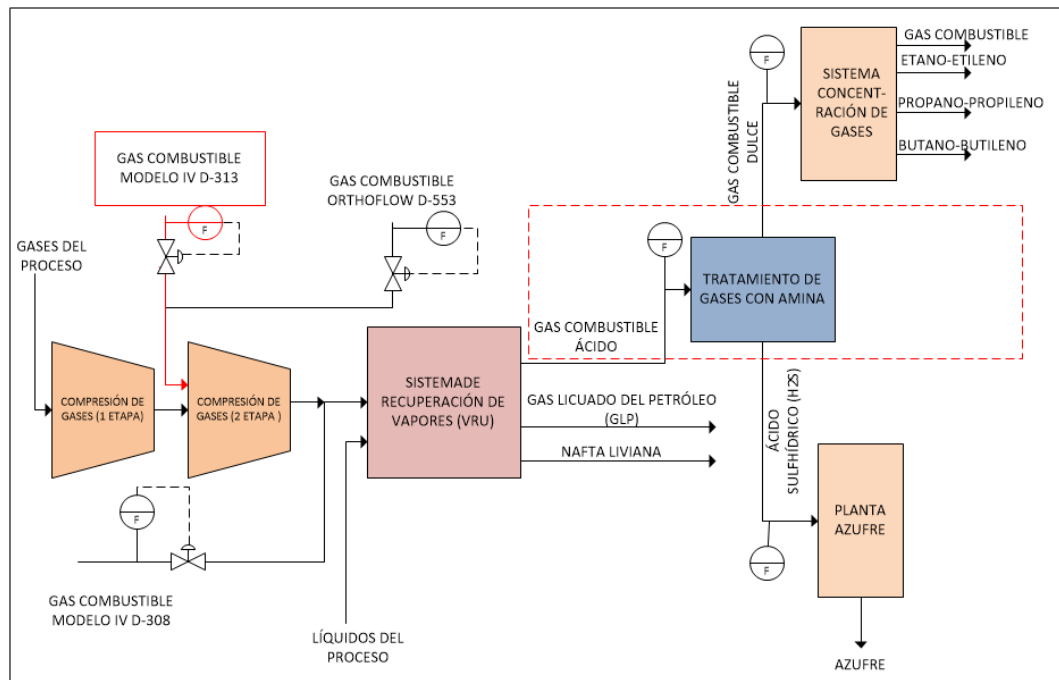
Figura 14. Facilidades existentes para el transporte de gas combustible de la unidad Modelo IV.



6.1.1 Identificación y balance másico del sistema de absorción con DEA (T-4301). La corriente de gas ácido proveniente de la Unidad Modelo IV entra en la Unidad UOP II en la sección de compresión de gases, específicamente en la segunda etapa donde se mezcla con los gases producidos durante la reacción de

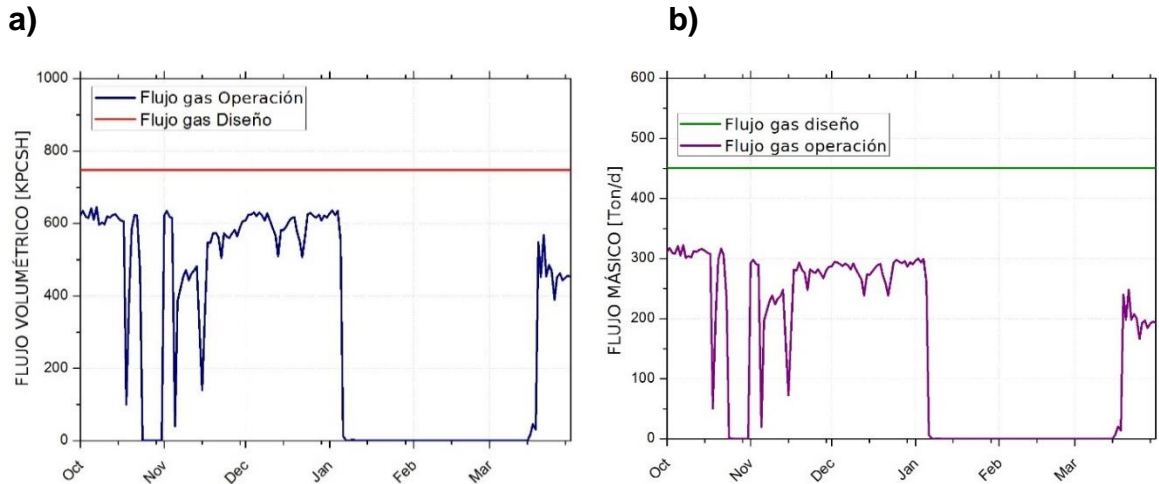
craqueo catalítico en el reactor de la UOPII. En esta sección se le aumenta la presión con el fin de hacer circular el gas a través del sistema de recuperación de vapores (VRU), el cual cuenta con un tambor de alta presión donde se condensan los compuestos pesados que pudo haber arrastrado la corriente. Posteriormente, los gases entran a dos absorbedoras en serie en las cuales se utiliza nafta y aceite liviano de ciclo (ALC) del mismo proceso para alcanzar un mayor grado de recuperación de nafta o gasolina contenido en el gas (figura 15).

Figura 15. Diagrama de bloques del tratamiento de gases en la Cracking UOPII



La comparación entre el histórico de los flujos volumétricos de operación de la T-4301 con el flujo de diseño (750 KPCSH para un peso molecular de 21 g/mol) (figura 16a) permite evidenciar que la torre opera con un flujo volumétrico de aproximadamente 182 KPCSH por debajo.

Figura 16. Flujos de diseño y operación de la torre de amina T-4301: a) Flujos volumétricos base de datos y b) Flujos másicos calculados a partir del balance de la sección.



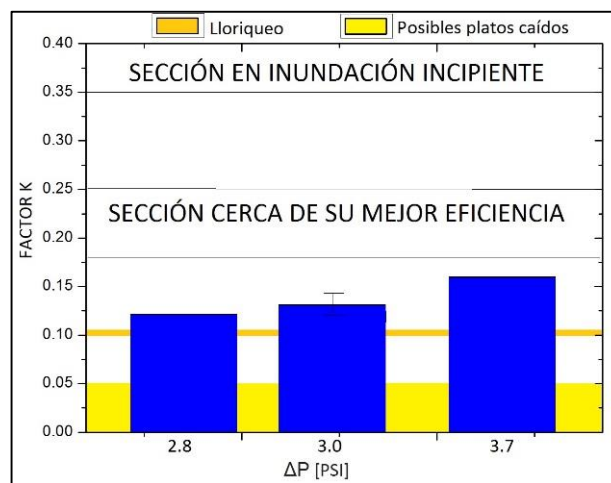
Dado que la composición del gas ácido a la entrada de la T-4301 no se monitorea, se desconoce su composición y flujo másico. Por tal motivo, se realizó el balance diario de masa por componentes en una región de frontera alrededor de la sección de amina (figura 9 y tabla 4). El balance de masa diario realizado a la T-4301 indica que el peso molecular promedio de gas entrante a la torre es 16 ± 0.97 g/mol para el periodo de estudio, valor por debajo de los 21 g/mol de diseño, aumentando más la diferencia existente entre el flujo de operación y el flujo de diseño (figura 16b).

6.1.2 Cálculo del coeficiente de inundación (factor K) de la torre T-4301 para las condiciones de operación actual. Según el personal de operación de la torre, en los últimos años han tenido problemas con el funcionamiento de la torre, e incluso, en algunas ocasiones, se han visto obligados en desviar fracción de la carga a otros destinos. Este hecho se ha adjudicado a la pérdida de eficiencia, lo cual hace pensar que la torre opera cerca a la inundación. Con el fin de evaluar el estado de inundación y eficiencia de la torre se calculó el factor K (coeficiente de inundación). Para esto se tomaron los valores diarios registrados entre el 10 de octubre de 2017 y 3 abril de 2018 por el sensor diferencial de presión estática entre

el plato 1 y el 25 de la torre T-4301 (PDI43020), a partir de los cuales se estimaron la caída de presión mínima, máxima y promedio (2.8, 3.7 y 3.0 Psi) empleadas para el cálculo del factor K.

La evaluación del factor K demuestra que para los tres escenarios de caída de presión la columna está lejos de su zona de inundación (figura 17). Sin embargo, se observa que puede estar cerca de la zona de lloriqueo, la cual es característica de torres que trabajan con bajo flujo de gas.

Figura 17. Coeficiente de inundación "K" para los escenarios evaluados.



Por consiguiente, teniendo en cuenta que la composición y el flujo de amina no han tenido una variación considerable en el tiempo, este resultado indica que la afectación en la operación de la torre puede ser causada por la elevada fracción molar de H₂ en las corrientes de gas combustible de las unidades Cracking (tabla 2), el cual disminuye considerablemente el peso molecular de la mezcla haciendo que la torre trabaje alrededor de 180 t/d por debajo de su flujo másico de diseño (figura 16b). Por otra parte, la torre se acerca a la sección de mejor eficiencia a medida que aumenta la caída de presión, la cual depende en gran medida de la retención de líquido en los platos de la torre. En este sentido, la unidad de amina de la UOPII está en la capacidad de recibir un mayor flujo de gas del D-313.

6.1.3 Modelado en ASPEN HYSYS de la absorbidora con amina T-4301. A pesar que el aumento en la carga a la torre T-4301 puede beneficiar su funcionamiento, acercándola al flujo de diseño y, por ende, alejándola de la zona de lloriqueo, no sería viable enviar todo el gas combustible del D-313 a esta torre, dado que los flujos desviados a la red de gas combustible llegan a tener valores típicos de 300 KPCSH (181 t/d). Si esto ocurriera, se obligaría a la torre a trabajar sobre condiciones de diseño. La experiencia adquirida a través de la operación y control de estos procesos, junto a las mejores prácticas operacionales, indican que trabajar con flujos al borde del diseño podrían traer problemas de operación debido a factores como la antigüedad de la torre, la pérdida de eficiencia, la presencia de sales termoestables, el ensuciamiento y corrosión de los platos. Por tal motivo, se considera prudente aumentar gradualmente la carga hasta 150 KPCSH (alrededor de 90 t/d) e ir evaluando el comportamiento de la unidad, ya que las torres comúnmente operan con un factor de servicio entre el 75 y 90% del diseño.

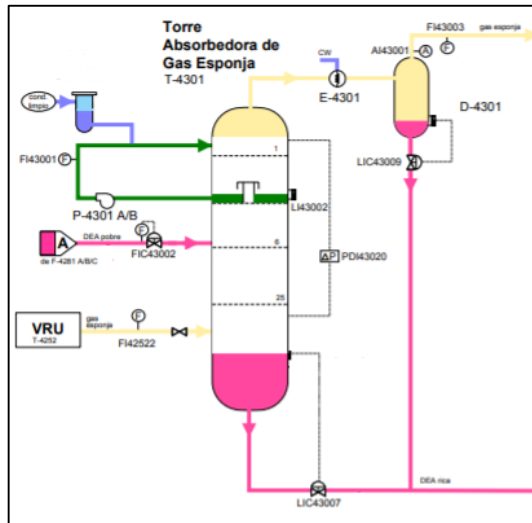
Por lo anterior, se modeló la torre en Aspen HYSYS con el fin de estimar el incremento de circulación de DEA necesario para mantener la remoción de H₂S presente en el gas combustible.

Modelado del sistema de absorción (T-4301) y validación del modelo.

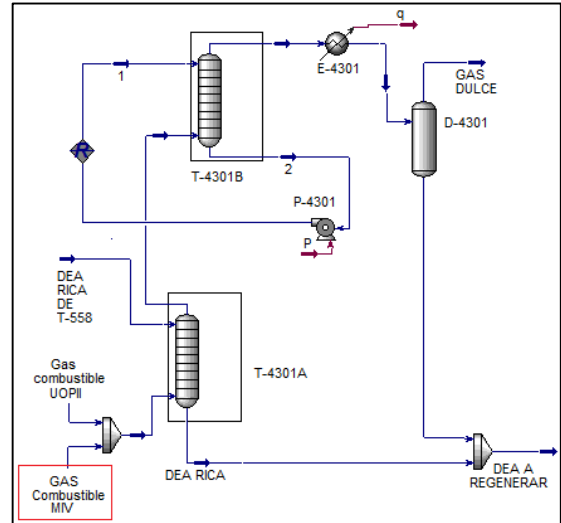
La torre T-4301 se puede dividir en dos secciones (Figura 18a). En la primera ocurre la remoción de H₂S con amina (plato 6 al 25) y en la segunda los gases son lavados en contracorriente con agua desmineralizada para solubilizar y retirar gradualmente las sales termoestables que tanto problema causan en el circuito de cima (plato 1 al 5). Como estrategia de simulación se modeló independientemente cada una de estas secciones, debido a que el agua de lavado nunca tiene contacto con los platos inferiores de la torre (Figura 18b).

Figura 18. Torre absorbedora con amina T-4301: a) Diagrama grande de control y b) en el ambiente de simulación Aspen HYSYS.

a)



b)



Fuente: ECOPEPETROL S.A Manual de Operación U-4250. Unidad de concentración de gases UOPII. 1995

En la tabla 11 se presenta el comparativo entre los resultados de la simulación en Aspen HYSYS y los valores promedios de las variables monitoreadas del sistema, para tres días. Se observa que la simulación presenta un error menor al 5% con respecto a los datos reales, lo cual confirma la efectividad del uso de Aspen HYSYS en estos análisis.

Tabla 11. Datos de operación vs datos obtenidos en Aspen HYSYS de la T-4301.

Fecha	Datos	Gas Combustible UOPII [KPCSD]	Gas dulce		Dea Rica libre [% p/p] ^b	H ₂ S Dea Pobre [ppm]
			[KPCSD] ^a	[t/d]		
13/10/17	Reales	14847.8	14173	281.9	27.1	129.2
	Simulados	14847.7	13961	277.9	28.1	129.9
03/11/17	Reales	15103.1	14359	290.3	27.1	145.8
	Simulados	15103.1	14030	284.7	27.5	145.8
15/12/17	Reales	14596.3	13973	231.0	27.6	136.5
	Simulados	14596.3	13582	221.1	26.3	136.3

a) KPCSD: Kilo pie cubico estándar día,

b) % de DEA en la solución acuosa de esta corriente.

Si bien existe una pequeña desviación, esta puede ser atribuida a que los valores (temperatura, presión y flujo) extraídos de la base de datos son promedios diarios que no implican necesariamente el valor de cada variable para un mismo instante de tiempo. Por otra parte para alcanzar estos resultados fue necesario establecer una eficiencia entre etapas del 95% y de 16% para el H₂S Y CO₂ respectivamente (figura 19), los cuales son similares a los utilizados por Brathen *et al* (2014) ⁷⁸39].

Figura 19. Ajuste de eficiencia de etapa en los componentes ácidos del gas para disminuir el error del balance de masa y térmico entre los datos reales y simulados.

	Hydrogen	Oxygen	Nitrogen	CO2	Methane	Ethane	H2S	DEAmine
1_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
2_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
3_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
4_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
5_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
6_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
7_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
8_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
9_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
10_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
11_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
12_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
13_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
14_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
15_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000
16_Main Tower	1.000	1.000	1.000	0.160	1.000	1.000	0.950	1.000

⁷⁸ BRANTHE T.; BERG C.; BREKNE S.K, & at el. Op. Cit.

Condiciones normales de operación de la torre T-4301 y composición del gas combustible de Modelo IV

En la tabla 12 se presentan los valores promedios de la operación de la torre T-4301 entre octubre del 2017 y abril del 2018, los cuales fueron tomados como las condiciones normales de operación de la torre.

Tabla 12. Valores en estado estacionario de la operación de la T-4301.

PM Gas [g/mol]	ΔP [PSI]	SLN DEA POBRE			AGUA [gal/min]	GAS ÁCIDO [KPCSH]
		[BPD]	H ₂ S [ppm]	DEA[%p/p]		
16 ± 0.9	3.05 ± 0.1	8709 ± 551.1	130.3 ± 25.0	27.73 ± 5.2	42.4 ± 7.2	532.6 ± 96.2

* BPD: Barriles por día

Los tres escenarios de contenido de H₂S del gas proveniente del D-313, se plantean en la tabla 13.

Tabla 13. Escenarios de composición de H₂S analizados en el estudio.

COMPONENTE	Escenario 1 (bajo)	Escenario 2 (promedio)	Escenario 3 (alto)
	% Mol		
Hidrógeno [H ₂]	41.5	40.39	39.20
Oxígeno [O ₂]	0.06	0.07	0.09
Nitrógeno [N ₂]	3.20	3.02	2.80
Monóxido de carbono [CO]	0.74	0.70	0.68
Dióxido de carbono [CO ₂]	1.33	1.74	3.29
Metano [C]	23.10	23.33	22.86
Etano [C ₂]	6.5	6.74	6.36
Etileno [C ₂₌]	5.28	5.10	4.97
Propano [C ₃]	4.00	3.75	3.50
Propileno [C ₃₌]	6.60	6.85	6.31
Iso-Butano [IC ₄]	2.50	2.69	2.45

COMPONENTE	Escenario 1 (bajo)	Escenario 2 (promedio)	Escenario 3 (alto)
	% Mol		
N-Butano [C ₄]	1.22	1.09	0.96
Iso-Pentano [C ₅]	0.55	0.543	1.07
Olefinas [C ₄₌]	3.30	3.10	3.60
Ácido sulfhídrico [H ₂ S]	0.12	0.90	1.85

Para el escenario 1 se estimó el valor mínimo para la media de concentración de las sustancias que intervienen en el proceso de absorción (H₂S, CO₂, C₅), garantizado por medio de prueba de hipótesis con un nivel de confianza del 95% en una distribución normal. Para el escenario 3 se estimó de igual forma el valor máximo para la media de concentración de las sustancias que intervienen en el proceso de absorción (H₂S, CO₂, C₅). Los demás componentes se ajustaron de tal manera que cumplieran dos criterios: que cada composición promedio se ajustara con un intervalo de confianza del 95% y que la sumatoria total de los porcentajes cerrara en 100%.

En la tabla 14 se presenta el ajuste de la composición de la corriente de gas combustible proveniente del D-313. En esta tabla se puede observar que la probabilidad de que ocurra la hipótesis nula para cada componente (valor de composición fuera del rango establecido) se mantiene en todos los casos por debajo del 5% ($p < 0.05$), lo que determina la significancia estadística de los escenarios planteados con un intervalo de confianza del 95%.

Tabla 14. Resultados de la prueba de hipótesis realizada para estimar las composiciones de gas combustible a evaluar.

	[H ₂]	[O ₂]	[N ₂]	[CO]	[C]	[C ₂]	[C ₂₌]	[C ₃]	[C ₃₌]	[C ₄]	[C ₄₌]	[C ₅]	[H ₂ S]	[CO ₂]	Σ []	
$\bar{X} = \mu$	40.3	0.07	3.02	0.70	23.3	6.74	5.10	3.75	6.85	2.69	1.09	3.10	0.54	0.90	1.74	100
σ	3.03	0.08	0.73	0.11	1.58	1.06	0.50	0.67	1.41	0.61	0.34	1.40	0.36	0.61	0.46	
n	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	25	
Escenario 3																
μ_0	39.2	0.09	2.80	0.68	22.8	6.36	4.97	3.50	6.31	2.45	0.96	3.6	1.07	1.85	3.29	100
H ₀	$\mu \neq \mu_0$											$\mu > \mu_0$				
H ₁	$\mu = \mu_0$											$\mu < \mu_0$				
C.A H ₀	$Z < -1.96$ ó $Z > 1.96$; $p > 0.05$											$Z > 1.64$; $p > 0.05$				
Z	1.95	-0.92	1.46	0.97	1.49	1.76	1.35	1.83	1.89	1.90	1.85	-1.78	-7.17	-7.71	-16.8	
H ₀	Rechazada															
p	0.02	0.01	0.04	0.01	0.03	0.03	0.04	0.03	0.02	0.02	0.03	0.03	E-10	E-12	E-12	
Escenario 1																
μ_0	41.5	0.06	3.2	0.74	23.1	6.5	5.28	4.00	6.6	2.5	1.22	3.3	0.55	0.12	3.3	100
H ₀	$\mu \neq \mu_0$											$\mu < \mu_0$				
H ₁	$\mu = \mu_0$											$\mu > \mu_0$				
C.A H ₀	$Z < -1.96$ ó $Z > 1.96$; $p > 0.05$)											$Z < -1.64$; $p > 0.05$				
Z	-1.83	0.78	-1.25	-1.60	0.73	1.11	-1.75	-1.85	0.87	1.5	-1.94	-0.71	-0.10	6.27	4.45	
H ₀	Rechazada															
p	0.03	0.02	0.01	0.04	0.02	0.01	0.03	0.03	0.01	0.03	0.02	0.01	E-11	E-10	E-6	

C.A H₀: Criterios aceptación; H₀: Hipótesis nula; H₁: Hipótesis alternativa; p: probabilidad de que ocurra H₀; μ_0 :

Concentración compuesto [%molar

Análisis de sensibilidad a la torre T-4301.

En la tabla 15 se presentan las condiciones de flujo y concentración de H₂S a la entrada de la T-4301, al aumentar el flujo de gas proveniente de la Modelo IV en 150 KPCSH en los tres escenarios de concentración (tabla 13).

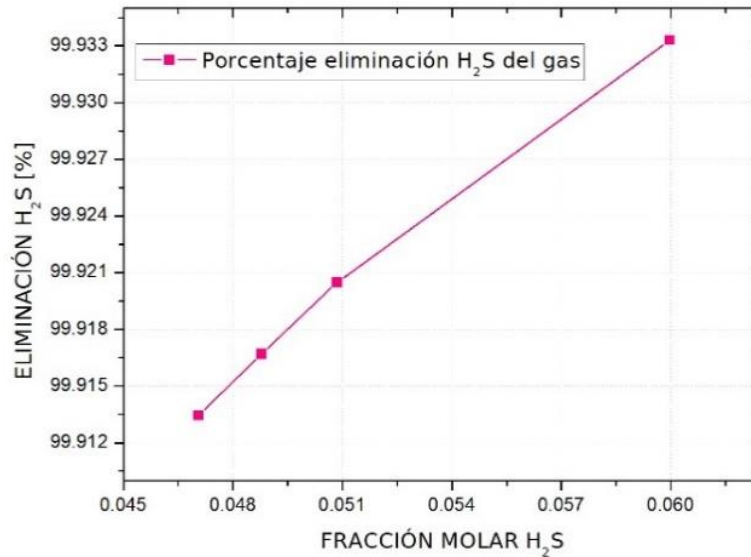
Tabla 15. Variación del flujo de gas y concentración de H₂S a la entrada de la T-4301

Escenario	Flujo de gas ácido [KPCSH]	Fracción mol de H₂S
Actual*	532	0,06
1	682	0.0465
2	682	0.0487
3	682	0.0515

*Actual: Corresponde a las condiciones actuales de operación en la T-4301.

Por su parte, en la figura 20 se observa el análisis de sensibilidad realizado a la torre T-4301, manteniendo las condiciones normales de operación de la torre de temperatura, presión y composición del gas combustible de UOPII, en los tres escenarios planteados en la tabla 15.

Figura 20. Análisis de sensibilidad realizado a la T-4301



La mezcla entre los 150 KPCSH de gas adicional proveniente de Modelo IV (D-313) y el flujo de gas ácido normalmente tratado en la torre T-4301 (532 KPCSH), disminuye la concentración de H₂S (menor presión parcial) en la corriente resultante que ingresa en la torre (tabla 15) para los 3 escenarios de concentración de gas ácido de Modelo IV evaluados (0.12, 0.90, 1.85 % mol de H₂S respectivamente), provocando la reducción de la fuerza motriz de la separación (gradiente de concentración) y del porcentaje de eliminación de H₂S de la corriente de gas. Sin embargo como se aprecia en la figura 20 se alcanza un grado de remoción superior al 99.9% a condiciones actuales de operación (temperatura, presión y flujo de DEA pobre), para el rango de concentración de H₂S que mantendría la carga de la torre, resultado similar a los reportados por Bolhàr-Nordenkampf *et al.* (2004)⁷⁹ y superior al reportado por Majeed (2016)⁸⁰. Por tanto, se pueden tratar los 150 KPCSH adicionales sin realizar ningún cambio operacional.

⁷⁹ BOLHAR-NORDENKAMPF M.; FRIENDL A.; KOSS U, & et al.

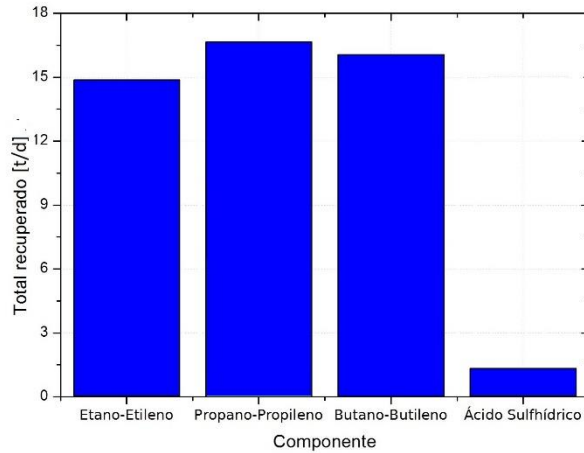
⁸⁰ GÁSPAR J, & Ana Maria.

6.1.4. Estimación de productos valiosos recuperados de la corriente. Además de la remoción de H₂S, que es enviado como materia prima para la producción de azufre, el aumento de la carga proveniente de la Modelo IV a la sección de amina de UOPII, permite mejorar el margen económico de la refinería, debido a la sección de concentración de gases que se encuentra posterior a la torre T-4301, como se puede ver en el diagrama de bloques de la figura 15. En esta sección a la corriente de gas endulzado se le separan compuestos que individualmente tienen mayor valor agregado, como son el etano-etileno que posteriormente es enviado a la planta de producción de polietileno, el propano-propileno que se puede vender como propano grado refinería (PGR) y finalmente los butano-butilenos que se pueden vender como GLP o cargar en la sección de alquilación en UOPII, donde se genera alquilado un combustible de alto octanaje y alto precio, compuestos que bajo la configuración actual terminan siendo quemados en hornos y calderas. En la tabla 7 podremos ver factores típicos de recuperación de estos compuestos en la sección de concentración de gases de la UOPII, estimados a partir de los balances de materia por los ingenieros de procesos ⁸¹.

Tomando en cuenta los factores de recuperación (tabla 7) y los resultados de simulación, para el escenario promedio (escenario 2), se presenta en la figura 21 las t/d de los compuestos que se recuperarían al aumentar en 150 KPCSH la carga de los gases de Modelo IV que se dirigen a UOP II.

⁸¹ ECOPETROL S.A Op. Cit.

Figura 21. Compuestos de mayor valor que se recuperarían si se aumenta 150 KPCSH de la corriente D-313 a UOPII.



Como se aprecia en la figura anterior se podría recuperar alrededor de 50 t/d de compuestos, los cuales son la materia prima principal para otras unidades de procesamiento, o en su defecto, pueden ser vendidos como producto terminado como es el caso del GLP y PGR.

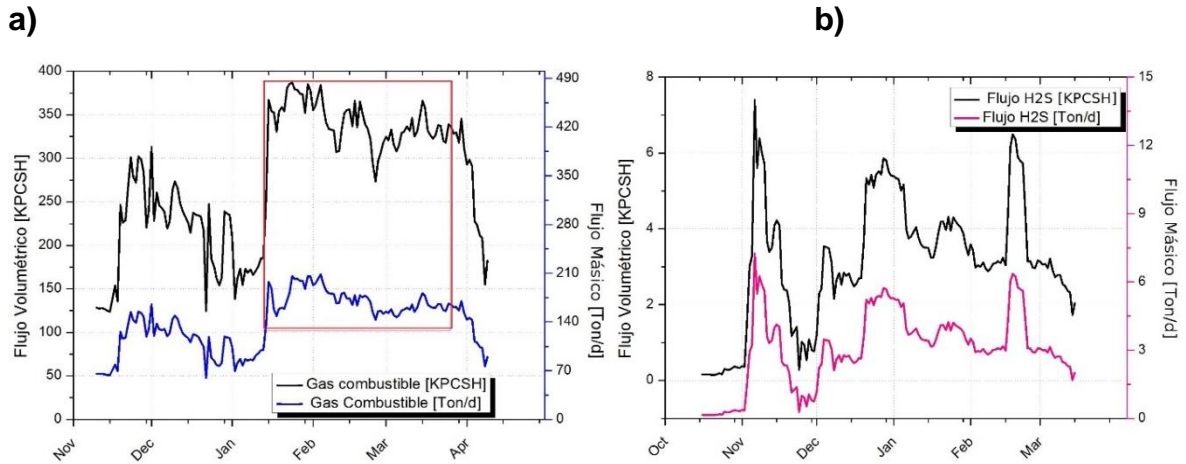
La refinería cierra diariamente los balances másicos en límite de batería (Entradas y salidas) de cada unidad y son guardados en la base *Refinery Information System* (RIS). Estos balances son usados por la gerencia de la refinería para la facturación de cada departamento de producción. Por este motivo, se consultaron los balances de materia de las unidades de interés durante el tiempo de estudio, para calcular los rendimientos promedios de las unidades donde serían enviados los compuestos recuperados y, a partir de estos, obtener un estimado del aumento del producto valioso final (Tabla 16).

Tabla 16. Producto recuperado al aumentar la carga en UOPII en 150 KPCSH.

Compuesto Recuperado [t/d]		Unidad cargada	Tipo de producto	Rendimiento	Producto [t/d]
Etano Etileno	15	Etileno II	Polietileno	99.03%	14.85
Propano-Propileno	17				
		GLP	GLP	100%	17.00
Butano- Butileno	16	Alquilación	Alquilato	40.50%	6.51
		GLP	GLP	100%	16.00
Ácido Sulfhídrico	1.45	Azufre II	Azufre	98.74%	1.43

En la figura 22 se muestra el flujo volumétrico y másico de gas proveniente del D-313 que fue enviado sin tratar al cabezal de gas combustible de refinería entre noviembre del 2017 y abril del 2018. En ésta se aprecia un notable aumento de flujo entre los meses de enero y marzo del 2017 (Figura 22a). Durante este tiempo la totalidad de los gases del D-313 fueron enviados al cabezal sin tratamiento previo, dada la salida de operación del cracking UOP II para su mantenimiento. Esto ocasionó la quema en hornos de entre 1 y 7 t/d de H₂S. Esta situación refuerza la necesidad de contar con una segunda alternativa para tratar el gas combustible proveniente del D-313.

Figura 22. Flujo másico y volumétrico del tambor D-313 al cabezal de gas combustible de refinería: a) Flujo total tomado de la base de datos RefineryInformationSystem (RIS) y b) Flujo ácido sulfhídrico calculado a partir de las cromatografías.

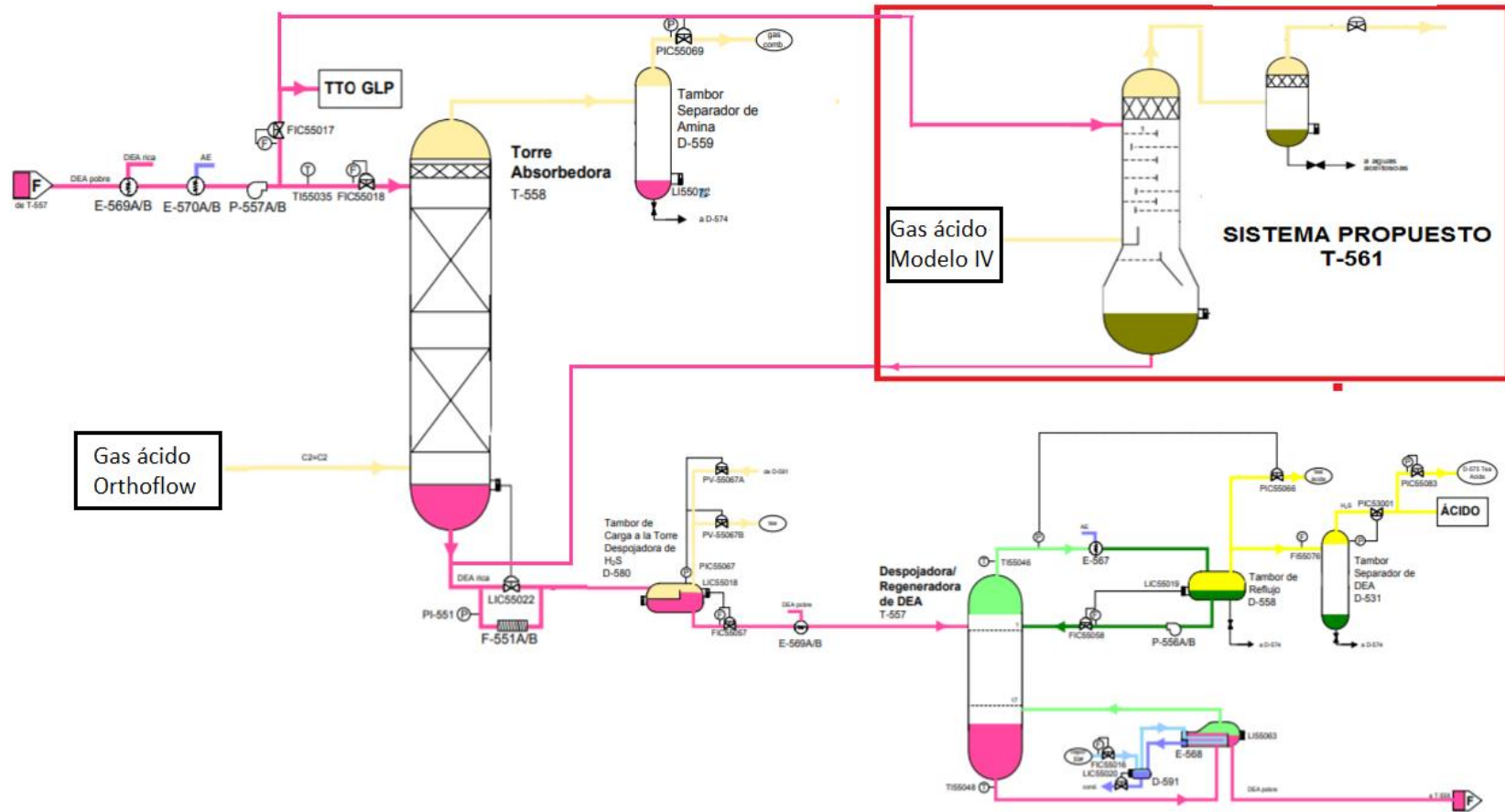


6.2 EVALUACIÓN TÉCNICA DE LA TORRE T-561 COMO UN SISTEMA DE ENDULZAMIENTO CON AMINA.

En la figura 23 se presenta el sistema propuesto para utilizar la torre T-561, actualmente en desuso, en el tratamiento de los gases ácidos enviados al cabezal de refinería desde el tambor D-313.

Como se observa en la figura 23, se plantea usar la DEA pobre proveniente de la torre regeneradora T-557, la cual saldrá por el fondo hacia los intercambiadores E-569/70 donde se enfriará la corriente para posteriormente ser enviada a la absorbidora T-558 y T-561 por medio de la P-557 A/B. Por este motivo, al hacer análisis de la temperatura de la DEA pobre a la entrada de la T-557, se encontró que normalmente trabaja a 110 ± 5 °F

Figura 23. Sistema propuesto en torno a la torre T-561 para el endulzamiento del gas ácido proveniente de Modelo IV.



Fuente: Diagrama grande de control ECOPETROL S.A. Manual de Operación U-500. Unidad de Cracking catalítico III. 1995

Por tanto, tomando en cuenta las mejores prácticas en sistemas de amina, el gas del D-313 deberá ingresar a la T-561 con una temperatura máxima de 90 ± 5 °F. Por otra parte la DEA rica que saldrá por el fondo de la T-561 tendrá como destino el tambor D-580, el cual normalmente opera entre 50 y 80 psig; condicionando a que la DEA enriquecida del fondo de la torre cuente con la presión necesaria para entrar al tambor

6.2.1 Necesidad de sistema de compresión y condiciones de entrada a la torre T-561. La necesidad de un sistema de compresión para el transporte del gas juega un factor importante a la hora de aprobar alternativas por parte de la gerencia técnica de la refinería de Barrancabermeja, debido a que la adquisición, instalación, operación y mantenimiento de estos equipos es costoso y, como fue mencionado anteriormente, el direccionamiento de refinería es recuperar activos ya existentes minimizando la inversión.

Por lo tanto, antes de evaluar la capacidad de la torre T-561 para el tratamiento de los gases de Modelo IV, se diseñó el banco de tuberías encargado de llevar el gas combustible del D-313 a la torre T-561. Esto con el fin de verificar que se cumplen las condiciones de presión (el gas debe llegar a la torre a entre 70 y 120 psig) y temperatura (la temperatura de gas debe estar de 10 a 15 °F por debajo de la temperatura de DEA, para prevenir la condensación de hidrocarburos en los absorbedores y formación de espumas).

Condiciones de operación del gas de Modelo IV (D-313) enviado a la red de gas combustible.

En la tabla 17 se presentan las condiciones de la corriente de gas enviada al cabezal de refinería desde D-313, en el periodo comprendido entre noviembre del 2017 y abril del 2018. El flujo máximo corresponde al total de gas combustible generado en la Modelo IV, el flujo promedio representa la media del flujo de gas enviado al

cabezal de gas combustible de la refinería, y el mínimo es aquel que se obtiene al restarle al promedio los 150 KPCSH que se enviarían a ser tratados a la UOPII.

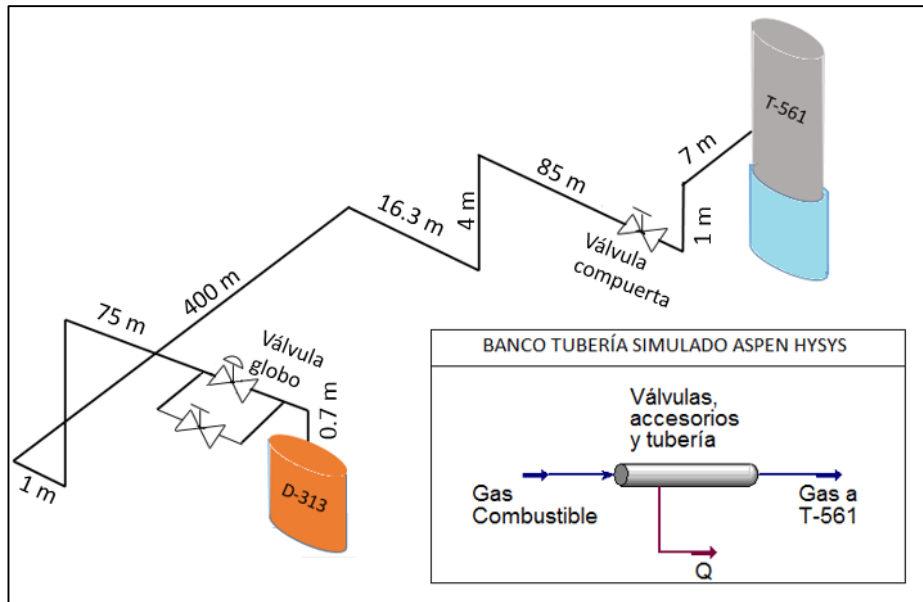
Tabla 17. Condiciones normales de operación del flujo de gas ácido del D-313 enviado al cabezal de gas combustible de refinería.

Gas Combustible	Flujo [KPCSH]	Flujo [t/d]	Temperatura [°F]	Presión [Psig]
Valor máximo	387.2	208.3	135	103
Promedio	277.2 ± 75.4	140.1 ± 38.2	130.2 ± 5.1	100 ± 1.6
Valor mínimo	124	59.9	128	98

Condiciones de llegada del gas de Modelo IV (D-313) a la torre T-561.

En la figura 25 se presenta el trazado del banco de tubería necesario para conectar la unidad Modelo IV y la Orthoflow. Este trazado fue modelado en Aspen HYSYS para determinar las caídas de presión. Este consta de 590 m de tubería, nueve codos de 90°, una valvula de globo a la salida del tambor D-313 y una valvula de compuerta a la llegada de la T-561.

Figura 25. Isométrico del banco de tubería para el transporte del gas a la T-561.



La presión de llegada del gas a la torre T-561 se calculó a condiciones de flujo mínimo, promedio y máximo de gas combustible registrados para el periodo de estudio, para diámetros nominal de tubería de 6 y 8 in por medio del modelamiento del banco de tubería en Aspen HYSYS (tabla 18).

Tabla 18. Parámetros evaluados en la tubería que transporta el gas combustible a la torre T-561.

GAS COMBUSTIBLE D-313	FLUJO [KPCSH]	Presión inicial [PSIG]	PRESIÓN LLEGADA [PSIG]	
			6 in diámetro nominal	8 in diámetro nominal
Valor máximo	387.2	100	84.4	96.1
Promedio	277.2	100	92.3	97.9
Valor mínimo	124	100	98.3	99.5

En la determinación de la caída de presión también se consideraron los nueve codos estándar de 90°, del mismo diámetro de la tubería; una válvula de globo con una

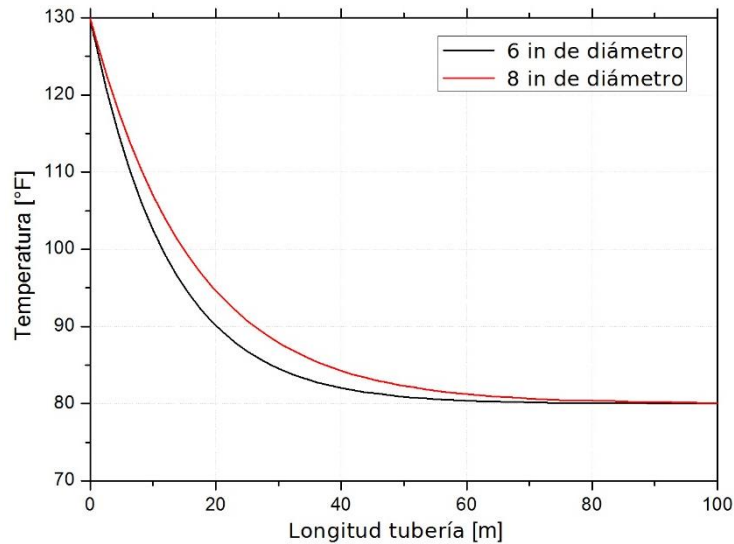
apertura del 50%, que simula la válvula de control, y una válvula de compuerta totalmente abierta como medida de seguridad (figura 25).

El material de la tubería escogido para la modelación en Aspen HYSYS fue el acero al carbono de cédula 40, debido a que es el material de construcción de los equipos que intervienen en el proceso (evitando corrosión galvánica), es de menor costo, es adecuado para las condiciones de presión y la susceptibilidad del acero inoxidable a la corrosión localizada en presencia de compuestos azufrados ⁸².

Para todos los casos evaluados el perfil de temperatura cae drásticamente hasta la temperatura ambiente antes de los primeros 100 metros de tubería (figura 26), producto de la alta conductividad térmica de los aceros (26 Btu/h ft °F) y el bajo espesor de la tubería. Esto indica que la temperatura de llegada del gas a la torre T-561 está condicionada a las condiciones ambientales, las cuales para la refinería de Barrancabermeja son 90°F en un día normal de operación y 80°F en un día con precipitaciones. No obstante, en ambos casos se respeta los 10 y 15°F de diferencia que debe existir con la amina que ingresa a la torre.

⁸² MOLERA SOLÁ, Pere. Metales resistentes a la corrosión. Marcombo, 1990. 63-66 p.

Figura 26. Perfil de temperatura en la tubería modelada en Aspen HYSYS



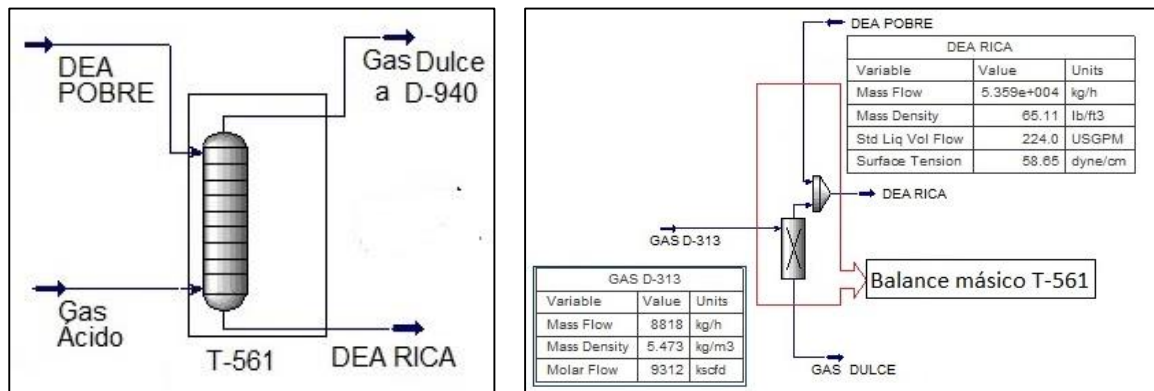
Por su parte, como se observa en la tabla 18, los diámetros evaluados bajo todas las condiciones de flujo cuentan con la presión de descarga suficiente para entrar en una torre que opere con 80 psig, evitando la necesidad de un sistema de compresión. Teniendo en cuenta que el diámetro no tiene influencia significativa en la temperatura, se elige el diámetro de 6 in como mejor opción, no solo por implicar un menor costo de compra e instalación, sino porque se logra una mayor caída de presión en el trayecto, promoviendo que la torre trabaje a menor presión. De esta manera, tanto las corrientes de cima y de fondo salen a presiones menores y por ende más cercanas a la presión de operación de los sistemas de destino minimizando su impacto en los procesos aguas abajo.

6.2.2 Análisis de la capacidad hidráulica de la torre T-561, como sistema de endulzamiento con DEA.

Estimación de las peores condiciones del proceso de absorción en la T-561.

Para la evaluación hidráulica del sistema es necesario calcular el máximo flujo y propiedades fisicoquímicas de las corrientes del fondo de la torre (gas ácido y DEA rica). Para este cálculo se usó la herramienta splitter, en esta se separa el H₂S y CO₂ de la corriente del gas de D-313 para luego ser mezclarlos con la corriente de DEA pobre, obteniendo así todas las corrientes de materia debidamente caracterizadas (figura 27).

Figura 27. Balance másico de la T-561 realizado con la herramienta splitter en Aspen HYSYS.



Se dejaron constantes las condiciones de operación del gas ácido (flujo máximo, temperatura, presión y composición promedio) y se varió el flujo de DEA pobre al ingreso de la torre (100, 150, 200 y 250 gal/min), con el propósito de calcular el flujo y densidad de la corriente líquida de fondo (DEA RICA) necesaria para la evaluación hidráulica. En la tabla 19 se presentan las corrientes de entrada empleadas para cada relación de flujo $G_{\text{máximo}}/DEA_{\text{pobre}}$ evaluada en la herramienta splitter. Para esto, se tomó la composición promedio de la solución acusa de DEA pobre en el

periodo comprendido entre octubre 2017 y abril del 2018 (30 ± 3 % wt de DEA, 708 ± 246 ppm de H_2S y 23942.5 ± 12397 ppm de CO_2).

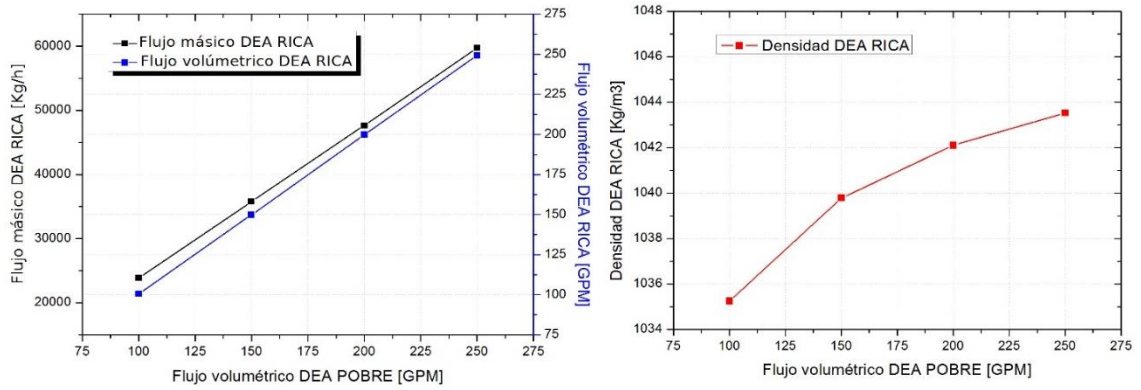
Tabla 19. Variables de entrada necesarias para la evaluación hidráulica de la T-561.

CORRIENTE	DENSIDAD [kg/m³]	FLUJO VOLUMÉTRICO [gal/min]	FLUJO MÁSICO [kg/h]
Gas ácido	5,47	387*	8818
DEA pobre	1052.7	100	23753.31
		150	35629.97
		200	47506.63
		250	59383.29

* KPCSH: Kilo pied cubico estándar hora.

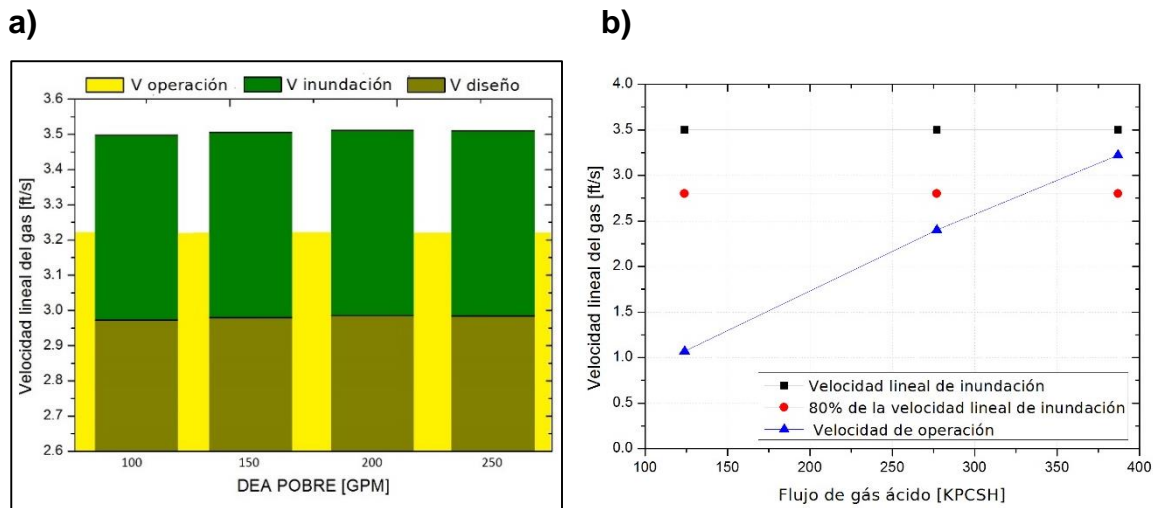
En la figura 28 se puede observar los parámetros calculados de la corriente de DEA rica para las cuatros relaciones de flujo $Gas_{m\acute{a}ximo}/DEA_{pobre}$ evaluados. Es de destacar que el flujo volumétrico de DEA pobre que ingresa a la torre es aproximadamente el mismo flujo que sale en la corriente liquida de fondo (figura 28a) debido a la baja cantidad de H_2S y CO_2 que tiene la corriente de gas ácido (< 3% molar). Por otra parte, la densidad de la DEA rico no sufre cambios significativos (figura 28b).

Figura 28. Parámetros obtenidos de la corriente de DEA RICA a partir de la herramienta Splitter para distintos caudales de DEA POBRE: a) Flujo másico y volumétrico y b) densidad



Para los escenarios de flujo mostrados en la tabla 18, se calculó la velocidad lineal de inundación a partir de la ecuación 13. La velocidad lineal de inundación se encontró alrededor de los 3.5 ft/s para todas las relaciones $G_{\text{máximo}}/DEA_{\text{pobre}}$ evaluadas (figura 28a), debido a la poca variación de la densidad en la corriente de DEA rica.

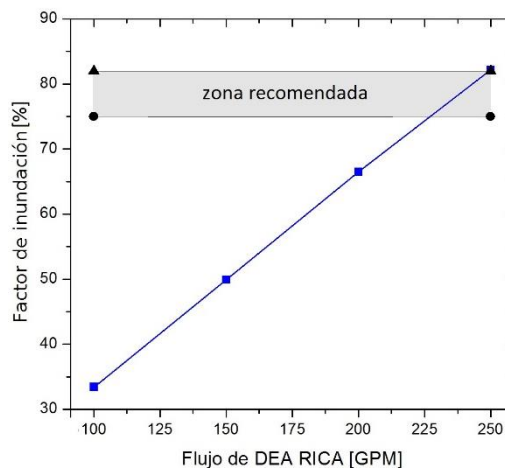
Figura 29. Velocidad lineal del gas: a) Velocidad inundación y velocidad recomendada de operación y b) velocidad de inundación, recomendada y de operación.



Por otra parte, el máximo flujo de gas ácido presentado en operación (387 KPCSH) está alrededor del 92% de la velocidad de inundación, si bien no es el 80% recomendado por heurística, hay que tener en cuenta que corresponde al peor escenario (flujo máximo de gas, fondo de la torre), de tal manera que a medida que disminuya el flujo a condiciones normales de operación (277.2 ± 75.4) es de esperar que la velocidad lineal del gas se acerque al valor recomendado y opere de manera aceptable (figura 29b).

Para la evaluación hidráulica de la torre se requiere el máximo flujo de gas y de líquido, éste último corresponde al flujo de DEA rica, que normalmente debe ser aquel que permita operar a la torre con un factor de inundación entre 75-82%. Para los escenarios evaluados, el sistema a máximo flujo de gas alcanza el máximo factor de inundación recomendado (82 %) cuando entra por la cima 250 gal/min de DEA pobre (figura 29). De tal manera que 387.2 KPCSH de gas ácido y 250 gal/min de DEA pobre representan el escenario donde circula el mayor flujo dentro de la torre, motivo por el cual se emplea para evaluar el comportamiento hidráulico de los platos.

Figura 30. Factor de inundación para distintos caudales de DEA para el flujo de gas máximo (387.2 KPCSH).



Evaluación hidráulica de los platos de la torre T-561.

La evaluación hidráulica de los platos de la T-561 (tabla 9), tomando como flujos 387 KPCSH de gas ácido y 250 gal/min de DEA pobre, se presenta en la tabla 20.

Tabla 20. Resultados de la evaluación hidráulica realizada a la T-561.

PARÁMETRO	Unidad	VALOR	CRITERIO ACEPTACIÓN ⁸³
Carga en el rebosadero [W_L]	gal/min-ft ²	96.29	< 96
Porcentaje de arrastre [ψ]	%	0.005	< 0.2
Caída presión en el plato [h_t]	inDEA	1.78	-
	psig	0.067	-
Caída presión en la torre	inDEA	55.33	-
	psig	2.08	-
Caída de presión hidrostática [h_L]	inDEA	3.11	
Perdidas por goteo [h_σ]:	inDEA	0.057	$h_d+h_\sigma < h_L$ (< 3.1)
Estabilidad de la columna [h_{hg}]	inDEA	0.00908	$h_{hg} < h_L/2$ (< 1.5)
Capacidad del vertedero [h_{dc}]	inDEA	5.43	$h_{dc} < T_s/2$ (<10.5)

* t_s : Espaciamiento entre platos.

Se observa en la tabla 20 que la carga en el rebosadero estaría alrededor del límite establecido para los platos de 1 paso. No obstante, se puede asumir que durante la operación este factor se encontrará dentro del rango aceptable (< 96 gal/min-ft²), teniendo en cuenta que se está evaluando flujos máximos de gas y DEA pobre. Por otra parte, los demás factores se encuentran bastante alejados del valor límite, permitiendo asegurar que la torre trabajará de forma estable, que el vertedero cuenta con la capacidad suficiente para el flujo de líquido, que no existirá arrastre

⁸³ ECOPETROL S.A. Centro de información técnica (CIT). Datasheet y planos mecánicos de las unidades U500 y U4300. Barrancabermeja, Colombia.

excesivo de líquido a los platos superiores y que no se presentará goteo durante la operación en estado estacionario.

Finalmente en la tabla 21 se puede observar el peso estimado que tendría la torre en la operación propuesta, que sería igual a la suma del peso del líquido retenido en la torre más el peso de la torre vacía (47277 lb), y que el soporte de la torre está diseñado para soportar una operación de 59700 lb, motivo por el cual cuenta con capacidad de sobra para la operación propuesta.

Tabla 21. Peso de la torre T-561 en operación como un sistema de absorción con amina.

DISEÑO SOPORTES	PESO [Lb]	OPERACIÓN	PESO [Lb]
Torre vacía	40200	Peso del líquido en los platos	3223.39
Torre operación	59700	Peso del líquido fondo de la torre	3853.87
Torre llena de agua	88700	Peso de líquido total	7077.26

Todos los parámetros evaluados se mantuvieron bajo los rangos recomendados indicando que la torre tiene la capacidad hidráulica para tratar en su totalidad los gases generados en el D-313.

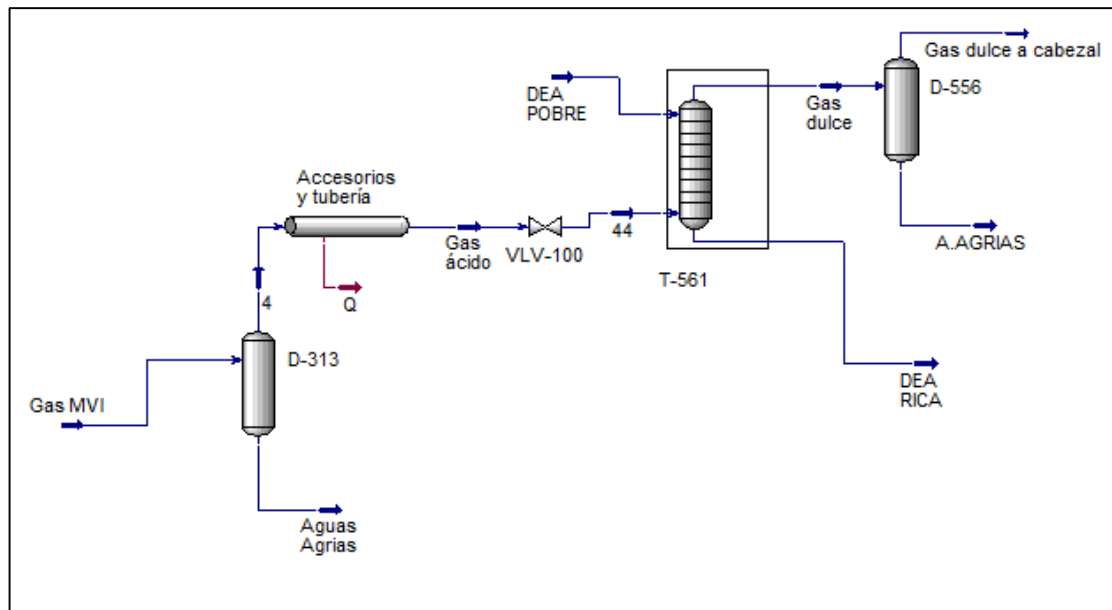
6.2.3 Modelamiento en estado estacionario del sistema de amina propuesto) usando Aspen HYSYS. El desempeño de la T-561 en la remoción de H₂S se evaluó teniendo en cuenta los tres niveles de flujo de gas planteados en la tabla 17 (mínimo, máximo y promedio), con su respectiva composición (Tabla 13), la cual es la misma empleada para la evaluación de la T-4301.

Tabla 22. Datos empleados para el modelamiento de la torre T-561 como sistema de endulzamiento en Aspen HYSYS.

PARÁMETRO	ESCENARIO 1	ESCENARIO 2	ESCENARIO 3
Flujo gas KPCSH	387.2	277.2	124
%Molar H ₂ S en el gas	1.85	0.90	0.12
Ppm H ₂ S en el gas	1200	9000	18500
Lb/h H ₂ S en el gas	13.36	224.06	643.37
Presión de cima psig	78	78	78
Presión de fondo psig	81.08	80.156	80.31
Condiciones de la DEA POBRE	Temperatura 110°F; presión 290 psig; 30% wt DEA con 708 ppm de H ₂ S		

En la figura 31 se muestra el sistema propuesto en el ambiente de simulación de Aspen HYSYS, donde se realizó un análisis de sensibilidad con el objeto de evaluar el grado de remoción de H₂S y establecer el rango de flujo de DEA pobre adecuado para un buen funcionamiento del sistema. Para esto se varió el flujo de DEA entrante a la torre absorbadora (T-561) de 25 a 200 gal/min con un paso de 25 para cada escenario de flujo y composición de gas. Se mantuvo una eficiencia del 95% para el H₂S y el 16% para el CO₂ entre etapas.

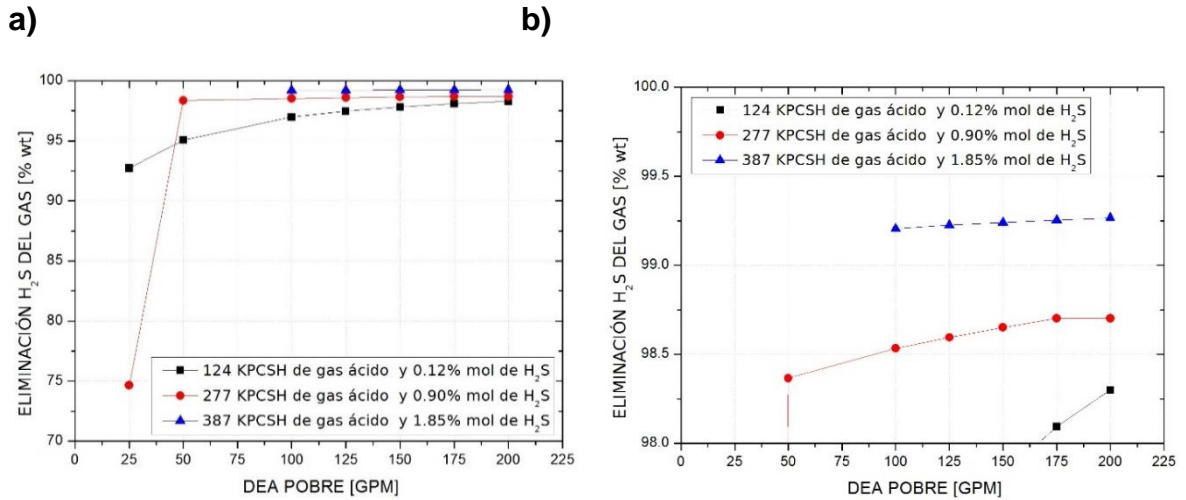
Figura 31. Modelamiento de la T-561 como sistema de endulzamiento en Aspen HYSYS.



En la figura 32 se pueden observar los tres escenarios evaluados. Para el escenario con máximo flujo de gas ácido se elimina más del 99% p/p del H_2S presente en la corriente y éste no reporta resultado para los valores de 25, 50 y 75 gal/min de DEA pobre, debido al bajo flujo de DEA con relación del gas, violando los controles establecidos por las mejores prácticas de amina (carga de gas ácido en la DEA rica).

En los casos de flujo mínimo y promedio se alcanza a remover entre el 98% y 99% p/p. El grado de remoción en estos escenarios es levemente menor, debido a la disminución del gradiente de concentración y, por ende, de la fuerza motriz de la transferencia de masa. Por otra parte, es de destacar que para el escenario promedio con un flujo de DEA de 200 gal/min el factor de recuperación disminuyó con respecto a su punto anterior indicando una no deseada transferencia de masa de H_2S de la DEA hacia el gas (Figura 32b).

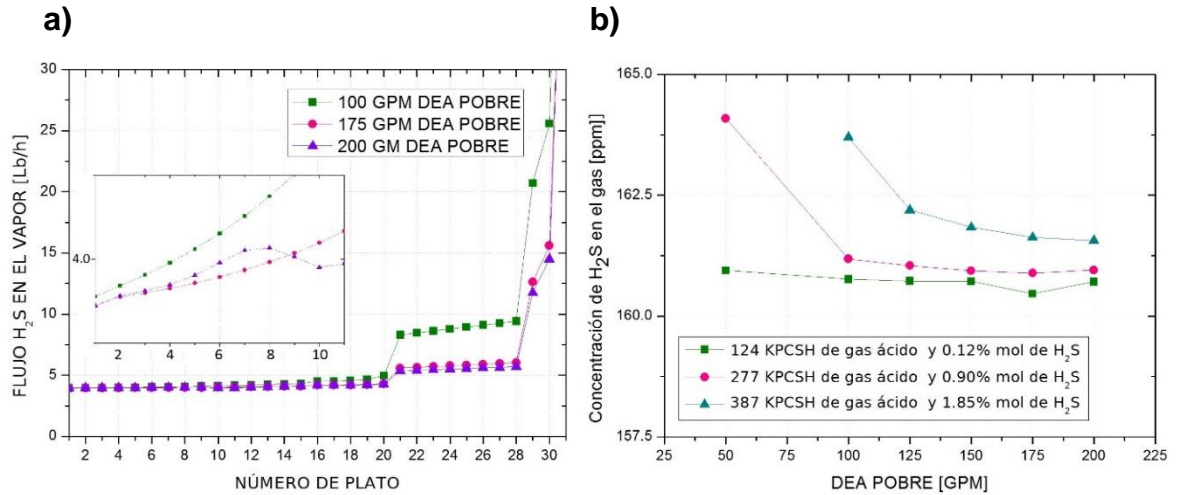
Figura 32. Análisis de sensibilidad realizado a la torre T-561 en Aspen HYSYS variando el flujo de DEA: a) eliminación de H₂S en la corriente de gas y b) Ampliación.



Con base en los resultados obtenidos, se establece que no se puede trabajar con flujos de DEA menores a 100 gal/min debido al menor grado de remoción y a la alta carga de gas ácido en la DEA rica. Así las cosas, el rango entre 100 y 175 gal/min es el adecuado para operar el sistema de amina propuesto, dado que en todos los escenarios se logra remover entre el 98 y 99.25 % p/p de H₂S en el gas.

Se descarta el flujo de DEA de 200 gal/min, teniendo en cuenta que alrededor del plato 10 (figura 33a) se presenta un aumento en la cantidad de H₂S en la fase vapor, lo cual indica una inversión en el sentido de la transferencia de masa, la cual se confirma en la figura 33b donde se aprecia un aumento en la concentración de H₂S presente en el gas dulce a los 200 gal/min de DEA con respecto a su punto anterior (175 gal/min) para los escenarios de 277 KPCSH (0.12 % mol H₂S) y 387 KPCSH (1.85% mol H₂S) de gas ácido. Por otra parte, el sistema bajo todos los escenarios removió el H₂S hasta alcanzar alrededor de 161 ppm, valor de concentración más que aceptable.

Figura 33. Análisis de sensibilidad realizado a la torre T-561 en Aspen HYSYS:
a) Perfil de H₂S en la corriente gaseosa dentro de la torre, para 277 KPCSH de gas ácido al 0.9% mol de H₂S y b) Concentración del gas tratado en la torre para distintos flujos de DEA pobre.

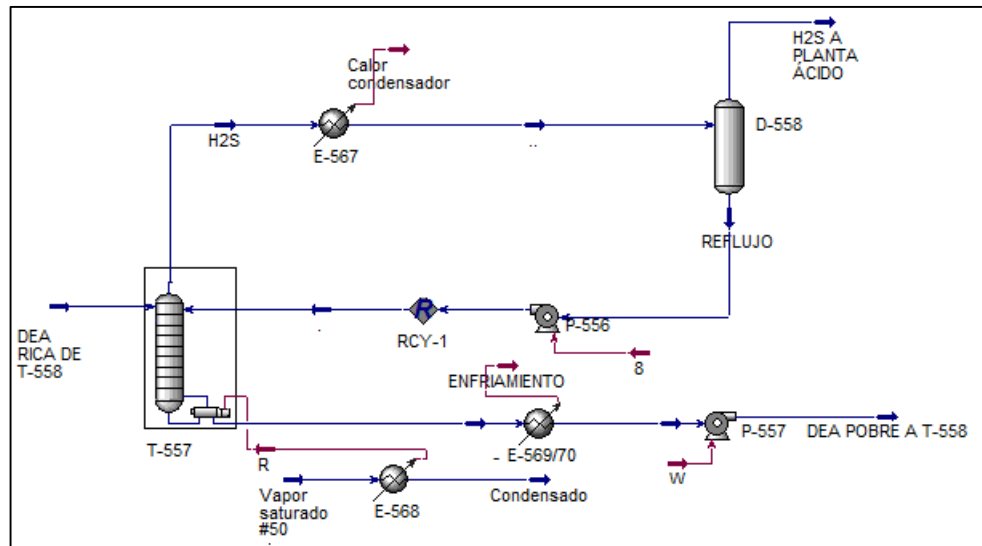


6.2.4 Modelado del sistema de regeneración de amina (T-557) y validación del modelo en estado estacionario. Una de las razones de elegir la torre T-561 como absorbidora es su cercanía a la torre despojadora T-557. Esta torre habitualmente trata la amina rica que ha absorbido el H₂S del gas combustible de la Unidad Orthoflow. Por consiguiente, la puesta en marcha de la T-561 puede afectar el sistema de regeneración, dado el aumento de carga de DEA rica a la T-557 (de 100 a 175 gal/min). En la figura 34 se presenta la simulación realizada del sistema de regeneración.

Para la simulación, se tuvo en cuenta que la estrategia de control de la torre despojadora consiste en ajustar la temperatura en el fondo a 253°F, manipulando el flujo de vapor saturado de 50 psig que ingresa en el rehervidor (E-568). A esta temperatura se despojan los gases absorbidos en la DEA, los cuales ascienden hasta la cima de la torre donde son enfriados a 100°F en el intercambiador E-567 con el fin de condensar y recuperar en el tambor de cima D-558 el agua, la amina o

el hidrocarburo que haya sido arrastrado, para posteriormente ser recirculado a la torre

Figura 34. Modelamiento en Aspen HYSYS del sistema de regeneración de DEA de la unidad Orthoflow (T-557).



Al igual que se realizó con la torre T-4301 de la unidad UOPII, se validó la simulación comparando sus resultados con los datos promedios de las variables monitoreadas en tres días de operación. Como se observa en la tabla 23, los datos registrados de la operación y los obtenidos a través de simulación no presentan diferencias significativas, indicando la representatividad del modelo. Considerando los resultados ya obtenidos, las eficiencias de etapa se ajustaron en 95% y 16% para el H₂S y el CO₂, respectivamente.

Tabla 23. Datos de operación de la despojadora T-557 vs los datos obtenidos a través de Aspen HYSYS.

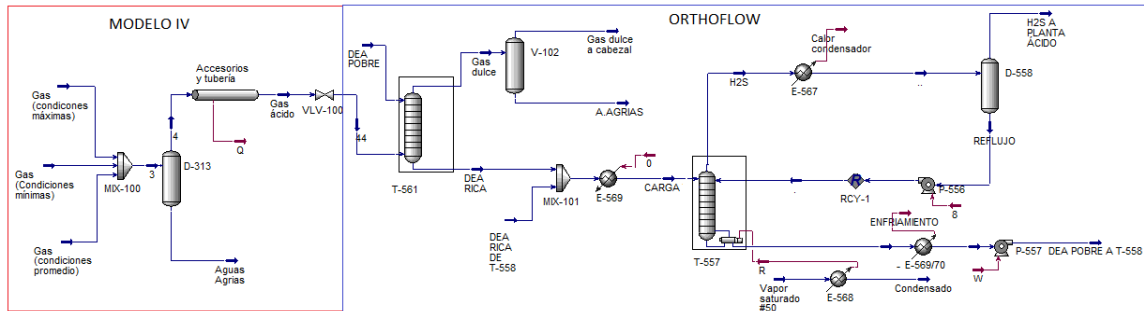
Datos	Carga [gal/min]	Temperatura		Reflujo [gal/min]	Gas Recuperado [t/d]	PPM H ₂ S DEA	
		Fondo	Cima			Rica	Pobre
4-ENERO-2018							
Reales	195.79	253.01	229.40	12.80	35.30	3866.70	237.60
Simulados	195.80	253.00	220.80	9.69	38.02	3835.00	209.34
7 FEBRERO-2018							
Reales	211.86	252.44	228.3	13.78	40.6	4673.30	761.10
Simulados	211.86	253.00	225.3	10.11	43.40	4707.00	720.75
11-MARZO-2018							
Reales	226.89	254.44	231.00	14.90	41.98	3359.60	654.50
Simulados	226.87	253.00	221.1	11.08	43.21	3327.00	613.27

Hay que tener en cuenta que los datos de operación registrados son un promedio diario de las mediciones realizadas por su respectivo sensor, es decir no son los valores exactos del proceso para un mismo instante de tiempo. Por otra parte la caracterización de la DEA realizada en los laboratorios no cuantifica las trazas de hidrocarburo absorbido, hidrocarburo que es despojado de la DEA contribuyendo al perfil térmico de la torre y al flujo recirculado por la P-556, por tal motivo, el reflujo y la temperatura de cima modeladas se encuentran un poco por debajo de las reportadas.

Análisis de sensibilidad realizado al sistema propuesto para el endulzamiento del gas combustible (T-561 y T-557) en estado estacionario.

En la figura 35 se presenta la simulación en HYSYS del sistema de endulzamiento completo:

Figura 35. Modelamiento en Aspen HYSYS del sistema de endulzamiento propuesto para la remoción de H₂S de la corriente de gas combustible.



Para el análisis de sensibilidad se tomaron los tres escenarios de flujo de gas combustible de la Modelo IV planteados anteriormente: mínimo, promedio y máximo con composiciones de H₂S de 0.12, 0.9 y 1.85 % mol, respectivamente. A partir de los resultados obtenidos, se estimó el aumento porcentual en el flujo de las corrientes en torno al sistema de regeneración al ingresar a la torre T-557 la corriente de DEA rica proveniente de la absorbidora T-561 con respecto a su operación habitual. Los resultados se presentan en la tabla 24.

Tabla 24. Aumento porcentual de las corrientes en el sistema de regeneración al adicionar DEA RICA proveniente de la T-561.

Corriente	Equipo al que ingresa	Valor promedio [lb/h]	Aumento [%]		
			Flujo Gas A T-561		
			Min	Prom	Max
REFLUJO	P-556	6407	31.00	31.09	36.21
CIMA TORRE	E-567	8486	56.01	63.00	80.70
DEA POBRE (REGENERADA)	E-569 (Lado tubo)	93585	82.03	82.13	82.59
	E-570 (Lado tubo)				
	P567				

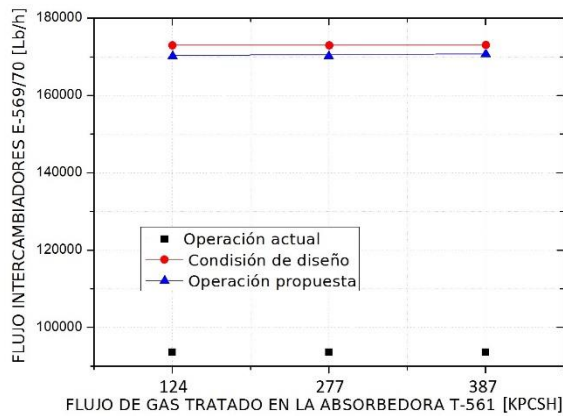
Es de especial cuidado estimar el incremento de flujo en las corrientes que ingresan a los equipos auxiliares (intercambiadores y bombas) bajo la configuración propuesta, ya que son puntos críticos de control y su capacidad determina la

posibilidad de aumentar carga al sistema de regeneración. Para evaluar los incrementos porcentuales de las corrientes además de tomar los tres escenarios de gas combustible de estudio, se utilizó 175 gal/min de DEA pobre ingresando a la torre T-561, puesto que supone el escenario con mayor flujo posible.

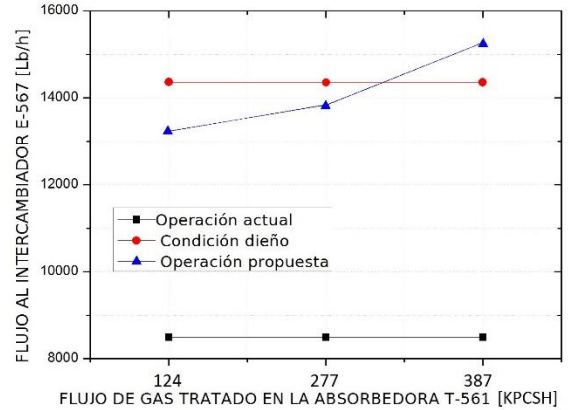
En la figura 36 se presenta el comparativo de los flujos de operación en bombas e intercambiadores, en el sistema de regeneramiento de DEA.

Figura 36. Flujos de operación actual, de diseño y al adicionar la T-561 al sistema de regeneración de Orthoflow (T-557): a) Intercambiadores E-559/60, b) Intercambiador E-567, c) Bomba P-567 y d) P-556.

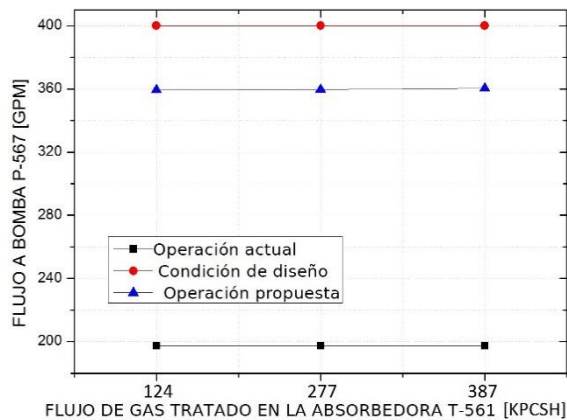
a)



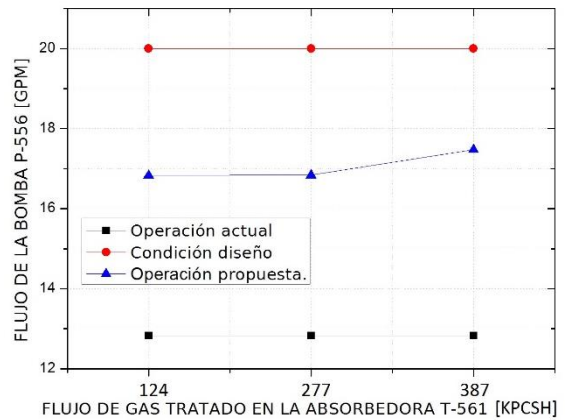
b)



c)



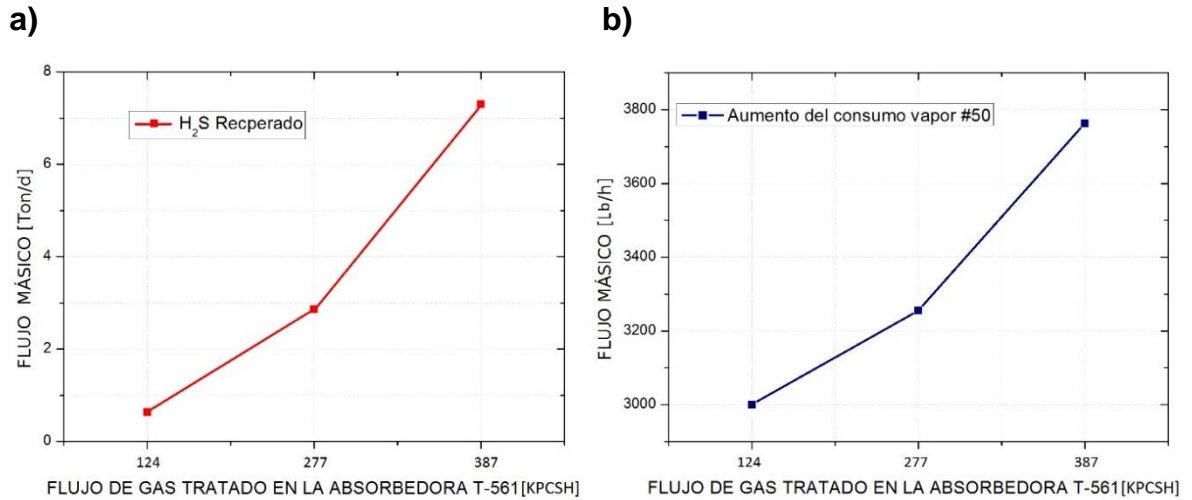
d)



Se observa en la figura 35b que el condensador de cima (E-567) en el último escenario evaluado supera el flujo de diseño. No obstante, hay que tener en cuenta, que éste corresponde al peor escenario posible, puesto coinciden el flujo máximo de gas combustible, junto a la mayor concentración de gases ácidos (H_2S y CO_2) y el máximo flujo de DEA a tratar, incrementando el flujo de la corriente de cima de la despojadora. Sin embargo, en el caso remoto de presentarse este escenario el equipo cuenta con una facilidad (bypass) para desviar la fracción restante. Por otra parte, los intercambiadores de calor de DEA (E-569/70) en los tres escenarios evaluados operarían bajo el flujo de diseño (figura 35 a) y considerando que los sistemas de bombeo cuentan con la capacidad suficiente (Figura 35 c y d) no hay razón que impida a la despojadora T-557 tratar la DEA efluente de la torre T-561.

Adicionalmente, el endulzar el gas combustible ácido del D-313 en la torre T-561 permite recuperar entre 1 y 7.5 t/d de H_2S el cual se destinaría a la producción de ácido sulfúrico con una conversión del 99.7% wt (Figura 36a) y además permite mantener la producción de ácido sulfúrico cuando la unidad Orthoflow salga de servicio. Por otra parte, en la figura 36b se observa el aumento del flujo de vapor saturado en el rehervidor necesario para despojar el H_2S adicional de la DEA RICA (costo energético).

Figura 37. Análisis de sensibilidad realizado a la T-557: a) Flujo de H₂S recuperado de la DEA RICA y b) consumo de vapor necesario para el despojo de H₂S de la DEA rica.



Después del análisis técnico de las alternativas planteadas para el tratamiento de gas combustible del D-313, estas se replantean de la siguiente forma:

- Aumentar la carga de gas en 150 KPCSH a la sección de amina de la UOPII (T-4301), cuando esta se encuentre en operación y enviar la fracción restante de gas a ser tratada en la T-561 (124 KPCSH), recuperando materia prima valiosa e impactando en un menor grado la operación habitual de la despojadora T-557.
- Tratar la totalidad del gas de Modelo IV en la torre T-561, previo a ser enviado a la red gas combustible de refinería.

6.3 EVALUACIÓN ECONÓMICA.

6.3.1 Cantidad producida Para la evaluación económica es importante definir la cantidad de productos producidos al implementar las opciones planteadas. La Cracking Modelo IV opera cuando otra cracking (Orthoflow, UOPI, UOPII) está fuera

de servicio por mantenimiento o cuando existe disponibilidad de carga. Bajo esta configuración la unidad Modelo IV opera 6 meses al año.

Alternativa 1.

Durante la operación de la UOPII esta recibirá 150 KPCSH de donde se recuperarán productos valiosos, pero hay que tener en cuenta, que en los periodos de mantenimiento de dicha unidad, todo el gas será tratado en T-561 recuperando sólo H₂S destinado a la generación de ácido sulfúrico. En la tabla 25 se encuentran los productos recuperados a partir de la primera alternativa.

Tabla 25. Producto recuperado a partir del sistema propuesto.

Año 20--	F.S	PRODUCTO RECUPERADO											
		H ₂ SO ₄		S		GLP		PGR		ETA-ETILENO		BUTANO	
		Ton	Kbbl	Ton	bbbl	KTon	Kbbl	KTon	Kbbl	KTon	Kbbl	KTon	Kbbl
20	UOPI	228	1.12	256	824	1.70	3.07	3.06	5.56	1.45	3.63	1.17	2.33
21	UOPII	486	2.38	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-
22	ORT	228	1.12	256	824	1.70	3.07	3.06	5.56	1.45	3.63	1.17	2.33
23	UOPI	228	1.12	256	824	1.70	3.07	3.06	5.56	1.45	3.63	1.17	2.33
24	UOPII	486	2.38	-	-	-	-	-	-	-	-	-	-

F.S: cracking fuera de servicio

Para el cálculo de los valores reportados en la tabla 22 se empleó la concentración promedio de gas combustible del D-313 enviado al cabezal de refinería y con una operación de 6 meses de 30 días por año.

Alternativa 2

En esta alternativa el gas combustible de Modelo IV en su totalidad, será tratado en la T-561, recuperando solo H₂S destinado a la producción ácido sulfúrico (Tabla 26).

Tabla 26. Producto recuperado a partir del sistema propuesto.

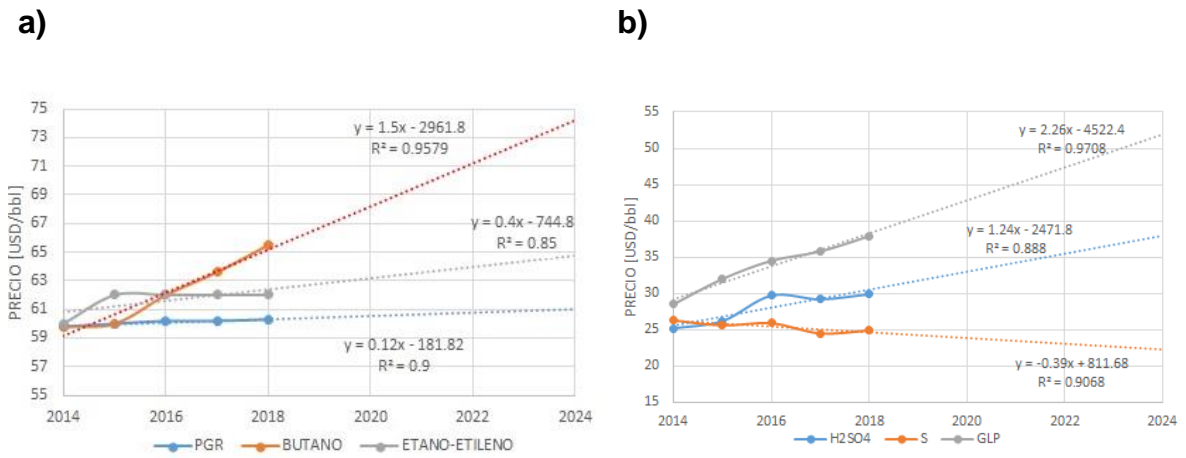
H₂SO₄	2020	2021	2022	2023	2024
t	486	486	486	486	486
kbbl	2.38	2.38	2.38	2.38	2.38

* kbbl: Kilobarril

Los productos se consideran constantes, porque la refinería trabaja en estado estacionario, manteniendo siempre la producción lo más próximo posible al valor de diseño de las unidades.

6.3.2 Precio del producto. Se revisó en los índices económicos de la refinería los precios de los últimos 5 años de los productos de interés y se ajustaron a una tendencia lineal, con la finalidad de proyectar los precios que tendrán los productos en los años a evaluar (figura 38).

Figura 38. Proyección de los precios de venta de los productos de interés:
a) PGR-BUTANO-ETANO-ETILENO y b) H₂SO₄-S-GLP.



En la tabla 27 se muestran los valores proyectados necesarios para el análisis económico, es de destacar que Butenos (GLP) y butanos tienen un crecimiento considerable, puesto son materia prima para la elaboración de alquilato, disolventes y compuestos poliméricos que elevan su valor.

Tabla 27. Precios de venta proyectados de los productos de interés para el tiempo de estudio.

AÑO	H ₂ SO ₄	AZUFRE	PGR	GLP	BUTANO	ETANO-ETILENO
PRECIO [USD/bbl]						
2020	33.00	23.88	61.2	42.8	69	63.2
2021	34.24	23.49	61.32	45.06	70.5	63.6
2022	35.48	23.1	61.44	47.32	72	64
2023	36.72	22.71	61.56	49.58	73.5	64.4
2024	37.96	22.32	61.68	51.84	75	64.8

6.3.3 Inversión económica.

Inversión total.

En la tabla 28 se presenta la inversión de capital para la adecuación de la torre (T-561), los bancos de tubería, la instalación de la instrumentación de medición y control.

Tabla 28. Inversión necesaria para la adecuación de la T-561 con sistema de endulzamiento.

	ACTIVIDADES	COSTO	
		MCOP	USD
T-561	Mantenimiento general <ul style="list-style-type: none">• Interno: facilidades de inspección, retiro y lavado de malla, reparaciones menores.• Externo: reparación boquillas, limpieza y pintura.	400	133,333.00
Banco tubería	Compra 590 m tubería acero al carbón de 6 in de diámetro, instalación (juntas), alivio térmico, pintura.	450	150,000.00
Accesorios	<ul style="list-style-type: none">• Válvula de seguridad.• Cuadro control: flujo (DEA POBRE y gas combustible), nivel (fondo de la torre y tambor de cima), presión tambor cima.• Medidor de diferencial de presión	150	50,000.00
TOTAL		1000	333,333.33

Costos de operación.

Para los costos de operación (Tabla 29) se tiene como insumo la solución acuosa de DEA al 30% wt. Se debe tener en cuenta que ésta se regenera por lo cual sólo hay que tener un stock de DEA y agua para reponer las pérdidas que puedan existir.

Por su parte, el aumento en el consumo de vapor se calculó a partir del modelamiento en HYSYS de la despojadora T-557 (Figura 37b).

Tabla 29. Costos de operación de las alternativas planteadas.

INSUMO	CANTIDAD	COP/año	USD/año
COSTOS			
DEA 99.99%	200 gal/año	5'253,744.00	1,751.24
Agua tratada	1000 gal/año	30,102.00	10.00
SERVICIOS INDUSTRIALES			
Vapor Alternativa 1	3908 Klb/año	53'957,828.57	17,985.71
Vapor Alternativa 2	6840 Klb/año	94'426,200.00	31,475.48
OTROS			
Muestreo y laboratorio	semanal	100'000,000.00	33,333.33
TOTAL ALTERNATIVA 1		159'241,674.00	53,080.55
TOTAL ALTERNATIVA 2		199'710,045.43	66,570.01

Reparación de hornos por corrosión

Las pérdidas por corrosión en los hornos y otros equipos en las unidades de fraccionamiento (TOPPING) producto de la corriente de gas combustible acidificado fueron estimadas en 125,000.00 USD/año.

6.3.4 Valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR) Para analizar la viabilidad financiera se elaboró una matriz de flujo de caja entre entrada y salida de efectivo, asumiendo un periodo de 5 años.

Alternativa 1.

A partir de la matriz de flujo de caja (figura 39), se obtiene que el valor presente neto es de 1'392,603.92 USD para el quinto año, por lo tanto se puede concluir que este devuelve la totalidad de la inversión inicial realizada y que además genera utilidades, demostrando la viabilidad económica del sistema propuesto.

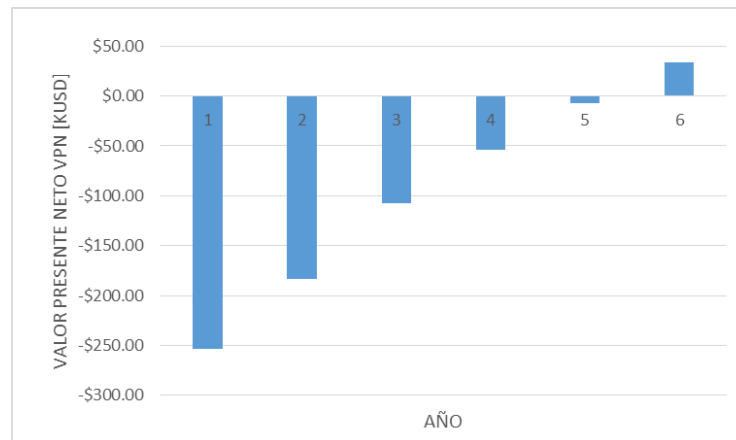
Figura 39. . Matriz de flujo de fondo para el sistema propuesto en la alternativa 1.

Matriz flujo de fondos								
Año	PRODUCTO [bbbl]	PRECIO [USD/bbl]	INGRESO [USD]	COSTOS OPERACIONALES [USD]	UTILIDADES ANTES DE IMPUESTO	IMPUESTOS A LAS UTILIDADES	UTILIDADES DESPUES DE IMPUESTOS	VPN [USD]
2020			\$1,040,299.12	53,080.55	\$987,218.57	\$325,782.13	\$661,436.44	\$241,829.12
H2SO4	1122	33	\$37,026.00					
AZUFRE	824	\$23.88	\$19,677.12					
GLP	3070	\$42.00	\$128,940.00					
PRG	5564	\$61.00	\$339,404.00					
ETANO-	3636	\$63.00	\$229,068.00					
BUTANC	2336	\$69.00	\$161,184.00					
2021			\$163,417.28	55,734.58	\$107,682.70	\$35,535.29	\$72,147.41	\$296,382.93
H2SO4	2388	\$34.24	\$38,417.28					
2022			\$1,071,863.52	58,521.31	\$1,013,342.21	\$19,312.03	\$994,030.18	\$949,973.91
2023			\$1,085,497.72	61,447.37	\$1,024,050.35	\$337,936.61	\$686,113.73	\$1,342,261.67
2025			\$215,648.48	64,519.74	\$151,128.74	\$49,872.48	\$101,256.26	\$1,392,603.92
		Inversión Total	333333		TAM	0.15		
					TIR	0.68		

Por otra parte, se observa que la inversión se recupera en el primer año de operación (Figura 40), de tal manera que la tasa interna de retorno (TIR) presenta un valor elevado correspondiente al 68%, lo que indica la alta factibilidad de esta alternativa. Sin embargo, es importante aclarar que este alto rendimiento económico depende del aumento de flujo de gas combustible a la sección de amina de la UOPII (T-4301), el cual permite recuperar producto valioso aguas abajo del proceso sin necesidad de inversión y disminuye el flujo de gas a tratar en la T-561, promoviendo un menor consumo de vapor y, por ende, un menor costo de operación en la despojadora T-557.

Por otra parte se observa que en el sexto año de operación se recupera la inversión y empieza a generar utilidades (Figura 42). La tasa interna de retorno (TIR) en el sexto año es del 18%, lo que indica que, aunque en menor grado que la alternativa anterior, el tratamiento de la totalidad del gas de Modelo IV en la torre T-561 es viable económicamente. Cabe resaltar, que las secciones de amina dentro de cualquier refinería hacen parte del bloque ambiental, es decir su objetivo no es la producción de ganancias debido a su alto gasto energético (Vapor), sino el de mantener una operación sostenible (disminuir corrosión de equipos y emisiones atmosféricas de SO₂), motivo por el cual bajo las dos configuraciones de operación propuesta (alternativa 1 y 2) adecuar la T-561 como una absorbidora con DEA para el tratamiento de gas ácido resultan bastante atractivas.

Figura 42. Valor Presente Neto para la alternativa 2, en los años evaluados (2020-2025).



7. CONCLUSIONES

- Los balances de masa realizados a la torre T-4301 de la unidad UOPII demuestran que opera 182 KPCSH por debajo de su flujo de diseño, lo cual ocasiona que la torre se encuentre cerca a la zona de lloriqueo, causando inconvenientes operacionales detectado por los operadores. Por lo tanto, es posible aumentar en 150 KPCSH el flujo de gas proveniente de la Unidad Modelo IV, manteniendo remociones de H₂S por encima del 99%. Adicionalmente esta alternativa permite recuperar hasta 14,85 t/d de polietileno, 33,00 t/d de GLP, 6,51 t/d de Alquilato y 1,43 t/d de azufre.
- Es posible adecuar la torre desetanizadora T-561 (actualmente en desuso) ubicada en la unidad Cracking Orthoflow como absorbedora con Dietanolamina (DEA), para el tratamiento de la totalidad del gas combustible proveniente del D-313 de la unidad Modelo IV, dado que no requiere sistema de compresión y cumple los requerimientos hidráulicos. No obstante, puede llegar a operar muy cerca a las condiciones de inundación (velocidad del gas = 92% de la velocidad de inundación) y solo es posible recuperación de azufre.
- El análisis técnico-económico permite recomendar que la mejor configuración para remover el H₂S de la red de gas combustible, consiste en subir la carga de gas ácido de Modelo IV que es tratado en la sección de amina de la UOPII en 150 KPCSH, con el fin de recuperar alrededor de 50 t/d de productos valiosos de la corriente de gas combustible, y enviar el flujo restante de gas (124 KPCSH) a ser endulzado en la T-561. Esto requiere una inversión de 333,333.33 USD presentando una TIR de 68% y un margen de utilidad neta estimado en 1'392,603.92 USD para el quinto año de operación.

BIBLIOGRAFÍA

ABDULRAHMAN R.K, & SEBASTINE I.M,. Natural gas sweetening process simulation and optimization: A case de study of Khurmala field in Iraqi Kurdistan region. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 14 (2013); p. 116-120.

ABKHIZ V.,; HEYDARI I., & TAHERI M.,. Operational investigation of multi feed amine process perfomance in comparison with convetional process. Int. J. Oil Gas Coal Eng. Vol. 2 No. 6 2014; p. 78-83.

ABU-EISHAH S.I.,; BABA HAR H.S.A.,; MARAGA M,. Minimization of SO₂ emissions at ADGAS (Das island, UAE): I- current vs. modified shemes. J. Pet Eviron Biotechnol. Vol. 5 2014; p. 173.

API Recommended Practice 571. Second edition API 571 4.4.2 Sulfidation; 2011.

ASPEN HYSYS. Release 2004, Simulation Basis. Aspen Technol; Cambridge 2004.

ASPEN HYSYS® 2004.2. User guide y Simulation Basis. Aspen Technology, Inc., USA 2005

ASTARITA G.,; SAVAGE D.W., & BISIO A.,. GasTreating whit Chemical Solvents. John Wiley & Sons, New York 1983.

BEAUCHAMP, R.O.; BUS, J.S.; POPP, J.A. & et al. A critical review of the literature on hydrogen sulfide toxicity. CRC Crit Rev Toxicol. Vol. 13 1984; p. 25-97.

BERMÚDEZ, J.M.; ARENILLAS, A.; LUQUE, R & MENÉNDEZ, J.A. An overview of novel technologies to valorise coke oven gas surplus. Fuel Process Technol. Vol. 110 2013; p. 150-159.

BIRKS, N; MEIER, GH & PETTIT, FS. Introduction to the High Temperature Oxidation of Metals. Cambridge University Press 2006.

BOLHAR-NORDENKAMPF M,; FRIENDL A,; KOSS U, & et al. Modeling selective H₂S absorption and desorption in an aqueous MDEA-solution using a rate-based-non-equilibrium approach. Chem. Eng. Process. Vol. 43 2004; p. 701-715.

BRANTHE T,; BERG C,; BREKNE S.K, & et al. Optimization of configurations for amine based CO₂ absorption using Aspen HYSYS. Energy Procedia. Vol. 51 2014; p. 224-233.

BUFORD, Smith. Design of Equilibrium Stage Processes, McGrawHill, New York 1963.

BULLIN, J & POLASEL, J. Selecting Amines for Sweetening Units. Bryan Research and Engineering; p 1-9.

ECOPETROL Marco Estratégico Grupo Empresarial 2012-2020.

ECOPETROL S.A Manual de Operación U-4250. Unidad de concentración de gases UOPII. 1995.

ECOPETROL S.A. Análisis operacional de torres en las URC y CDU. Unidades de amina Orthoflow y UOPII. Barrancabermeja, Colombia.

ECOPETROL S.A. Análisis operacional URC-UOPII. Unidades de amina Orthoflow y UOPII. Barrancabermeja, Colombia.

ECOPETROL S.A. Centro de información técnica (CIT). Datasheet y planos mecánicos de las unidades U500 y U4300. Barrancabermeja, Colombia.

ECOPETROL S.A. Manual de Operación U-500. Unidad de Cracking catalítico III. 1995.

ECOPETROL S.A. Sistema de información de laboratorio industrial (inspección de calidad (CDLAB GRB)).

ERDMANN, Eleonora; RUIZ, Liliana; MARTÍNEZ, Ale & et al. Natural gas sweetening with amines. process simulation and parametric sensitivity analysis. Avances en Ciencias e Ingeniería 2012.

FAIR J.R.,. Liquid-gas systems, in Chemical Engineers Handbook. McGraw-Hill, New York 1984.

GÁSPAR J, & Ana Maria. Dynamic modeling and validation of absorber and desorber columns for post-combustion CO₂ capture. Comput. Chem. Eng. Vol. 10 2011; p. 2044-2052.

HAIKIU, Zou; MIAOPENG, Sheng; XIAOFEI, Sol; ZIHAO & et al. Removal of hydrogen sulfide from coke oven gas by catalytic oxidative absorption in a rotating packed bed. Fuel. Vol. 204 2017; p. 47-53.

HUIJBREGTS, W.M.M. & R.G.I, LEFERINK. Latest advances in the understanding of acid dewpoint corrosion: corrosion and stress corrosion cracking in combustion gas condensates. Anti-Corrosion Methods and Materials. Vol.51 2004; p. 173-188.

JA'BAZ, Iman ; JIAO, Facun; WU, Xiaojiang & et al. Influence of gaseous SO₂ and sulphate-bearing ash deposits on the high-temperature corrosion of heat exchanger tube during oxy-fuel combustion. Fuel Processing Technology. Vol.167 2017; p. 193-204.

LUNDSFOR, K & BULLIN, A. Optimization of Amine Sweetening Units. Bryan Research and Engineering 2001; p 1-14.

LUNSFORD K & BULLIN A. Optimization of Amine Sweetening Units. New York: American Institute of Chemical Engineers 1998; p 50-73.

MAHBOOBEH, Taheri; Mohebbi, Ali; HASHEMIPOUR, Hassanneo & el at. Simultaneous absorption of carbon dioxide (CO₂)-H₂S-CH₄ gas mixture using amine-based nanofluids in a wetted wall column. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 28 2016; p. 410-417.

MAHDI, Kheirnik; NEJAT, Rahmanian; MOHAMMAD; Farsi & el at. Revamping of an acid gas absorption unit: An industrial case study. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 55 2018, p. 534-541.

MAJEED S, Jassim. Sensitivity analyses and optimization of a gas sweetening plant for hydrogen sulfide and carbon dioxide capture using methyldiethanolamine solutions. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 36 2016; p. 175-183.

MARTÍNEZ Heidy. (Lección Aprendida) Apagada de Emergencia de la caldera B-952. 2012.

MOKHATAB S.; POE W.A., & MAK J.Y.,. Handbook of Natural Gas. Transmission and Processing (third ed.), Gulf Professional Publishing, Boston 2015.

MOLERA SOLÁ, Pere. Metales resistentes a la corrosión. Marcombo, 1990. 63-66 p.

MORALES, G; CABRERA, D; TIRADO, G y MERCADO, L. Selección De Aminas Para Unidades De Endulzamiento De Gas Natural. INIQUI 2002.

NASIR M.A.; LAGTAH AL.; AL-HABSI, Sultan & et al. Optimization and performance improvement of Lekhwair natural gas sweetening plant using Aspen HYSYS. Journal of Natural Gas Science and Engineering. Vol. 26 2015; p. 367-381.

OSAMA A.; RASHED AL, & SAMI, Ali. Modeling the solubility of CO₂ and H₂S in DEA-MDEA alkanolamine solutions using the electrolyte- UNIQUAC model. Separation and Purification Technology. Vol. 94 (2012); p.71-83.

PACHECO, M.A & ROCHELLE, G.T. Rate-based modeling of reactive absorption of CO₂ and H₂S into aqueous methyldiethanolamine. Ind. Eng. Chem. Res. Vol. 37 No. 10 1998; p. 4107-4117.

PERRY, Robert & GREEN, Don. PERRY'S CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK. 7 Ed. McGraw-Hill. ISBN 0-07-049841-5.

QIU K.; SHANG J.F.; OZTURK M, & et al. Studies of methyldiethanolamine process simulation and parameters optimization for high-sulfur gas sweetening. J. Nat. Gas. Sci. Eng. Vol. 21 2014; p. 379-385.

RAZZAQ R., C & ZHANG LI,. Coke oven gas: availability, properties, purification, and utilization in China. Fuel. Vol. 113 2013; p. 287-299.

REZAKAZEMI M.; NIAZI Z.; MIRFENDERESKI M, & et al. CFD simulation of natural gas sweetening in a gas-liquid hollow-fiber membrane contactor. Chem. Eng. J. Vol. 168 No.3 2011; p. 1217-1226.

RUHL, Sebastian & KRANZMANN, Axel. Investigation of corrosive effects of sulphur dioxide, oxygen and water vapour on pipeline steels. International Journal of Greenhouse Gas Control. Vol.13 2013; p. 9-16.

SHELL GLOBAL SOLUTIONS & ECOPETROL S.A. Amine Best Practices. Presentation 2010. Barrancabermeja, Colombia. 18 agosto 2010. [Consultado: 02/09/2018].

SMITH, Carlos & CORRIPIO, Armando. Control automático de procesos: Teoría y práctica. 1 Ed. NORIEGA LIMUSA. 659 p. ISBN 968-18-3791-6.

VOZNIUK I.O.,. Aspen HYSYS Process Simulation and Aspen ICARUS Cost Estimation of CO₂ Removal Plant. Telemark University College, Porsgrunn (Master Thesis), Norway 2010.

WALAS, Stanley. CHEMICAL PROCESS EQUIPMENT SELECTION AND DESIGN. Butterworth-Heinemann Series in Chemical Engineering 1990. 431-453 p.

WANG T,; HOVLAND J, & JENS K.J.,. Amine reclaiming technologies in post.combustion carbón dioxide capture. J. Eviron. Sci. Vol. 27 2015; p 276-289.

YAN Z.-q. , Q; WANG, Z; WANG, X & LIU, H. Kinetic model for calcium sulfate decomposition at high temperature. Trans. Nonferrous Metals Soc. China. Vol.25 2015; p. 3490-3497.

ANEXOS

Anexo A. Dimensiones de las torres modeladas en el ambiente de Aspen HYSYS.

Figura 43. Dimensiones de la torre T-561 en ambiente de Aspen HYSYS.

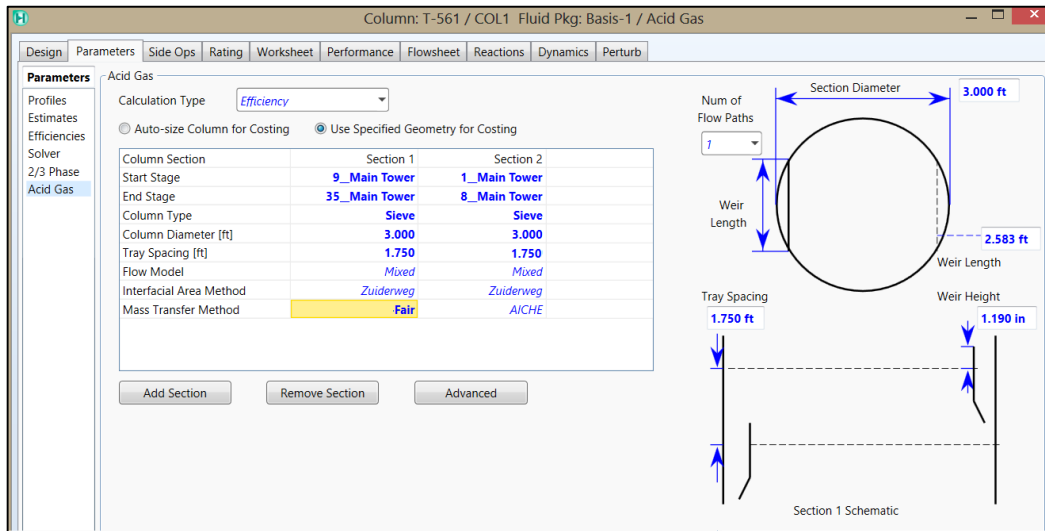


Figura 44. Dimensiones de la torre T-557 en ambiente de Aspen HYSYS

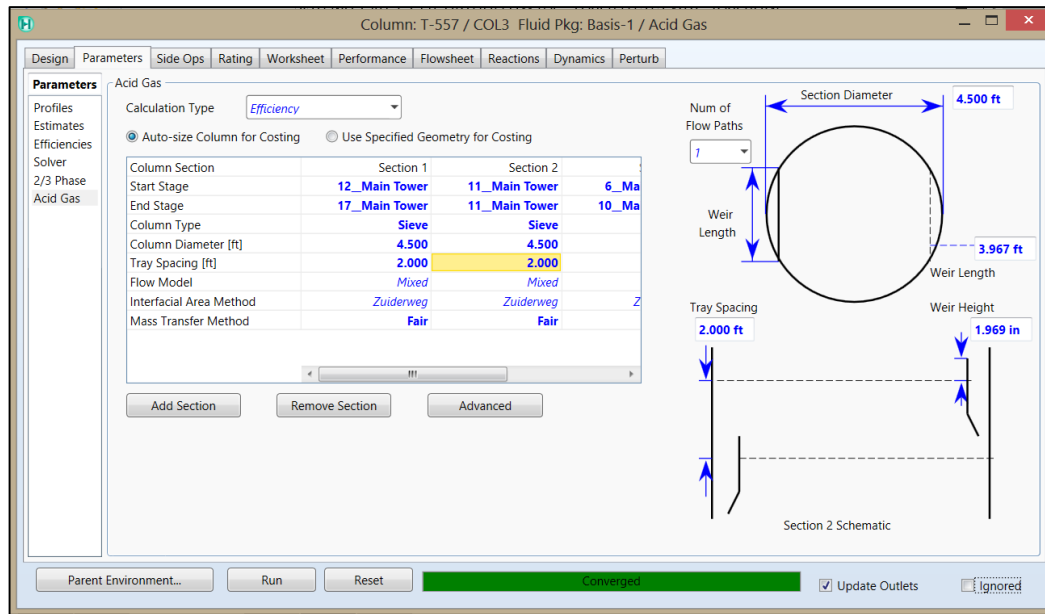


Figura 45. Dimensiones de la torre T-4301 en ambiente de Aspen HYSYS

