

**ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE ESQUEMAS OPERACIONALES QUE
PERMITAN ALTERNAR SISTEMAS DE DESPOJO EN LAS UNIDADES DE
TRATAMIENTO CON AMINA DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

JOSE ANTONIO PRIETO GONZALEZ

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

2019

**ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE ESQUEMAS OPERACIONALES QUE
PERMITAN ALTERNAR SISTEMAS DE DESPOJO EN LAS UNIDADES DE
TRATAMIENTO CON AMINA DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

JOSE ANTONIO PRIETO GONZALEZ

Proyecto para optar el título de Magister en Ingeniería Química

Director

HERNANDO GUERRERO AMAYA

Ph.D. en FiDiPro

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

2019

DEDICATORIA

A la memoria de mi padre, madre; a mi esposa.

Jose Antonio Prieto Gonzalez

AGRADECIMIENTOS

Especialmente a mi director, la Dr. Hernando Guerrero por su apoyo incondicional, reto y exigencia que mantuvo durante todo el desarrollo del trabajo. A mi esposa Karen Andrea Niño de manera muy especial por la paciencia y motivación que me ofreció en todo el tiempo del desarrollo de este trabajo. Agradezco también al equipo de trabajo de excelencia dirigido por la Ing. Ángela María Corrales por haber permitido dentro de su programa de maestría confiar en nosotros para esta formación. Así mismo agradezco de manera muy importante la ayuda del Ing. José Adenauer Galán, amigo y tutor por toda la ayuda que recibí, solo con el interés de ver formar a un profesional guiado por su conocimiento y ese talento innato de docencia que lo caracteriza. También importante agradecimiento a la ingeniera Carina Sandoval por la constante ayuda que me ofreció durante este trabajo. A mis colegas y operadores de la planta de Cracking UOPI quienes compartieron sus aportes y experiencias en el desarrollo de búsqueda de alternativas de manejo de aminas en las plantas de Refinería.

La mejor manera en que les puedo devolver su apoyo es con los resultados que obtuvimos y llevando a cabo la culminación del estudio que nos permitió encontrar unas alternativas de tipo operativo donde se determina las posibles flexibilidades de cargar aminas ricas para su despojo.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	19
1. ANTECEDENTES Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	21
2. OBJETIVOS DEL TRABAJO	28
2.1 GENERAL.....	28
2.2 ESPECÍFICOS.....	28
3. FUNDAMENTACIÓN CONCEPTUAL.....	29
3.1 UNIDAD DE TRATAMIENTO DE AMINA	29
3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO REFINERÍA BARRANCABERMEJA	33
3.3 SOBRE LOS PROCESOS DE ABSORCIÓN Y DESPOJO EN UNIDADES DE TRATAMIENTO.	37
3.4 SOBRE EL CONSUMO DE ENERGÍA Y MEZCLAS DE AMINAS EN SIMULACIÓN DE ASPEN HYSYS	37
4. METODOLOGÍA	39
4.1 RECOPIACION Y ANALISIS ESTADISTICO DE DATOS DE PROCESO DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO CON AMINA.....	39
4.2 DESARROLLO Y VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN CONDICIONES DE DISEÑO Y ACTUALES.....	41
4.3 VALIDACIÓN DE LA CAPACIDAD DISPONIBLE EN CADA UNA DE LAS TORRES DESPOJADORAS CON LA OPERACIÓN ACTUAL.....	43
4.4 NUEVAS CONDICIONES OPERATIVAS E HIDRÁULICAS DESPUÉS DEL ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN ACTUAL.....	44
4.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA Y SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA.	45
4.5.1 PRODUCCIÓN Y PRECIO DE LOS PRODUCTOS	45

4.5.2 INVERSIÓN Y COSTOS DE OPERACIÓN	46
4.5.3 IMPUESTOS A LAS UTILIDADES.....	46
5. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS	47
5.1 RECOPIACIÓN DE DATOS DE PROCESO DE LOS SISTEMAS ACTUALES DE TRATAMIENTO CON AMINA	47
5.1.1 DATOS DE LA UNIDAD DE AMINA U-2870.....	47
5.1.2 DATOS DE LA UNIDAD DE AMINA U-4860.....	51
5.2 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES DE DISEÑO Y ACTUALES.....	54
5.3 ALTERNATIVAS PROPUESTAS PARA ALTERNAR SISTEMAS DE DESPOJO.....	63
5.3.1 ALTERNATIVA 1: ENVÍO DE CARGA ÁCIDA DE LA TORRE T-2651 HACIA LA U-4860.....	64
5.3.2 ALTERNATIVA 2: ENVIÓ DE CARGA ÁCIDA DE LA TORRE T-2651 HACIA LA T-4282B VÍA CABEZAL DE HDT	73
5.4 EVALUACIÓN HIDRÁULICA DE LOS SISTEMAS FACTIBLES DE INTERCONECTAR	83
5.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS.	87
5.5.1 PRODUCCIÓN GENERADA	87
5.5.2 PRECIO DEL PRODUCTO.....	87
5.5.3 INVERSIÓN ECONÓMICA.	88
5.5.4 VALOR PRESENTE NETO (VPN) Y TASA INTERNA DE RETORNO (TIR).....	91
6. CONCLUSIONES	96
7. RECOMENDACIÓN.....	98
BIBLIOGRAFÍA	99
ANEXOS	102

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Plano geográfico de la refinería de Barrancabermeja.....	24
Figura 2. Flujos de PGR y GLP de la planta UOP-I inyectados a la red de gas combustible durante 2015 a 2017.....	25
Figura 3. Diferencial de presión filtro de MEA, el cambio de cartuchos se realiza en entre 15 PSI y 18PSI.	26
Figura 4. Esquema de tratamiento de gases de reciclo de unidades de hidroprocesamiento.	31
Figura 5. Esquema de tratamiento de gases combustibles y GLP para remoción de H ₂ S y CO ₂	32
Figura 6. Esquema de tratamiento con amina y despojo de amina en el área de la UOPI.....	34
Figura 7. Diagrama de flujo del proceso de tratamiento y regeneración de amina para los gases de unidades de hidrotratamiento de Diésel y Gasolina de refinería de Barrancabermeja.	36
Figura 8. Metodología desarrollada.	39
Figura 9. Interface de selección de modelo termodinámico (Fluid Package) de Aspen Hysys.....	42
Figura 10. Torres absorbedoras U2870.....	56
Figura 11. Torre despojadora U2874.....	57
Figura 12. Tambor flash D-4860.....	58
Figura 13. Torre despojadora T-4861.....	58
Figura 14. Tambor flash D-4282.....	59
Figura 15. Torre despojadora T-4282B.....	60
Figura 16. Configuración actual de operación de la unidad de endulzamiento U- 2870.....	64

Figura 17. Configuración de operación propuesta en la alternativa 1.	65
Figura 18. Alternativa 1 desarrollada en el ambiente de simulación de Aspen HYSYS V.10.	68
Figura 19. Resultados de simulación de la alternativa 1 al cambiar el solvente : a) Flujo de circulación de MDEA vs DEA y b) Porcentaje de eliminación de H ₂ S de la corriente de gas ácido.....	70
Figura 20. Evaluación hidráulica de los patos 5 al 22 de la T-4861	71
Figura 21. Evaluación hidráulica del plato 1 (T-4861).....	72
Figura 23. Configuración de operación propuesta en la alternativa 1.	74
Figura 24. Circuito de despojo de amina en torno a la torro T-4282B.....	75
Figura 25. Alternativa 1 desarrollada en el ambiente de simulación de Aspen HYSYS V.10.	77
Figura 26. Resultados de simulación de la alternativa 2 (T-4861 y T-4282B): a) Consumo energético y b) Porcentaje de eliminación de H ₂ S contenido en DEA. ...	79
Figura 27. Perfil hidráulico de los platos 3 al 24 de la T-4282B.	80
Figura 28. Perfil hidráulico del plato 1 de la T-4282B.	81
Figura 29. Perfil hidráulico de los platos 1 y 2 de la T-4861.	81
Figura 30. Perfil hidráulico del plato 3 de la T-4861.....	82
Figura 31. Evaluación hidráulica de los patos 4 al 22 de la T-4861.....	82
Figura 32. Diagrama esquemático de la despojadora T-4861.	83
Figura 33. Curva de operación de las válvulas de control: a) Válvula de carga y b) Válvula de producto.	84
Figura 34. Curva de operación de las válvulas de control: a) Válvula de carga y b) Válvula de producto.	85
Figura 35. Proyección de los precios de los productos de interés GAOH y DIES .	88
Figura 36. Matriz de flujo de fondo para el sistema propuesto en la alternativa 1.	92
Figura 37. Valor Presente Neto de los años evaluados para la alternativa 1.....	93
Figura 38. Matriz de flujo de fondo para la alternativa 2.	94
Figura 39. Valor Presente Neto de los años evaluados para la alternativa 2.....	95

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Comparación del contenido de azufre en las cargas de las torres de absorción de la U2870, plantas de amina UOP I	22
Tabla 2. Carga ácida de H ₂ S y CO ₂ en la amina de la U2870.	23
Tabla 3. Resumen estadístico de las principales variables operacionales de las torres de la unidad de amina U2870 correspondiente al periodo 2016 – 2017.....	48
Tabla 4. Caja y bigotes de las principales variables operacionales asociadas a la torre despojadora T2874 correspondientes al periodo de 2016 – 2017.....	50
Tabla 5. Resumen de la estadística básica variables de proceso de unidad de amina U4860.....	52
Tabla 6. Diagrama de caja y bigotes de las principales variables operativas de la T4861.....	53
Tabla 7. Datos de diseño de las corrientes de salida de las torres de amina para validar contra la simulación.....	61
Tabla 8. Resultado Balances de Energía Torres despojadoras en diseño	62
Tabla 9. Propiedades principales de los tres tipos de amina para endulzamiento. .	66
Tabla 10. Condiciones de las corrientes de alimentación y cromatografía	69
Tabla 11. Cargar ácida en la etapa de absorción de H ₂ S.	71
Tabla 12. Composición molar de las corrientes endulzadas con MDEA en las torres T4752, T4704, T4703 y la T2651.....	73
Tabla 13. Composición molar de las corrientes endulzadas con DEA en las torres T4752, T4704, T4703 y la T2651.....	78
Tabla 14. Cargar ácida en la etapa de despojo de H ₂ S.	79
Tabla 15. Operación de las bombas de carga y producto a las nuevas condiciones de operación.	84

Tabla 16. Cabeza de presión requerida para transportar la amina hasta la T-4861.	86
Tabla 17. Cabeza de presión mínima requerida por la P-4863 para el transporte de amina.	86
Tabla 18. Productos generados a partir de las alternativas propuestas.	87
Tabla 19. Inversión necesaria para la implementación de la alternativa 1.	88
Tabla 20. Costos de operación de la alternativa 1.	89
Tabla 21. Inversión necesaria para la implementación de la alternativa 2.	90
Tabla 22. Costos de operación de la alternativa 2.	91

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
ANEXO A. CALCULO HIDRÁULICO EN INTERCAMBIADORES DE CALOR....	102

GLOSARIO

AMINA POBRE: Amina a la que se le ha removido H_2S y CO_2 , la cual se inyecta nuevamente a las torres de absorción.

AMINA RICA: Amina que ha absorbido H_2S y CO_2 de la corriente de gas a endulzar.

CICLO DE CORRIDA: Es el periodo de tiempo transcurrido que una planta opera entre dos ciclos de mantenimiento mayor.

COS: Sulfuro de carbonilo. Contaminante que afecta la especificación de calidad de los hidrocarburos gaseosos tales como propano, butano.

CS_2 : Bisulfuro de carbonilo. Contaminante que afecta el catalizador de las unidades de azufre. Su presencia en las unidades de amina aumenta la velocidad de corrosión.

DEA: Dietanolamina, es un compuesto químico orgánico que se utiliza como absorbente para el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y dióxido de carbono (CO_2) en los procesos de endulzamiento

ENDULZAMIENTO: Proceso fisicoquímico que ajusta el contenido de gases ácidos como el CO_2 y H_2S que están presentes en las corrientes producidas en el proceso de Craqueo, refinación e hidrotratamiento. Este contenido permitido es regulado por el ente competente. Uno de los procesos más empleados es la absorción química con aminas.

GAS COMBUSTIBLE: mezcla de gases con alto contenido de CH_4 que también incluye en menor cantidad Hidrógeno.

GAS ESPONJA: corriente de gas que contiene las fracciones más livianas del craqueo catalítico fluidizado y que se usa como la carga del lado frío de las unidades de craqueo.

GLP: gas licuado del petróleo. Es una mezcla principalmente de propanos y butanos en todas sus formas químicas.

GRB: Gerencia Refinería Barrancabermeja. Compuesta de 54 plantas entre las que hacen parte las unidades de craqueo catalítico, la planta de Etileno II y la Planta de Turboexpander.

HCM: Unidad de Hidrocraqueo Moderado.

HDT: Planta de Hidrotratamiento de Combustibles; siendo su objetivo la hidrogenación de combustibles para el retiro de azufre. Los hidrocarburos reaccionan con hidrógeno dentro de un lecho catalítico y bajo unas condiciones moderadas de presión (entre 300 y 1000 PSI) y temperatura (entre 550 °F y 750 °F). Con ello, los átomos de azufre presentes en las moléculas de hidrocarburo se combinan con el H_2 para dar lugar a sulfuro de hidrógeno (H_2S)

LADO FRIO: Sección criogénica de las unidades de craqueo catalítico fluidizado donde se carga el gas esponja previamente tratado en las unidades de amina para la remoción del H_2S . De dicha corriente se recuperan principalmente propanos y propilenos mediante la absorción con butano y la corriente que contiene la fracción de etanos y etilenos es enviada a la unidad de Etileno II.

MANTENIMIENTO MAYOR: Se refiere a las actividades de mantenimiento que se realizan al final de cada ciclo de corrida de la planta y donde se ejecuta un alcance previamente definido.

MDEA: Metildietanolamina, es un líquido claro, incoloro o líquido amarillo pálido con olor amoniacal. Es una amina terciaria ampliamente utilizada como agente endulzador en refinerías, plantas de gas natural y plantas de gas de síntesis.

MEA: Monoetanolamina es un líquido tóxico, inflamable, corrosivo, incoloro y viscoso, con un olor similar al amoníaco utilizada como agente endulzador en refinerías.

PGR: Propileno Grado Refinería. Una mezcla con contenido mínimo de 65%v de propileno y el resto es propano. Los contaminantes como el H_2S se deben mantener menor a 2 ppm y el COS < 20 ppm.

TURBOEXPANDER: Planta que tiene como función la separación del etano, tratamiento con amina y retiro de humedad a la corriente de gas de pozo que alimenta la refinería de Barrancabermeja. Dicho gas se usa como gas combustible en hornos y calderas.

UOPI: Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, ubicada en la refinería de Barrancabermeja, con capacidad de 28 kbpd.

UOPII: Unidad de Craqueo Catalítico Fluidizado, ubicada en la refinería de Barrancabermeja, con capacidad de 35 kbpd.

RESUMEN

TÍTULO: ESTUDIO TÉCNICO-ECONÓMICO DE ESQUEMAS OPERACIONALES QUE PERMITAN ALTERNAR SISTEMAS DE DESPOJO EN LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO CON AMINA DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*.

AUTORES: Jose Antonio Prieto Gonzalez**.

PALABRAS CLAVES: Evaluación técnico económica, endulzamiento de gas, Aspen HYSYS, alcanolaminas.

RESUMEN:

En este proyecto se plantearon y evaluaron dos esquemas operacionales para la adecuada remoción del sulfuro de hidrógeno presente en los gases ácidos residuales de las unidades HDT, HCM y UOPI de la refinería de Barrancabermeja, que estaban sobrecargando y provocando acelerada corrosión en la unidad de endulzamiento U2870. Se identificó oportunidades para aprovechar activos existentes en las unidades de endulzamiento (U4860 y U4282), para tratar las corrientes ácidas evaluando su viabilidad técnica por medio del software para modelamiento de procesos químicos Aspen HYSYS V 10. La primera alternativa consiste en tratar la corriente de amina rica proveniente de la T2561 de HCM en la despojadora T-4861 de la U-4860, siendo necesario un cambio de solvente de DEA a MDEA para aumentar la capacidad de carga ácida (mol gas ácido/mol amina). Por otra parte, la segunda alternativa consiste en adecuar e integrar la torre despojadora T-2842B de la U-4282 actualmente en fuera de servicio, al sistema de despojo de T-4861 para tratar la amina rica sin necesidad de cambio de solvente. No obstante, la evaluación económica reveló que aunque ambas alternativas son viables tanto operativa como económicamente, la mejor opción consiste en tratar alrededor de 320 gpm en la despojadora T-4861 enviando la fracción restante (134 gpm) en la T-2842B, mejorando la flexibilidad operativa de las unidades de amina al conectarlas por medio de cabezal común, obteniendo ganancias de alrededor USD 72'478,609.00 a los 20 años de implementar el sistema propuesto, recuperando la inversión (USD 1'762,800.00) al primer año.

* Tesis de Maestría.

** Facultad de Ingenierías Fisicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director: Dr. Sc. Hernando Guerrero Amaya.

ABSTRACT

TITLE: TECHNICAL-ECONOMIC STUDY OF OPERATIONAL SCHEMES THAT ALTERNATE DISPOSAL SYSTEMS IN THE AMINA TREATMENT UNITS OF THE BARRANCABERMEJA REFINERY*.

AUTHORS: Jose Antonio Prieto Gonzalez**.

KEY WORDS: Economic technical evaluation, gas sweetening, Aspen HYSYS, alkanolamines.

Description

In this project, two operational schemes for the adequate removal of hydrogen sulphide present in the residual acid gases of the HDT, HCM and UOPI units of the Barrancabermeja refinery, which were overloading and causing accelerated corrosion in the sweetening unit U2870, were proposed and evaluated. . Opportunities were identified to take advantage of existing assets in the sweetening units (U4860 and U4282), to treat the acid currents by evaluating their technical viability through the software for modeling chemical processes Aspen HYSYS V 10. The first alternative consists of treating the current of rich amine from HCM T2561 in the T-4861 deminer of U-4860, a solvent change from DEA to MDEA being necessary to increase the acid loading capacity (mol acid gas / mol amine). On the other hand, the second alternative consists of adapting and integrating the stripping tower T-2842B of the U-4282 currently out of service, to the dispossession system of T-4861 to treat the rich amine without the need for solvent exchange. However, the economic evaluation revealed that although both alternatives are viable both operatively and economically, the best option is to treat around 320 gpm in the T-4861 stripping unit, sending the remaining fraction (134 gpm) in the T-2842B, improving the operational flexibility of the amine units when connecting them by means of common head, obtaining earnings of around USD 72'478,609.00 after 20 years of implementing the proposed system, recovering the investment (USD 1'762,800.00) in the first year.

* Research work.

** Physicochemical Engineering Faculty. Graduated Engineering Chemistry School. Master in Chemical Engineering. Director: Dr. Sc. Hernando Guerrero Amaya.

INTRODUCCIÓN

El alto contenido de azufre en los crudos que actualmente se cargan en la refinería de Barrancabermeja, genera en los procesos de refinación una serie de problemas en los equipos y corrosión en los materiales que componen las unidades de proceso de refinación. Como parte de una estrategia para eliminar las causas de falla identificadas, se realiza un convenio entre Ecopetrol Refinería Barrancabermeja y la Universidad Industrial de Santander, para darle formación académica a su equipo humano, de tal forma que puedan afrontar las oportunidades que apuesten al mejoramiento en la industria petroquímica y su refinación, para así poder mantener la competitividad en el mercado.

Como aporte de este proyecto se realizará un estudio en las plantas de procesos de remoción de contaminantes con amina de las unidades de UOPI, UOPII, HDT y HCM en la búsqueda de alternativas para mejorar estos procesos.

Los pasos iniciales de este trabajo fueron identificar las diferentes plantas operativas que por su ubicación geográfica y por su afinidad de procesos pudieran ser interconectadas; luego se recopiló una serie de datos o variables operativas claves en los procesos de tratamiento con amina similares en las unidades.

El capítulo 1 muestra unos antecedentes y un planteamiento de todo el problema que estudiaremos en este trabajo y que está enfocado a realizar una mejora en el proceso de refinación de Barrancabermeja.

En el capítulo 2 se hace referencia a los objetivos trazados por este trabajo, los cuales están conectados de manera tal que con las bases fundamentales para el análisis son la solución al problema.

En el capítulo 3 trata brevemente los conceptos teóricos fundamentales del tratamiento con aminas, características fisicoquímicas, descripción del proceso de tratamiento con aminas en refinería, con los modelos de Aspen Hysys en condiciones actuales de proceso. En la búsqueda del estado del arte se identificó un enorme cantidad de información sobre este tema, lo cual demuestra la existencia de autoridades técnicas en esta materia; sin embargo, el enfoque de este trabajo consiste en identificar las mejores herramientas para el logro de los objetivos.

El capítulo 4 se enfoca en la metodología que está dividida en 5 pasos fundamentales:

1. Una recopilación de datos de proceso de los sistemas actuales de tratamiento con amina, los cuales fueron tratados en un paquete estadístico llamado MINITAB, donde se descartaron todos los datos atípicos; en esta parte también se recopilaron datos de diseño de equipos y los balances másicos y de energía de las unidades objeto de este trabajo.
2. Se cargan los datos recopilados en la herramienta Aspen HYSYS versión V10 y se realizó la simulación de las plantas según el diseño estimando su grado de precisión.
3. A continuación, se determina las alternativas y se evalúan por medio del simulador Aspen HYSYS.
4. Se evaluó la capacidad hidráulica de las alternativas y se registra la evolución en hojas de cálculo.
5. Se evaluó económicamente las alternativas y se define la mejor de ellas.

En el capítulo 5 se enuncian los resultados de la simulación y los esquemas operativos posibles.

1. ANTECEDENTES Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

En la actualidad la dieta de crudos de la refinería de Barrancabermeja ha tenido un incremento en crudos pesados y crudos con alto contenido de azufre, lo cual representa inconvenientes para mantener la calidad de productos con las mismas condiciones operacionales, igual volumen de producción y por el contrario un aumento del contenido de azufre en todas las corrientes de hidrocarburo.¹

Los hidrocarburos líquidos y gaseosos procedentes de las unidades de craqueo catalítico como GLP, etano-etileno, Hidrógeno y gas combustible, contienen CO₂, H₂S, COS y azufre elemental². Cada uno de estos contaminantes representa un problema en los productos terminados, y un incremento en emisiones. Por ejemplo, el H₂S es corrosivo y su presencia puede llevar a la deposición de azufre libre, como ha ocurrido en el transporte del PGR en los camiones cisterna desde la refinería de Barrancabermeja hasta REFICAR cuyo impacto económico fue valorado en U\$ 80 millones de dólares.

A continuación, se realiza una breve descripción de las tres unidades de amina que tiene instaladas la refinería de Barrancabermeja.

La primera unidad de amina, U2870, está conformada por dos etapas principales de proceso: una etapa de absorción y una de despojo. En la etapa de absorción, cada corriente de proceso entra a una torre absorbedora, para la unidad U2870 son las torres T2871, T2872B, T2873 y T2651, las cuales actualmente usan Monoetanolamina (MEA) como medio de absorción de H₂S y CO₂. En la etapa de

¹ INSTITUTO COLOMBIANO DE PETROLEO (ICP). Tratamiento con amina en la UOP-I de la GCB análisis operacional, 2004. p.45.

² UOP Manual operativo de la planta.

despojo, el proceso ocurre en la T2874 mediante vaporización para el despojo del H_2S , CO_2 y la amina es usada nuevamente. Lo mismo ocurre en la segunda unidad U4860, que está conformada por una despojadora T4861, la cual recibe Dietanolamina (DEA) rica en H_2S y CO_2 de las unidades de HDT U4750 y U4700 donde se encuentran ubicadas las tres torres absorción T-4703, T-4704 y T-4752. Por último, está la tercera unidad de amina, ubicada en la Cracking UOPII la cual emplea Dietanolamina (DEA) para el endulzamiento del gas. Esta unidad se denomina U-4280 y está compuesta por dos torres de despojo T4282 y T4282B, las cuales reciben las corrientes de amina rica de las torres de absorción T4281 y T4301.

Hoy día, las condiciones de proceso de las tres unidades de amina han cambiado respecto al diseño, notándose incremento en la composición de gas ácido H_2S y CO_2 de los diferentes flujos de gas, por ejemplo, en la UOPI, el aumento de los contaminantes en los productos de los sistemas de absorción con amina se ven reflejados en la Tabla 1, al compararlos con respecto al diseño de la unidad se puede observar un aumento en el azufre total de carga.

Tabla 1. Comparación del contenido de azufre en las cargas de las torres de absorción de la U2870, plantas de amina UOP I

Variable	Dato actual 2017	Datos de diseño
Flujo total de amina de carga gpm	285,75	256,93
Flujo total de S de carga a amina U2870, Tm/día	53,68	42,35
Flujo total de S de carga en T2871, T2872B, T2873, Tm/día	22,37	13,22
Flujo total de S de carga en T2651, Unibón, Tm/día	31,31	29,13

Fuente: Base de datos de análisis de laboratorio de la refinería, CDLAB.

Otro hallazgo son los datos en la Tabla 2, promedio de carga ácida de la MEA de la U2870 de cracking UOP1, desde enero de 2014 a Marzo de 2017, con relación molar entre 0,2 y 0,35 mol H₂S y CO₂ / mol de MEA. Los datos indican que la MEA rica de la T2872B y T2871 están en el valor límite superior de control recomendado de 0,35 a 0,4 mol H₂S y CO₂ / mol de MEA.

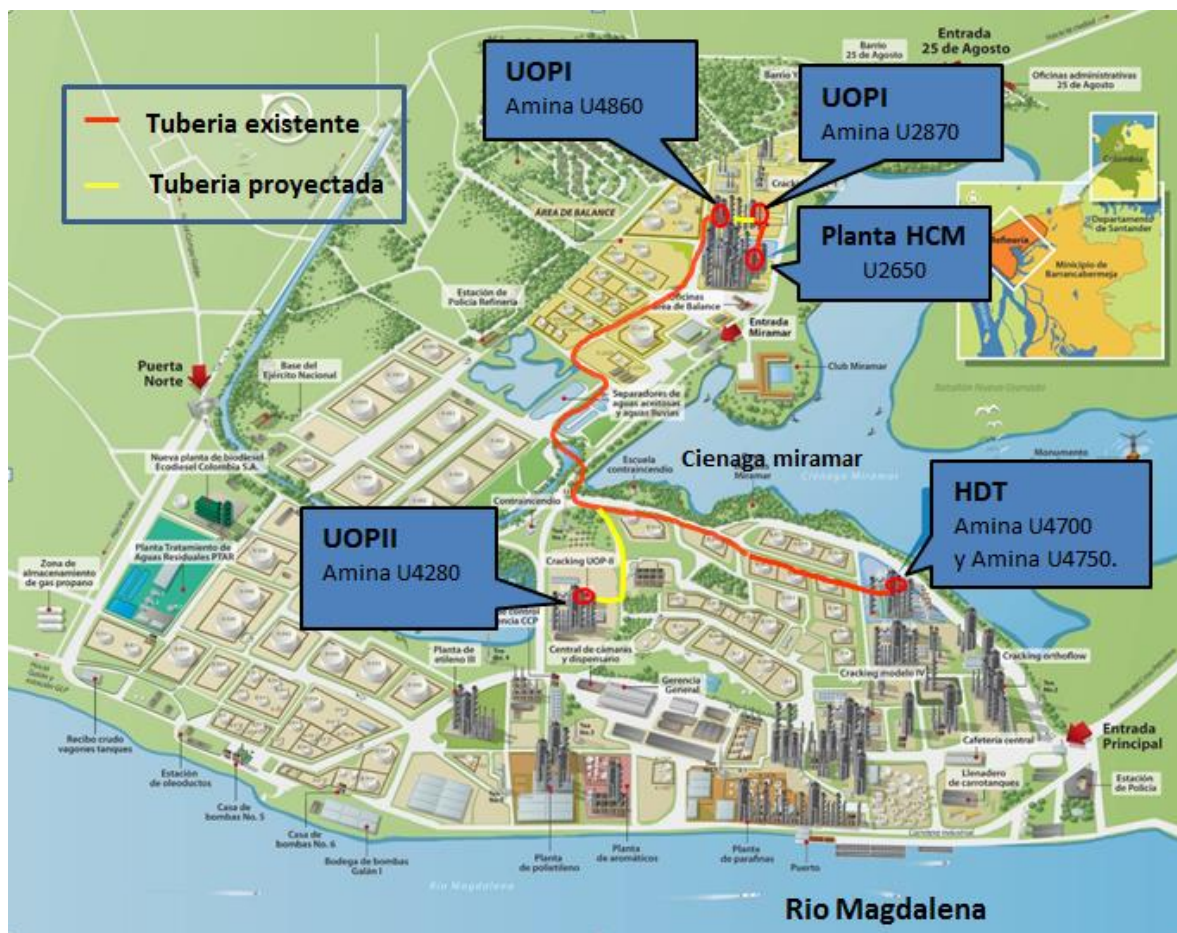
Tabla 2. Carga ácida de H₂S y CO₂ en la amina de la U2870.

moles (H ₂ S+ CO ₂)/ mol de MEA			
T2874 Amina pobre	T2873 Amina rica	T2872B Amina rica	T2871 Amina rica
0,104	0,191	0,359	0,344

Fuente: Base de datos de análisis de laboratorio de la refinería PI y CDLAB.

Las plantas de craqueo catalítico (UOPI, UOPII) e hidrotratamiento (HCM y, HDT) ubicadas en la refinería de Barrancabermeja (ver Figura 1) producen corrientes que contienen H₂S y CO₂ los cuales son removidos en las tres unidades de endulzamiento con amina anteriormente descritas. Dichas unidades de amina fueron diseñadas para ser intervenidas en mantenimiento mayor con un ciclo de corrida igual al de la unidad generadora de las corrientes de hidrocarburo a endulzar. Sin embargo, hoy día esta condición no se puede cumplir debido a que los ciclos de corrida cambiaron y no coinciden los procesos de intervención de mantenimiento.

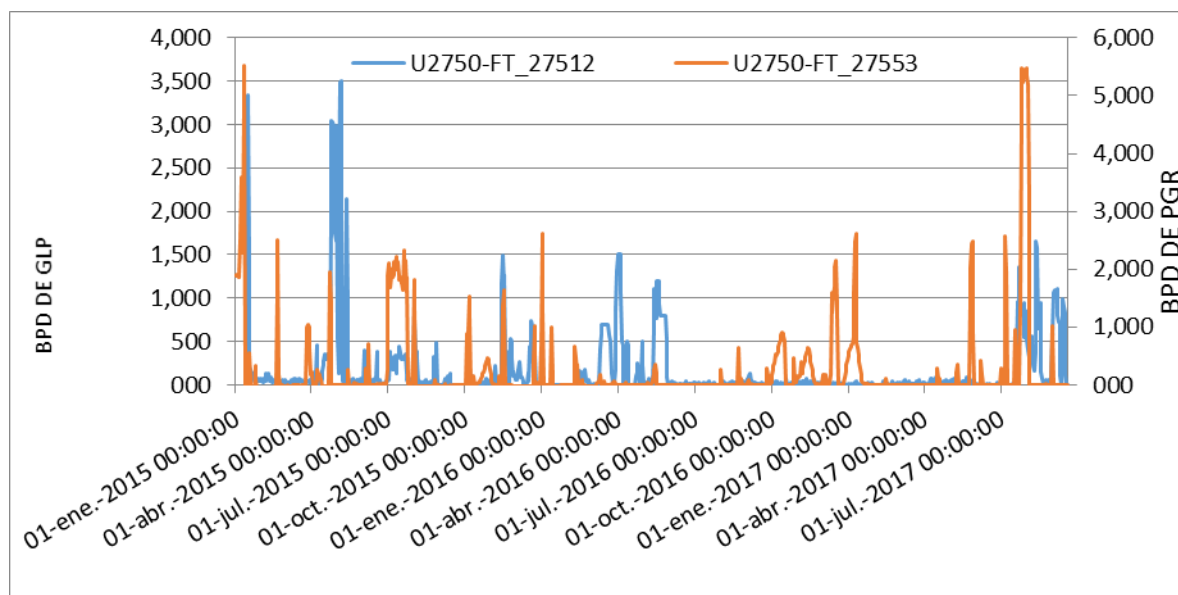
Figura 1. Plano geográfico de la refinería de Barrancabermeja.



Actualmente, cuando sale de servicio una planta de amina, para efectos de mantenimiento, es necesario sacar de servicio junto con ella, las corrientes del proceso de absorción de la unidad afectada. Esto genera impacto económico de 120 a 200 kUS\$/d por incumplimiento y desabastecimiento de combustibles al país e incremento de costos por importación de diésel y gasolina. Otro impacto económico está asociado al incumplimiento del plan de compra de gas de GRB con sus proveedores, debido a que las corrientes de PGR o GLP que se desvían internamente en la refinería reemplaza el gas que se compra, esta situación conlleva al pago de multas por incumplimiento del plan de consumo y a un riesgo de integridad mecánica del gasoducto debido a que este aumenta la presión de operación. En la Figura 2, se puede observar el flujo de PGR o GLP que se inyectó

a la red de gas combustible en los dos últimos años, siendo lo normal cero flujos de estos productos hacia la red interna de gas combustible de la refinería.

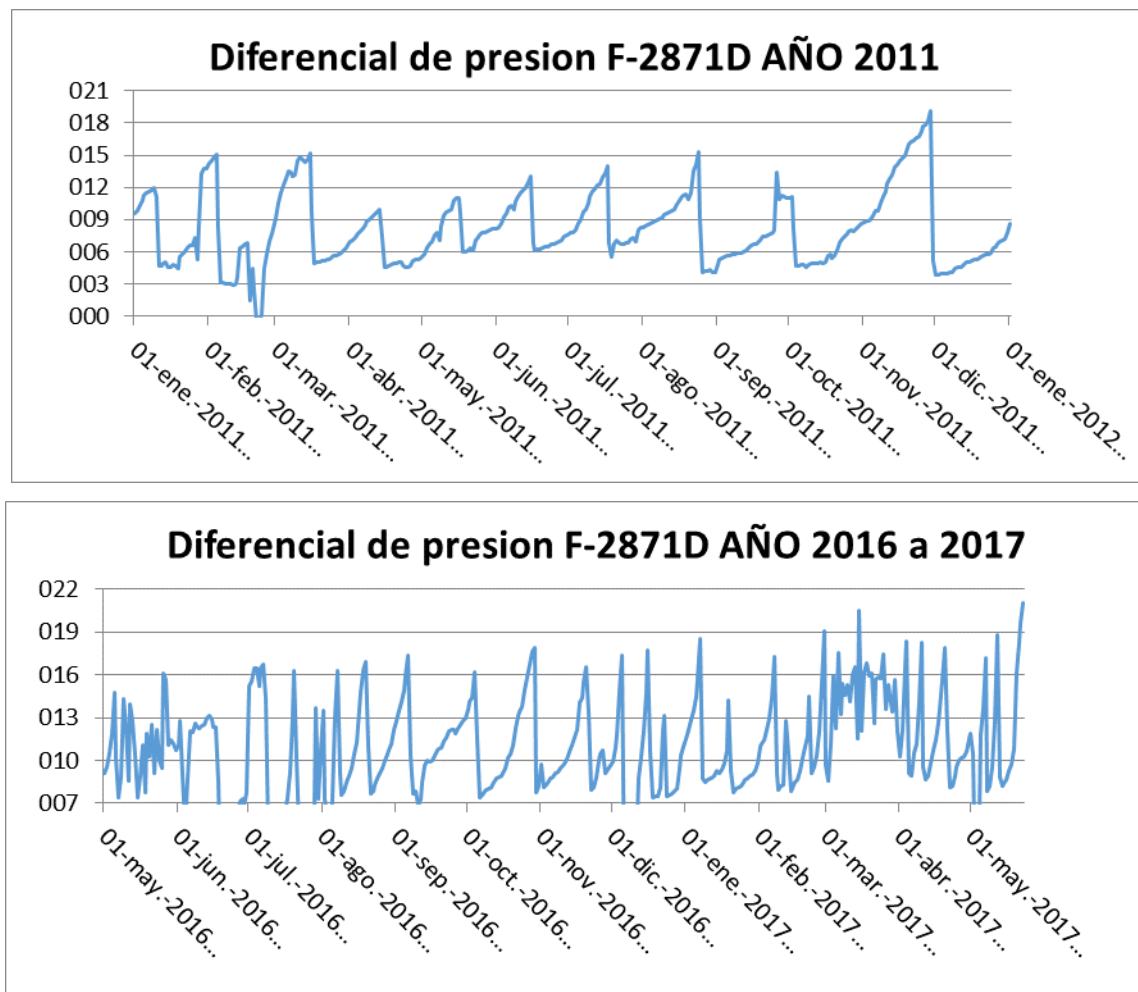
Figura 2. Flujos de PGR y GLP de la planta UOP-I inyectados a la red de gas combustible durante 2015 a 2017.



Fuente: Base de datos históricos de proceso de la GRB.

Así mismo, el cambio en la composición actual de las dietas de carga a las unidades craqueo catalítico y HCM está provocando aumento en la carga acida de las aminas ricas, en otras palabras, hay sobresaturación de las solución de amina dando como resultado la formación de compuestos corrosivos lo que está conllevando a un aumento en la concentración de solidos suspendidos en la solución de amina y ensuciamiento del sistema, situación que se evidencia en el aumento de la frecuencia saturación de los elementos filtrantes de la amina a través del aumento de la presión diferencial de filtro como se puede ver en la Figura 3.

Figura 3. Diferencial de presión filtro de MEA, el cambio de cartuchos se realiza en entre 15 PSI y 18PSI.



Fuente: Base de datos históricos de proceso de la GRB 2016 al 2017

Dado que no existe un esquema que permita la integración de los procesos de endulzamiento con amina de las plantas existentes, se busca con el estudio de las tres unidades de la refinería una propuesta que le brinde flexibilidad al sistema al momento de realizar una intervención mecánica por salida de emergencia, cumplimiento de un ciclo de parada de unidades o parada operativa por limpieza química.

Debido a que las unidades de amina usan diferentes tipos de solventes de amina, es conveniente evaluar los el uso de un solo solvente para todas las unidades y eliminar el efecto de mezclas entre aminas, esto hace parte de las alternativas propuesta en el presente proyecto.

Es por todo lo anterior que este trabajo se enfoca en la realización de un estudio técnico-económico de alternativas de esquemas operacionales para mantener una continuidad en la operación y la producción de gasóleo y ACPM de la planta de HCM.

2. OBJETIVOS DEL TRABAJO

2.1 GENERAL

Realizar un estudio técnico-económico de esquemas operacionales que permitan alternar los procesos de tratamiento con amina, asegurando la remoción del CO₂ y H₂S en la refinería de Barrancabermeja.

2.2 ESPECÍFICOS

1. Evaluar cualitativa y cuantitativamente los sistemas actuales de tratamiento con amina verificando la capacidad disponible con respecto del diseño, identificando equipos y/o condiciones del proceso susceptibles de integrar para continuidad de la operación
2. Realizar una evaluación hidráulica entre los sistemas factibles de interconectar, utilizando los conceptos de la ecuación de Bernoulli para determinar los requerimientos de energía del nuevo esquema operativo.
3. Evaluar económicamente las alternativas propuestas.

3. FUNDAMENTACIÓN CONCEPTUAL

3.1 UNIDAD DE TRATAMIENTO DE AMINA

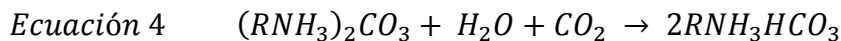
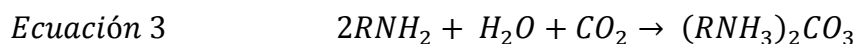
Históricamente, varios métodos se han usado para remover contaminantes tipo H₂S y CO₂³. Si las cantidades de H₂S y CO₂ son del orden de 0,05%p, se usa el lavado cáustico. Para contenidos superiores de contaminantes, se puede usar tamices moleculares o tratamiento con aminas, ya que el tratamiento cáustico es inviable debido al costo de la soda y a los problemas de disposición y tratamiento de soda gastada.

El azufre del crudo que es convertido a H₂S durante procesos típicos es removido por un tratamiento adecuado con amina, de acuerdo a las siguientes ecuaciones.

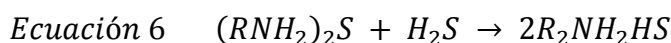
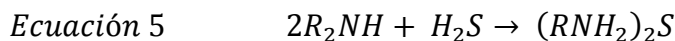
Absorción de H₂S en Monoetanolamina (MEA):



Absorción de CO₂ en Monoetanolamina (MEA):

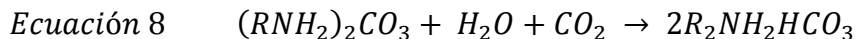
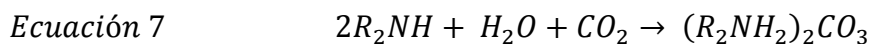


Absorción de H₂S en Dietanolamina (DEA):

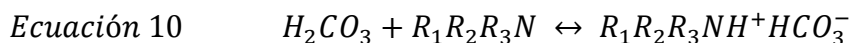


³ MADDIX R. N. Gas and liquid sweetening. USA, Oklahoma 1977. p.1

Absorción de CO₂ en Dietanolamina (DEA):



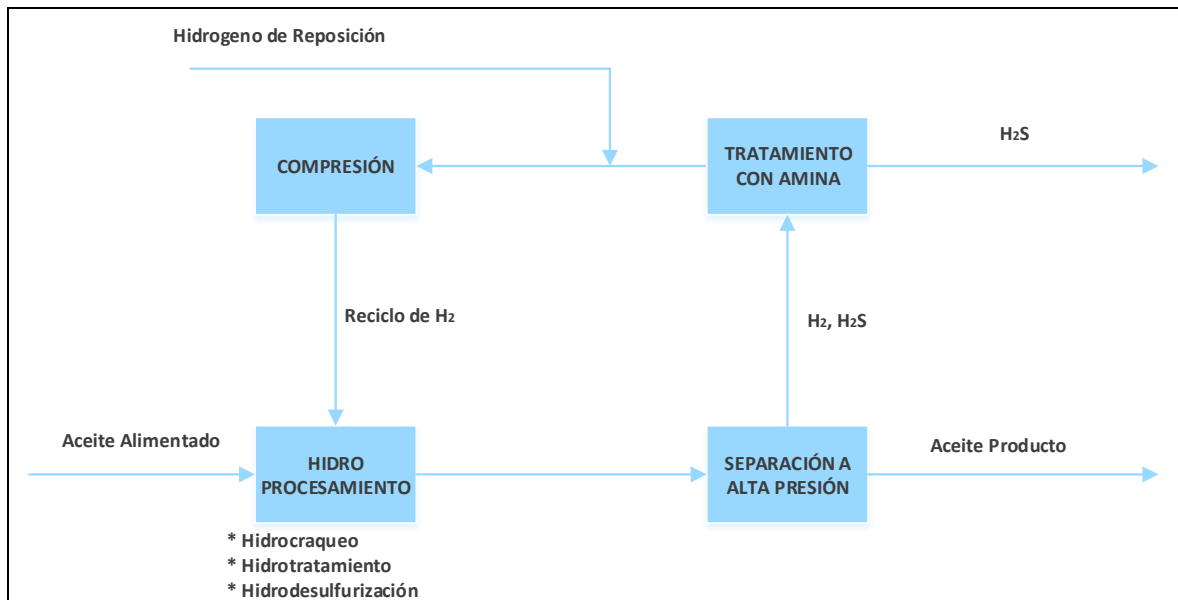
Otra amina usada en el mercado actual del tratamiento de gases es la Metildiatenolanomia (MDEA), la cual se usa en una concentracion de 20 -50% p/p. Las soluciones de menor concentracion se usan tipicamente a muy bajas presiones. Esta amina reduce considerablemente los problemas de corrosion, lo que permite manejar cargas de 0.7 - 0.8 mol/mol en equipos de acero al carbono. Las aminas MDEA tienen grandes ventajas sobre las aminas primarias y secundarias, como baja presión de vapor, bajos calores de reacción (600 BTU/lb para el CO₂ y 522 BTU/lb para el H₂S), alta resistencia a la degradacion, menos problemas de corrosion y selectividad al H₂S en presencia del CO₂. A altas relaciones CO₂/H₂S una mayor cantidad de CO₂ puede desplazarse del absorbedor mientras se remueve el H₂S. La mejor selectividad de la MDEA para el H₂S resulta de la inhabilidad de las aminas terciarias para formar carbamatos con el CO₂. La MDEA no tiene hidrogeno unido al nitrogeno y no puede reaccionar directamente con el CO₂ para formar carbamato⁴. Esta reacción unicamente ocurre después de que el CO₂ se disuelve en agua para formar ion bicarbonato⁵ (Ecuación 9), el cual lleva a cabo una reacción acido-base con la amina (Ecuación 10).



⁴ HAIKIU, Zou; MIAOPENG, Sheng & 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.

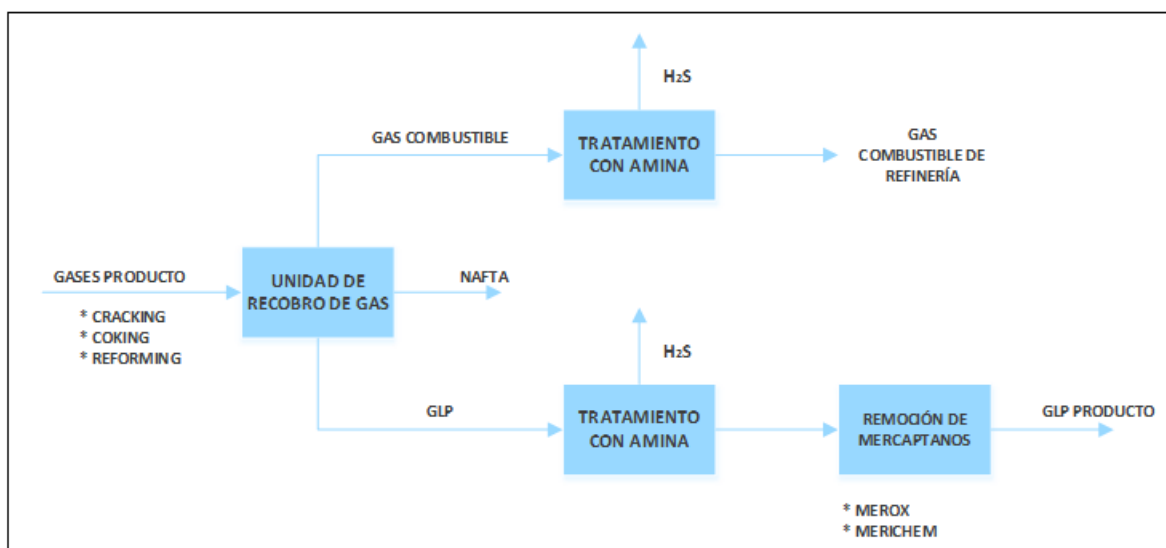
⁵ T, Wang; J, Hovland & K.J., Jens. Amine reclaiming technologies in post.combustion carbón dioxide capture. J. Eviron. Sci. Vol. 27 (2015); p 276-289.

Figura 4. Esquema de tratamiento de gases de reciclo de unidades de hidroprocesamiento.



La segunda aplicación, recobro de gas combustible y GLP se detalla en el esquema mostrado en la Figura 5. Este caso hace referencia a las corrientes de gases producidos en las unidades de reformado, craqueo catalítico y coquización, que contienen entre 2 a 5%p de H_2S , y estos gases son llevados para la remoción de azufre en un proceso de extracción con amina en torres de absorción, para luego pasar a un proceso de purificación y poder separar cada producto valioso (GLP, Etileno, Gas combustible).

Figura 5. Esquema de tratamiento de gases combustibles y GLP para remoción de H₂S y CO₂.



La amina después de remover el H₂S y CO₂ es llevada a una unidad de regeneración, la cual consta de una torre de despojo para retirar dichos contaminantes y recuperar la amina para ser enviada a un sistema de filtros para la remoción de partículas y sales formadas por la reacción con algunos hidrocarburos ácidos (fórmico, acético, etc.) presentes en los gases. Además, estas sales ayudan a degradar la amina y a generar corrosión en el circuito cerrado de este proceso.

En los procesos de remoción por absorción con amina, normalmente se selecciona entre Monoetanolamina (MEA, 15 a 20%p), Dietanolamina (DEA, 25 a 33%p) y Metildietanolamina (MDEA, 45 a 50%p). La MEA por sí misma no es considerada muy corrosiva, pero sus productos de degradación son extremadamente corrosivos. La MEA reacciona con agentes oxidantes tales como COS, CS₂, SO₂, SO₃ y oxígeno para formar productos solubles los cuales deben removerse del sistema de circulación para evitar serios problemas de corrosión⁶.

⁶ 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.

Los productos de degradación de la DEA son mucho menos corrosivos que los de la MEA, pero cabe resaltar que la DEA es más resistente a la degradación por COS, CS₂ y CO₂⁷, y en las refinerías se usa frecuentemente con una concentración típica entre 25 a 33%p en solución acuosa. La MDEA genérica se caracteriza por su baja reactividad y por ende menor degradación, pero en algunos casos podría no cumplir con las especificaciones del producto tratado a bajas presiones. Se ha incrementado el uso de esta última amina por su alta selectividad por H₂S sobre el CO₂ y menores requerimientos energéticos, sin embargo, tiene la desventaja del alto costo⁸.

3.2 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE TRATAMIENTO REFINERÍA BARRANCABERMEJA

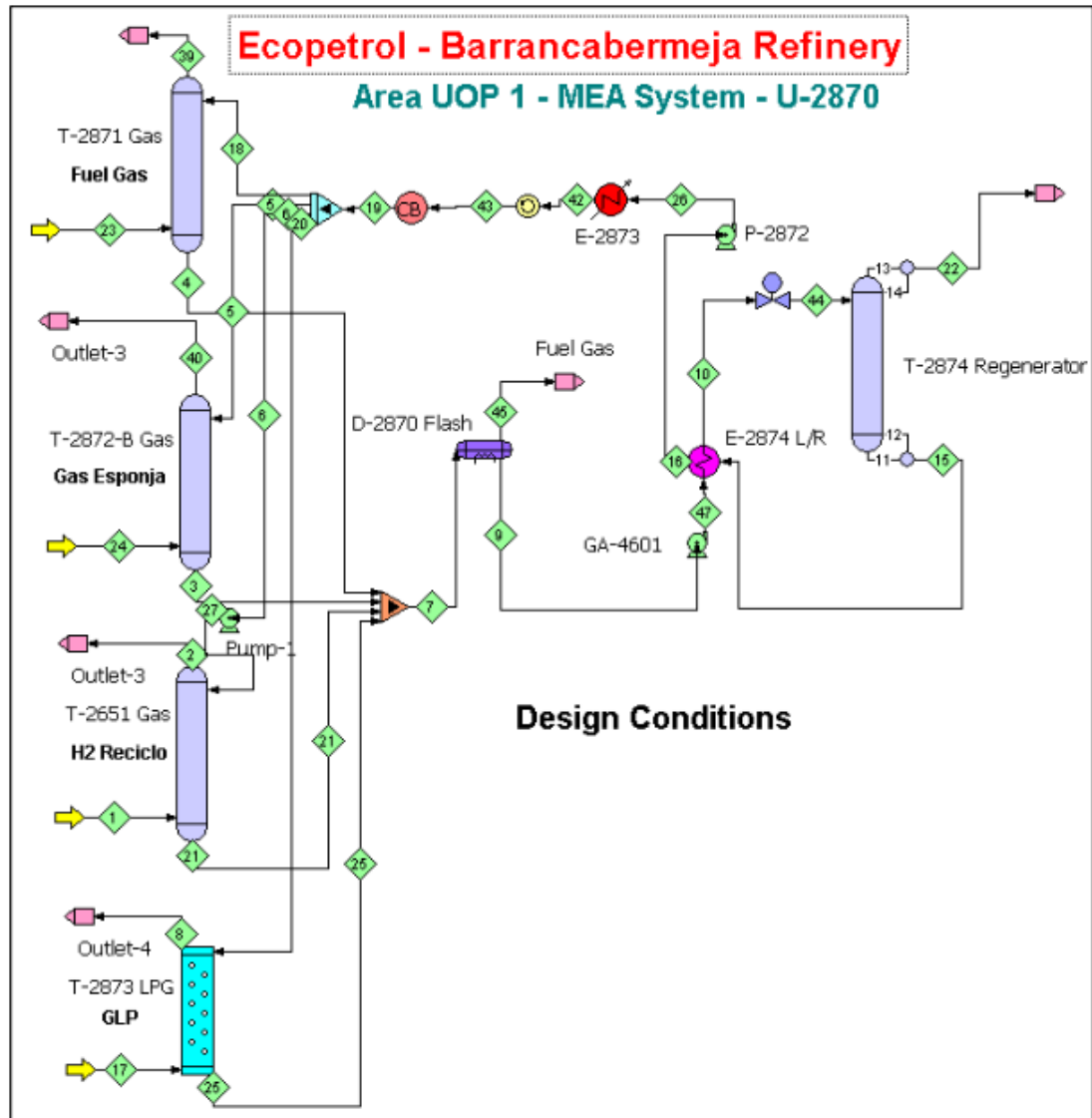
Como se había mencionado anteriormente, la refinería de Barrancabermeja cuenta con cuatro unidades de tratamiento con amina. A continuación, se realiza una descripción más detallada de cada proceso.

Iniciando con el proceso general de la unidad de amina, U-2870, el cual se describe en la Figura 6. Esta unidad trabaja con MEA para retirar el H₂S y CO₂ de cuatro corrientes de proceso a saber: la corriente gaseosa de etano/etileno de la Unidad de Cracking UOP I, se trata en la absorbedora T-2872B; la corriente de GLP líquida de la Cracking UOP I, se trata en la torre absorbedora T-2873; la corriente de H₂ de reciclo de la planta de HCM Unibón, se trata en la corriente T-2651 y la corriente de gas combustible de Unibón se trata en la torre absorbedora T-2871.

⁷ INSTITUTO COLOMBIANO DE PETROLEO (ICP). Tratamiento con amina en la UOP-I de la GCB análisis operacional. Op. Cit.; p. 5.

⁸ ASTARITA G., SAVAGE D.W., & BISIO A.,. GasTreating whit Chemical Solvents. John Wiley & Sons, New York 1983.

Figura 6. Esquema de tratamiento con amina y despojo de amina en el área de la UOPI.



Fuente: Sulphur block master plan ECOPETROL refinery.

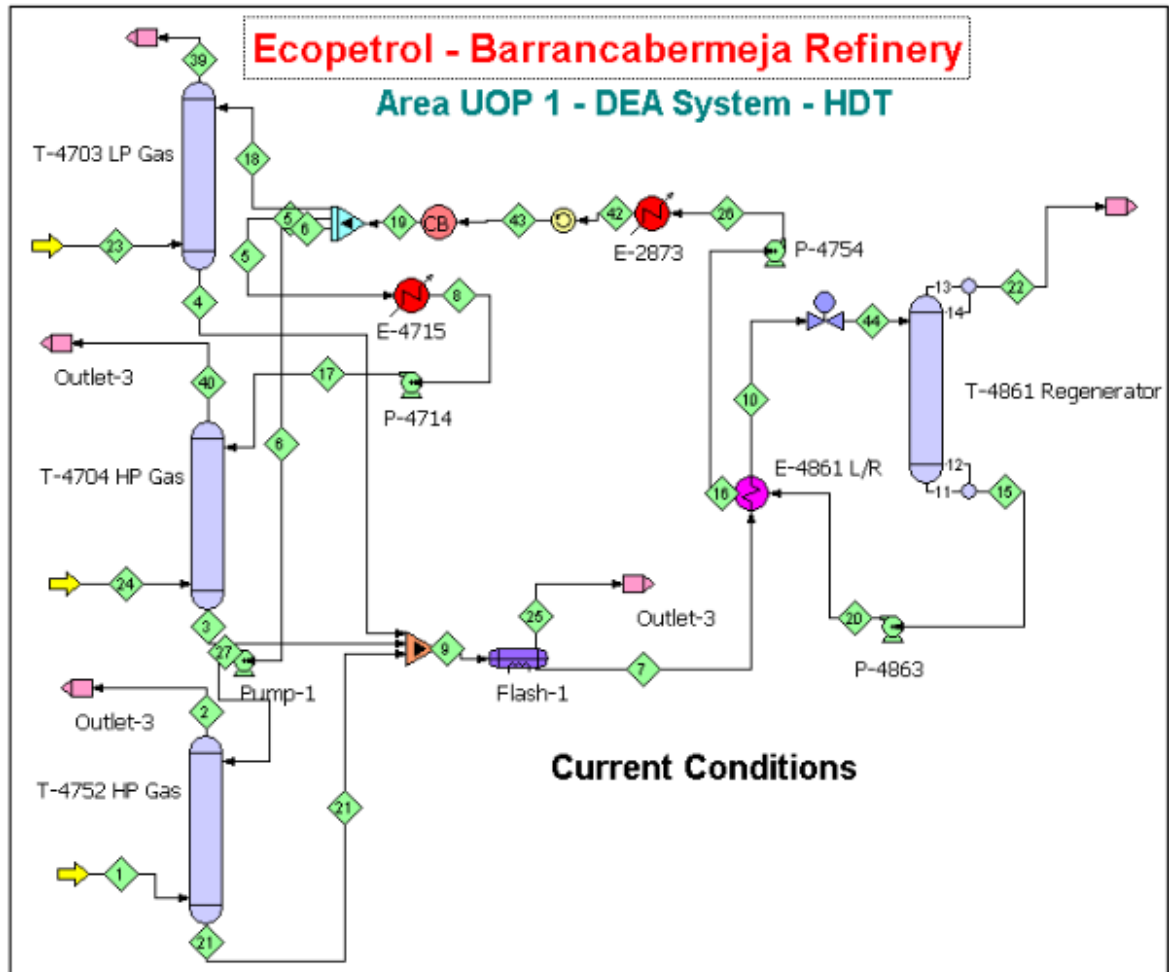
El flujo de circulación total de amina que trata la U-2870 es de 280 gpm el cual es distribuido por la bomba P2872A/B en cuatro corrientes, cada una alimentada por la parte superior de las cuatro torres absorbedoras de dicha unidad. Por el fondo de cada torre entra la corriente de proceso a tratar, por lo que esta corriente y la amina se ponen en contacto en contracorriente para dar lugar a la reacción química entre

el H_2S , el CO_2 y la amina. La amina rica en H_2S y CO_2 de las torres T-2872B, T-2651 y T-2873 va al fondo de la T-2871 para unirse con la amina rica de esta torre, de tal manera que una sola corriente de amina rica es enviada desde el fondo de la T-2871 hacia la torre despojadora T-2874 de baja presión (18-20 psig). En esta torre despojadora se hace la regeneración de la amina retirando el H_2S y CO_2 presentes. Para lograr la regeneración, el fondo de la torre despojadora cuenta con un rehervidor (E-2875), el cual mediante intercambio de calor con vapor de 50 psig, suministra 10.4 MMBTU/h, energía necesaria para revertir la reacción y generar el despojo de los compuestos ácidos tipo H_2S y CO_2 de la amina, lográndose con esto, la regeneración de la MEA lista para ser reinyectada de nuevo a las torres de absorción.

Otro proceso donde se remueve H_2S , es en las unidades de hidrotratamiento diésel (U4700) y gasolina (U4750) como se puede observar en la Figura 7. Los gases de reciclo de esta unidad entran en otro circuito de tratamiento con amina, en el cual se usa DEA.

La corriente de amina rica proveniente de las hidrotratadoras de diésel (U4700) y gasolina, U-4750, se recibe en la unidad regeneradora de amina U-4860, en el tambor de carga D-4861 donde se realiza un proceso de decantación y separación de amina rica e hidrocarburos pesados; también se realiza un proceso *flash* por cambio de presión de la amina en donde ocurre la separación de hidrocarburos livianos, los cuales salen del tambor hacia un incinerador.

Figura 7. Diagrama de flujo del proceso de tratamiento y regeneración de amina para los gases de unidades de hidrotratamiento de Diésel y Gasolina de refinería de Barrancabermeja.



Fuente: Sulphur block master plan ECOPETROL refinery.

La DEA rica proveniente del tambor flash D-4861 entra por la cima de la torre despojadora de amina T-4861 y desciende hacia el fondo a través de los platos. Parte del líquido que se acumula en el fondo de la torre despojadora entra al lado casco del rehervidor de la despojadora de DEA, donde es parcialmente vaporizada hasta alcanzar las condiciones normales de operación. Vapor de 50 psig se usa para suministrar el calor requerido para el despojo.

De la cima de la torre sale una corriente de vapores ricos en H_2S con trazas de DEA, la cual se enfría con un sistema de aerofriadores. La corriente, parcialmente condensada, continúa al tambor de reflujo de cima D-4862, donde los vapores de H_2S se separan de la solución de amina y son enviados a la unidad recuperadora de azufre U-4800 y/o U-2880.

3.3 SOBRE LOS PROCESOS DE ABSORCIÓN Y DESPOJO EN UNIDADES DE TRATAMIENTO.

Lars E. y Stian P. (2014) estudiaron el consumo de energía y los cambios de presión durante la desorción de CO_2 con Monoetanolamina. Además, evaluaron la eficiencia en el despojo al usar diferentes configuraciones de integración energética. Para ello utilizaron simulaciones en Aspen HYSYS y Aspen Plus donde evidenciaron. Las variables o factores de mayor influencia sobre los costos de operación, son la presión, la temperatura de absorción, el proceso de enfriamiento de la amina y el flujo de solvente, además que colocar una unidad de enfriamiento por aire adicional entre el compresor y la torre de absorción ayuda a la eficiencia de absorción y de paso disminuye el consumo de energía en el proceso de despojo. Cabe resaltar que esto se logra para valores de CO_2 inferiores al 4,18% con respecto a un valor del 25% de concentración de amina. Además, que existe una correlación lineal entre el contenido de CO_2 , un aumento de éste, genera mayores requerimientos de energía y más superficie de intercambio de calor.

3.4 SOBRE EL CONSUMO DE ENERGÍA Y MEZCLAS DE AMINAS EN SIMULACIÓN DE ASPEN HYSYS

Qiu K, Zhang J.F. *et al.* (2014) llevaron a cabo una simulación donde emplearon MDEA en procesos de endulzamiento de gas con alto contenido de H_2S buscando

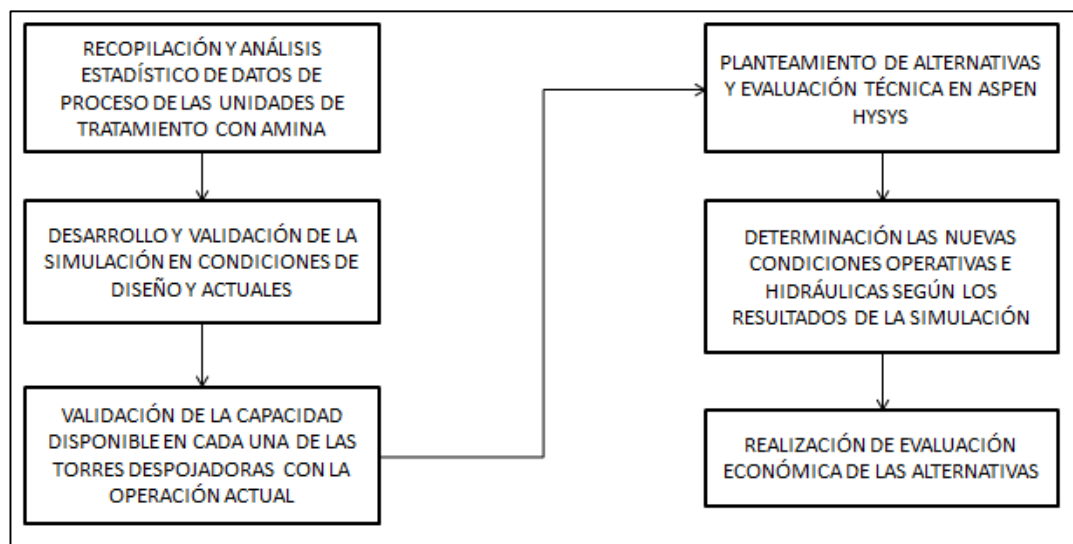
ahorrar energía como función objetivo. Los resultados obtenidos les permitieron concluir que requirieron menor cantidad de vapor en el rehervidor y operar a menor presión, lo que, a su vez, permitió la maximización del flujo de gas tratado.

También Abolghasem K, *et al.* (2014), mediante Aspen HYSYS y Aspen Plus estudiaron la configuración estándar de proceso con amina utilizando la mezcla de MDEA y DEA y comparándola con procesos como Sulfinol-M y LO-CAT, de tratamiento con soda cáustica para remoción de H_2S y CO_2 ; encontrando que cuando se emplee la mezcla MDEA-DEA, debe optimizarse bajo condiciones de presión y temperatura, resultando esta opción más económica que otras, como LO-CAT, donde se emplean altas recirculaciones y alto consumo de soda cáustica, el cual luego se convierte en un residuo de difícil disposición.

4. METODOLOGÍA

La metodología desarrollada en el presente estudio está compuesta de las etapas que indica la figura 8.

Figura 8. Metodología desarrollada.



4.1 RECOPIACION Y ANALISIS ESTADISTICO DE DATOS DE PROCESO DE LAS UNIDADES DE TRATAMIENTO CON AMINA

Existen varias fuentes de información de las variables operacionales de las unidades de amina en refinería, entre ellas:

1. La fuente PROCESS INFORMATION (PI) estos datos en tiempo real son almacenados en un servidor y es alimentada directamente de los sistemas de control distribuido, guarda información de variables tales como presiones, temperaturas, flujos, datos de laboratorio y rondas estructuradas. Los datos

- almacenados se pueden descargar hasta con un minuto de historia, pero para el presente análisis se tuvo en cuenta la información promedio del día. Esto conlleva a seleccionar ciclos operativos con muy buena estabilidad operacional.
2. Sistema de información de análisis de laboratorio CDLAB donde se almacenan los resultados de las cromatografías de las muestras.
 3. Los datos de diseño de los manuales PFD, hojas de datos de balances másicos y de energía de las unidades involucradas en este estudio.

El presente análisis está en dos grandes grupos de datos, el primero es de la U2870 y la T-2651; el segundo grupo está compuesto por la U4860; para la T4282B no se realizaron estadísticas de datos reales debido a que este equipo está fuera de servicio, sin embargo, los datos de modelación quedan registrados según el diseño y el modelamiento con los diferentes escenarios.

Los datos de las principales variables operacionales fueron filtrados, inicialmente descartando la información incompleta; por ejemplo, la no registrada debido a la falla en la señal de algún instrumento de medición, así como los datos no registrados de paradas de la unidad *shutdown*.

Se utilizó también el filtro de datos atípicos del programa Minitab y se comparó los con los reportes de turno del sistema RIS de refinería para validar o descartar.

Con la información ordenada se realizó un análisis estadístico de caja y bigotes y los datos comprendidos entre el primer y tercer cuartil se usaron para la definición de las condiciones de operación de variables como flujo de carga, presiones, temperaturas y datos de laboratorio con un intervalo de confianza del 95%.

Dicha información es útil para definir los límites de la operación de la unidad en el intervalo tiempo analizado de 2016 al 2017 y determinar la capacidad de las unidades en este periodo, ejemplo: carga máxima de las torres de absorción y

despojo, concentración de las aminas, presión y temperatura del proceso. Para esto se tomaron los datos registrados promedio hora de cada variable.

4.2 DESARROLLO Y VALIDACIÓN DE LA SIMULACIÓN EN CONDICIONES DE DISEÑO Y ACTUALES

Los requerimientos para el desarrollo de la simulación en condiciones actuales fueron: documentos de diseño de los equipos, incluyendo balances de materia y energía, propiedades físicas y térmicas de las corrientes de proceso; posterior a las simulaciones de diseño se obtuvieron de las bases de datos de refinería la composición y condiciones operacionales para el periodo de muestra 2016-2017 con el fin de validar dichas simulaciones.

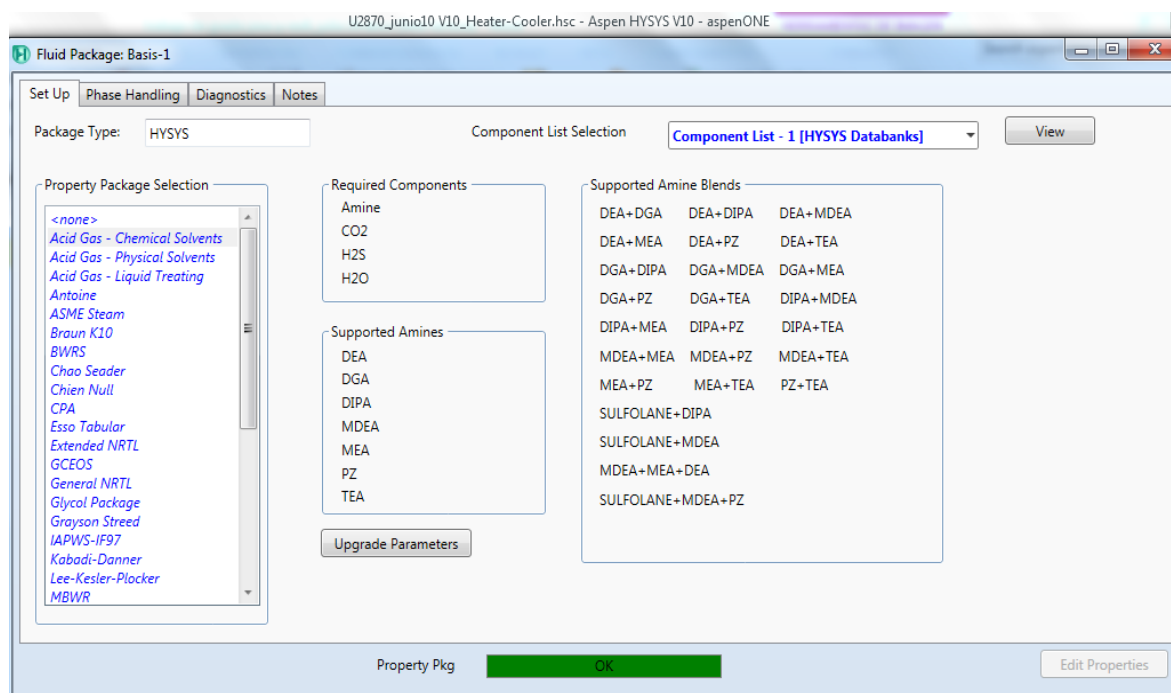
Para este trabajo por efectos de licencia se utilizó el software Aspen Hysys V8.8 el cual tiene incluidos dentro de sus paquetes termodinámicos, tres asociados a componentes involucrados en procesos de tratamiento con aminas para la remoción de azufre y dióxido de carbono, a saber: ***Acid Gas – Chemical Solvents***, ***Acid Gas – Physical Solvents*** y ***Acid Gas – Liquid Treatment***.

En la identificación del modelo termodinámico adecuado para el desarrollo del trabajo, se dispuso de acuerdo con los valores recopilados propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de compuestos que circulan entre los distintos equipos de la planta y todas las condiciones de composición, presión y temperatura recopiladas en el proceso.

Al realizar el cargue de componentes (*Component List*) en el software, éste solo permitió elegir el paquete ***Acid Gas-Chemical Solvents*** en el cual se incluyen los componentes que estamos utilizando en el proceso, como se observa en la Figura X. El paquete de ***Acid Gas-Chemical Solvents*** y su tecnología de gases ácidos

admite solventes, como MDEA, DEA, MEA, DGA, DIPA, PZ y TEA. También es compatible con mezclas de solventes que incluyen Sulfolane + DIPA, Sulfolane + MDEA, Sulfolane + MDEA + PZ, MDEA + MEA + DEA y dos solventes químicos cualquiera. El paquete de **Acid Gas - Chemical Solvents** se desarrolla con la ecuación de estado de Peng-Robinson para fase de vapor y electrolito NRTL (eNRTL) para la termodinámica electrolítica⁹.

Figura 9. Interface de selección de modelo termodinámico (Fluid Package) de Aspen Hysys



Luego de seleccionado el modelo termodinámico, se procedió a la creación de las corrientes de entrada, utilizando la información de los balances de materia y las propiedades físicas en diseño. A continuación, se configuran los equipos que componen cada unidad de proceso (*Absorber Column Sub-Flowsheet, Distillation Column Sub-Flowsheet, Mixer, Tee, Separator, Heater, Cooler, Pump, Control*

⁹ ASPEN HYSYS® 2004.2. User guide y Simulation Basis. Aspen Technology, Inc., USA (2005)

Valve) realizando las conexiones de acuerdo con los PFD (Process Flow Design) correspondientes.

Una vez se ha obtenido la convergencia de las columnas en la simulación de diseño se recopilan los datos de propiedades y composiciones de las corrientes, para realizar posteriormente los balances de materia y energía comparativos.

Para las simulaciones en condiciones actuales se reemplazan los datos de composición y variables de operación descargadas de las bases de datos de refinería, *resultantes del análisis estadístico ejecutado previamente*.

Se recopilan los datos resultantes en estas nuevas simulaciones y así completar la información requerida para evaluar la capacidad disponible en la operación actual.

4.3 VALIDACIÓN DE LA CAPACIDAD DISPONIBLE EN CADA UNA DE LAS TORRES DESPOJADORAS CON LA OPERACIÓN ACTUAL.

Con la información obtenida de las simulaciones en condiciones de operación actuales se evalúa la calidad de las corrientes de salida en función del retiro efectivo de contaminantes ácidos para calcular los límites de capacidad disponible. La convergencia de las columnas de absorción también dependerá del flujo de amina para tratamiento, con la información en HYSYS se realiza la evaluación hidráulica en las unidades de amina U2870 y la unidad U4860 junto con cada una de las torres de absorción, las torres de absorción no serán objeto de estudio profundo por lo tanto solo se realizara los análisis en las torres de despojo T-2874, T4861 y la T4282B en desuso para determinar si hay limitante hidráulicas realizando un análisis de desempeño de la ubicación de punto de operación hidráulico en los platos de la torres para comprender si existe la disponibilidad de aumento de carga.

En el caso de las despojadoras T-2874 y T-4860 se tendrá como limitante los factores de diseño asociados al flujo de carga, lo cual permitirá validar la disponibilidad de las unidades de tratamiento simuladas en condiciones de operación actual.

4.4 NUEVAS CONDICIONES OPERATIVAS E HIDRÁULICAS DESPUÉS DEL ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN ACTUAL

Una vez ejecutadas las simulaciones en condiciones actuales de operación y validada la capacidad disponible de las unidades en cuestión, se analiza el cambio del solvente a una amina terciaria la cual permite una mejora en el manejo de gas ácido y un aumento de carga acida, en este paso se realizará la inclusión de la corriente de MEA rica de la T2651.

Para la segunda alternativa se contempla la introducción de la T-4282B, la cual actualmente no se encuentra en servicio y que con las adecuaciones pertinentes podría contribuir al tratamiento de la amina rica del T-2651.

Se identificaron posibles puntos de conexión entre las unidades U4860 y la U4280 con la U2870, se tuvo en cuenta aspectos como la distancia y facilidad de acceso para manipular las válvulas. Luego se calculó la caída de presión de los diferentes tramos usando la ecuación de Darcy-Weisbach y el factor de fricción con la ecuación de Fanning¹⁰. La viscosidad se estimó con Aspen HYSYS. Los cálculos se validaron con los valores de presión medidos en los límites de planta de cada unidad. Una vez validados los cálculos, se estimará la caída de presión de cada una de las futuras conexiones y validara con la cabeza disponible de los sistemas de bombeo existentes.

¹⁰ CRANE. Flow of Fluids Through valves, fittings, and pipe, Printed in U.S.A, Seventeenth printing-1978; p 3-2.

Para la caída de presión en los intercambiadores que hacen parte del circuito hidráulico se estima la caída de presión teniendo en cuenta tres componentes: Pérdida por fricción de los tubos, pérdida por cambio de dirección de flujo y pérdida por las boquillas, para esta última se utilizó la ecuación de Sieder y Tate¹¹.

Además, estas evaluaciones serán realizadas utilizando una amina terciaria que me permite un manejo hidráulico de mayor capacidad de carga ácida y una mejor capacidad absorción de H₂S y CO₂. Esto permitiría pasar de una relación molar de 0,5 a 1,0¹² mol de H₂S y CO₂ / mol de amina y de este modo, liberar carga hidráulica de bombeo para interconectar las unidades de tratamiento con amina.

4.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA Y SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA.

Para la definición de la alternativa adecuada se llevó a cabo una evaluación económica de las alternativas bajo un flujo de caja contemplada a 20 años de vida útil (tiempo estipulado por la empresa para evaluaciones económicas), empleando como indicadores de inversión el valor presente neto (VPN) y la tasa interna de retorno (TIR). Para el cálculo de estos índices se creó una matriz de flujo de caja para la alternativa 1 y 2 en Microsoft Excel, considerando los siguientes factores: producción, precio productos, inversión, costos de operación e impuestos a las utilidades.

4.5.1 Producción y precio de los productos. Se revisaron los registros de la base de datos Refinery Information System (RIS), para establecer los días de parada no programada de la unidad de hidrotratamiento moderado (HCM), producto de la salida de servicio de la unidad cracking UOP I con su respectivo sistema de amina,

¹¹ KERN.D. Proceso de transferencia de Calor. Compañía editorial continental de México, edición XXVIII, 1997; p.183,

¹² YILDIRIM O. *et al.* Reactive absorption in chemical process industry: A review on current activities. Chemical Engineering Journal, 2012, p. 374.

y a partir del registro diario de la producción en la base de datos Process System (PI) se estimó el valor promedio diario de diésel producto de la unidad (HCM), estimando así la producción generada al implementar las alternativas. De igual forma se estimó la cantidad de los gases licuados del petróleo (GLP) y propano grado refinería (PGR) desviados a la red de gas combustible. Por otra parte, de los índices económicos de la refinería se tomaron los precios de venta de los productos para los últimos 5 años y se proyectaron utilizando Microsoft Excel.

4.5.2 Inversión y costos de operación. Se identificó los costos de inversión y de operación necesarios para la implementación de las dos alternativas propuestas y por medio de cotizaciones realizadas a los ingenieros estático, electrónico, de planeación de paradas de planta y de procesos asignados al área de interés, se estimó la inversión necesaria junto a los costos de operación (insumos, servicios y los análisis de laboratorio) de cada alternativa.

4.5.3 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 las alternativas no requieren compra de equipos nuevos, no se hizo necesario tener en cuenta la depreciación, impuesto al patrimonio, mano de obra entre otras, puesto que se facturan igual implementadas o no las alternativas.

Finalmente es importante aclarar que para la evaluación se tiene en cuenta una tasa de descuento de 15% aprobada por Ecopetrol para los proyectos de inversión.

5. RESULTADOS Y ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los datos de proceso corresponden al periodo de operación entre 2016 – 2017. Dicha información se analizó con la herramienta computacional Minitab, a continuación, se reportan los resultados de estadística descriptiva básica y algunas variables de importancia en este tipo de proceso se indican en diagramas de caja y bigotes.

5.1 RECOPIACIÓN DE DATOS DE PROCESO DE LOS SISTEMAS ACTUALES DE TRATAMIENTO CON AMINA

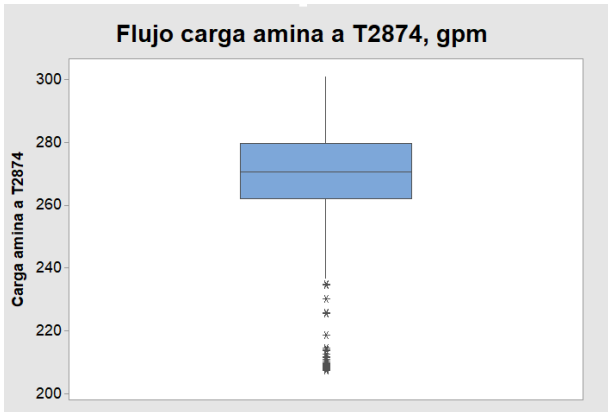
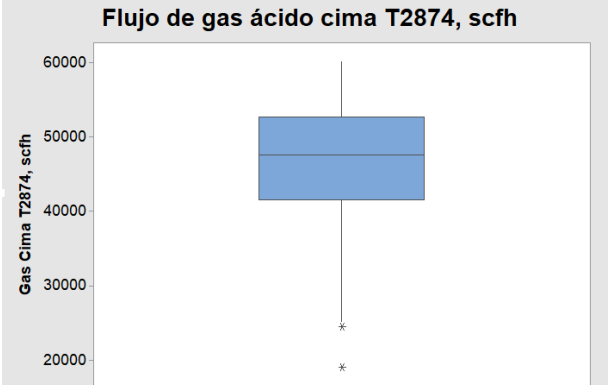
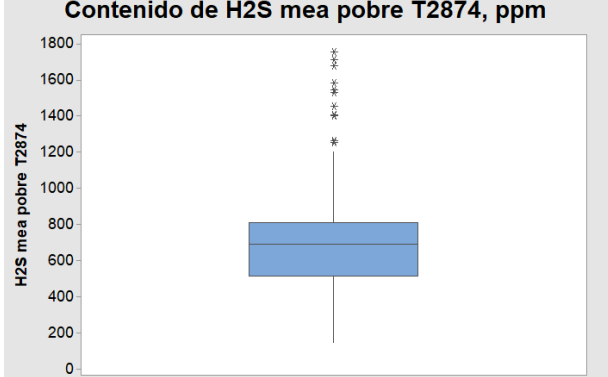
5.1.1 Datos de la unidad de amina U-2870. Se eliminaron 350 de 851 filas de datos encontrados en el análisis de las principales variables asociadas al desempeño la unidad de amina. Entre las principales causas están: Por falla instrumentación, paradas no programadas de la unidad o disturbios operacionales un total de 62 filas (7,3%); por análisis de datos atípicos reportados por Minitab se eliminaron 288 filas (33,8%). Lo anterior significa que la información que se reporta en la Tabla 3 resumen, el conjunto de datos corresponde al 58,9% de los datos originalmente descargados de los sistemas de información de la refinería. La información reportada tiene un intervalo de confianza del 95%. La Tabla 4 contiene el diagrama de caja y bigotes donde se indican los valores intercuartiles y los bigotes.

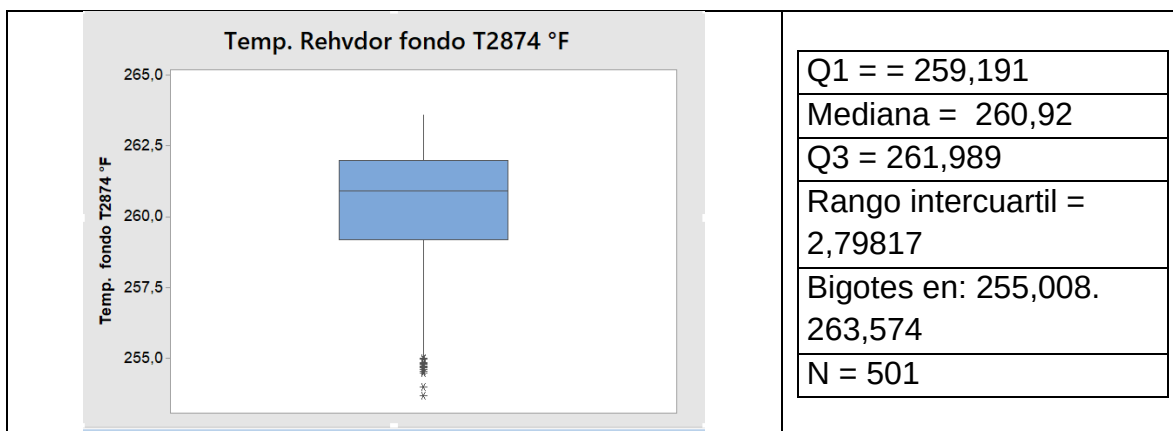
Tabla 3. Resumen estadístico de las principales variables operacionales de las torres de la unidad de amina U2870 correspondiente al periodo 2016 – 2017.

Variable	Unidad	Media	Desv.Est.	Mínimo	Q1	Mediana	Q3	Máximo
Carga amina a T2874	Gpm	267,42	19,24	207,06	262	270,58	279,65	300,82
Presión fondo T2874	Psig	20,204	0,827	18,181	19,691	20,386	20,777	21,734
Temp. Rehvdor fondo	°F	260,22	2,38	253,68	259,19	260,92	261,99	263,57
Temp. Entrada MEA a T2874	°F	181,52	9,37	160,12	173,43	182,74	187,38	197,68
Temp. cima T2874	°F	218,68	8,26	195,58	214,01	218,87	223,81	239,59
C02 mea rica T2871	Ppm	26418	7045	8497	21859	25776	31562	42869
H2S mea rica T2871	Ppm	12288	4820	4998	9060	10649	15157	26455
C02 mea rica T2872	Ppm	31466	7232	11308	26370	32099	35526	51345
H2S mea rica T2872	Ppm	9926	3739	271	7561	9008	12454	18709
C02 mea rica T2873	Ppm	12821	5574	6253	8885	10898	14550	31762
H2S mea rica T2873	Ppm	3343	5373	189	586	785	2555	20272
C02 mea pobre T2874	Ppm	10127	3885	0	8456	9978	12632	19526
H2S mea pobre T2874	Ppm	676,5	261,3	146,6	516,3	693,2	809,5	1752,2
MEA libre pobre T2874	%p	19,502	1,048	16,6	18,818	19,484	20,2	23,078
Presion T2873	Psig	182,75	3,25	159,46	180,93	182,94	184,84	191,33
Flujo MEA a T2873	Gpm	25,646	1,54	12,939	25,007	25,996	26,606	28,883
Flujo MEA a T2872B	Gpm	130,2	5,6	73,79	127,96	130,01	132,31	149,99
Flujo MEA pobre T2871	Gpm	16,007	6,132	0,047	12,999	15,004	21,001	28,847
Flujo MEA pobre T2651	Gpm	80,51	22,6	-0,3	85	87,99	90	95,01
Gas carga T2871	pceh	55970	60764	299	461	540	125986	146345
Gas carga T2872	pceh	473851	36444	316670	446652	471900	497391	572747

Variable	Unidad	Media	Desv.Est.	Mínimo	Q1	Mediana	Q3	Máximo
GLP carga T2873	Bpd	3848,7	477,1	1938,4	3531,8	3819,4	4189,2	5793,8
Gas carga T2651	pceh	68907	22016	-2	65140	76980	80819	96643
Gas cima T2874	pceh	46115	8515	18993	41585	47582	52637	60133

Tabla 4. Caja y bigotes de las principales variables operacionales asociadas a la torre despojadora T2874 correspondientes al periodo de 2016 – 2017.

Flujo carga amina a T2874, gpm 	<table><tr><td>Q1 = 262</td></tr><tr><td>Mediana = 270,5</td></tr><tr><td>Q3 = 279,6</td></tr><tr><td>Rango intercuartil = 17,65</td></tr><tr><td>Bigotes en: 236,7; 300,82</td></tr><tr><td>N = 501</td></tr></table>	Q1 = 262	Mediana = 270,5	Q3 = 279,6	Rango intercuartil = 17,65	Bigotes en: 236,7; 300,82	N = 501
Q1 = 262							
Mediana = 270,5							
Q3 = 279,6							
Rango intercuartil = 17,65							
Bigotes en: 236,7; 300,82							
N = 501							
Flujo de gas ácido cima T2874, scfh 	<table><tr><td>Q1 = 41585,2</td></tr><tr><td>Mediana = 47581,6</td></tr><tr><td>Q3 = 52636,9</td></tr><tr><td>Rango intercuartil = 11051,7</td></tr><tr><td>Bigotes en: 25141,4. 60132,7</td></tr><tr><td>N = 501</td></tr></table>	Q1 = 41585,2	Mediana = 47581,6	Q3 = 52636,9	Rango intercuartil = 11051,7	Bigotes en: 25141,4. 60132,7	N = 501
Q1 = 41585,2							
Mediana = 47581,6							
Q3 = 52636,9							
Rango intercuartil = 11051,7							
Bigotes en: 25141,4. 60132,7							
N = 501							
Contenido de H2S mea pobre T2874, ppm 	<table><tr><td>Q1 = 516,302</td></tr><tr><td>Mediana = 693,200</td></tr><tr><td>Q3 = 809,52</td></tr><tr><td>Rango intercuartil = 293,22</td></tr><tr><td>Bigotes en: 146,581. 1201,57</td></tr><tr><td>N = 501</td></tr></table>	Q1 = 516,302	Mediana = 693,200	Q3 = 809,52	Rango intercuartil = 293,22	Bigotes en: 146,581. 1201,57	N = 501
Q1 = 516,302							
Mediana = 693,200							
Q3 = 809,52							
Rango intercuartil = 293,22							
Bigotes en: 146,581. 1201,57							
N = 501							

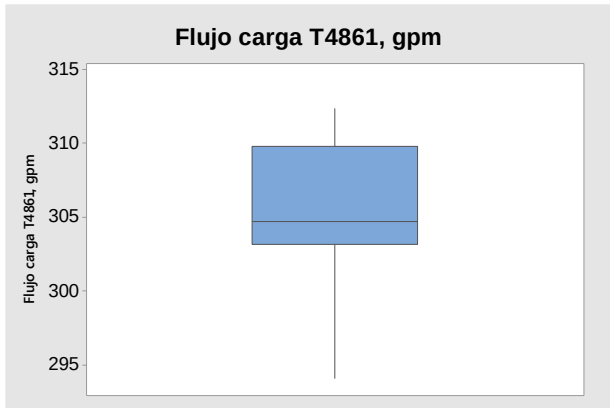
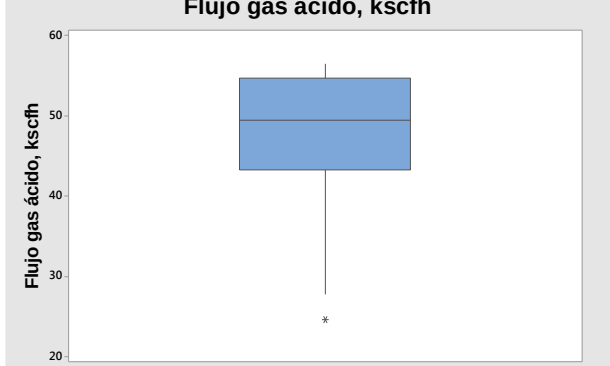
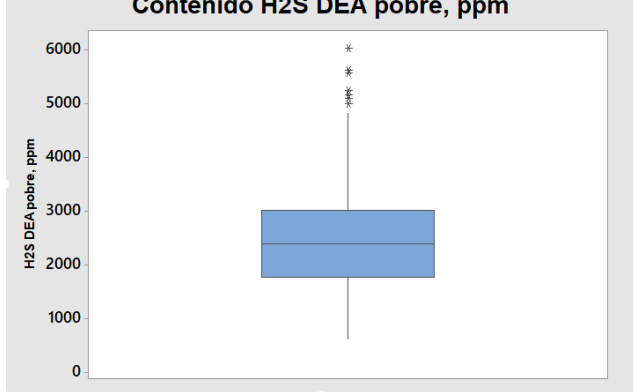


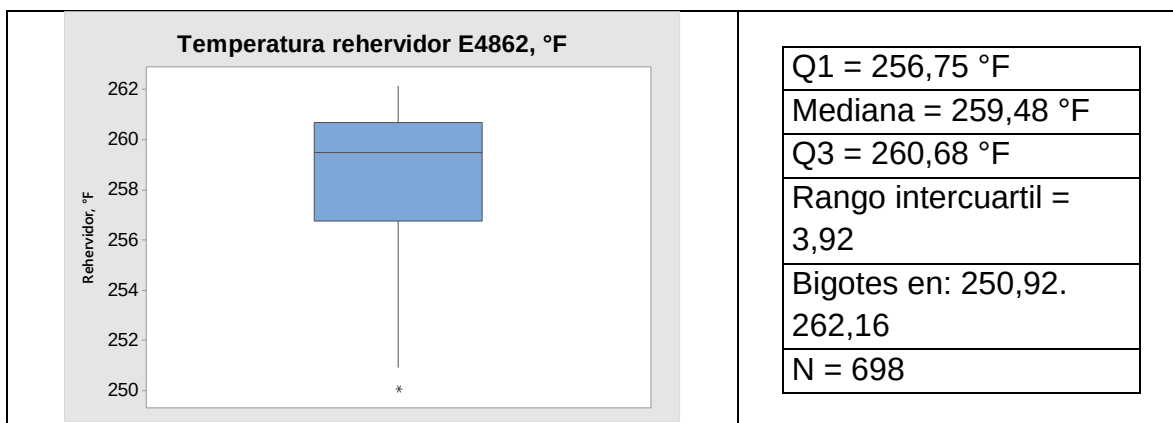
5.1.2 Datos de la unidad de amina U-4860. Se eliminan 10 de 708 filas de datos atípicos encontrados en el análisis de las principales variables asociadas al desempeño la unidad de amina. Entre las principales causas están falla instrumentación, paradas no programadas de la unidad o disturbios operacionales. La Tabla 5 resumen el conjunto de datos con un intervalo de confianza del 95%.

Tabla 5. Resumen de la estadística básica variables de proceso de unidad de amina U4860.

Variable	Unidad	Media	Desv.Est.	Mínimo	Q1	Mediana	Q3	Máximo
Flujo circulante DEA pobre	Gpm	307,70	3,28	301,68	305,27	306,40	311,52	315,55
Presión fondo T4861	Psig	17,60	0,69	16,30	16,84	17,76	18,24	18,90
Presión cima T4861	Psig	14,47	0,15	13,50	14,50	14,50	14,50	14,60
Temperatura salida rehervidor	°F	258,59	2,47	250,05	256,75	259,48	260,68	262,16
Temp. gas cima T4861	°F	259,35	1,89	254,62	257,69	259,88	261,04	262,39
Temp carga a T4861	°F	216,12	2,44	208,27	214,39	215,89	218,24	222,56
Flujo carga a T4861	Gpm	306,07	3,71	294,06	303,16	304,73	309,79	312,34
Flujo gas ácido cima T4861	Kscfh	48,29	7,00	24,59	43,34	49,53	54,75	56,53
CO2 DEA rica	Ppm	6189,00	6002,00	0,00	1310,0	1310,0	9887,0	24659,0
H2S DEA rica	Ppm	21544,00	7292,00	4216,00	14128,0	20062,0	29352,0	29352,0
CO2 DEA pobre	Ppm	1286,30	899,60	0,00	559,30	1198,90	1917,90	5224,0
H2S DEA pobre	Ppm	2434,10	926,40	628,00	1773,60	2401,10	3019,50	6033,10
DEA Libre	%p	25,40	1,36	21,36	24,74	25,26	25,73	29,34
DEA Combinada	%p	0,57	0,25	0,24	0,45	0,53	0,62	2,41
DEA total	%p	25,97	1,36	21,87	25,28	25,78	26,28	29,84

Tabla 6. Diagrama de caja y bigotes de las principales variables operativas de la T4861.

	<table><tr><td>Q1 = 303,15</td></tr><tr><td>Mediana = 304,732</td></tr><tr><td>Q3 = 309,79</td></tr><tr><td>Rango intercuartil = 6,63</td></tr><tr><td>Bigotes en: 294,065; 312,34</td></tr><tr><td>N = 698</td></tr></table>	Q1 = 303,15	Mediana = 304,732	Q3 = 309,79	Rango intercuartil = 6,63	Bigotes en: 294,065; 312,34	N = 698
Q1 = 303,15							
Mediana = 304,732							
Q3 = 309,79							
Rango intercuartil = 6,63							
Bigotes en: 294,065; 312,34							
N = 698							
	<table><tr><td>Q1 = 43,33 kscfh</td></tr><tr><td>Mediana = 49,53 kscfh</td></tr><tr><td>Q3 = 54,75 kscfh</td></tr><tr><td>Rango intercuartil = 11,41</td></tr><tr><td>Bigotes en: 27,80; 56,52 kscfh</td></tr><tr><td>N = 698</td></tr></table>	Q1 = 43,33 kscfh	Mediana = 49,53 kscfh	Q3 = 54,75 kscfh	Rango intercuartil = 11,41	Bigotes en: 27,80; 56,52 kscfh	N = 698
Q1 = 43,33 kscfh							
Mediana = 49,53 kscfh							
Q3 = 54,75 kscfh							
Rango intercuartil = 11,41							
Bigotes en: 27,80; 56,52 kscfh							
N = 698							
	<table><tr><td>Q1 = 1773,61</td></tr><tr><td>Mediana = 2401,14</td></tr><tr><td>Q3 = 3019,49</td></tr><tr><td>Rango intercuartil = 1245,8</td></tr><tr><td>Bigotes en: 628,02; 4823,31</td></tr><tr><td>N = 698</td></tr></table>	Q1 = 1773,61	Mediana = 2401,14	Q3 = 3019,49	Rango intercuartil = 1245,8	Bigotes en: 628,02; 4823,31	N = 698
Q1 = 1773,61							
Mediana = 2401,14							
Q3 = 3019,49							
Rango intercuartil = 1245,8							
Bigotes en: 628,02; 4823,31							
N = 698							



5.2 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN DE LAS CONDICIONES DE DISEÑO Y ACTUALES.

Las simulaciones se realizaron en el software Aspen HYSYS versión 8.8, en el transcurso del desarrollo de este trabajo la empresa actualizó a la versión 10, sin embargo, esto no alteró los resultados de las corridas ni los análisis posteriores.

Se realizan simulaciones con los parámetros de diseño de las unidades U2870, U4860 y U4282B; en las cuales se deben realizar adaptaciones para compensar las limitaciones del software HYSYS, como se describen a continuación.

- **UNIDAD 2870**

La unidad U2870 consta de cuatro (3) torres absorbedoras: T-2871, T-2872, T-2873 y T-2651 que generan la carga de una (1) torre despojadora T-2874.

El documento de diseño de esta unidad no suministra las temperaturas de la solución de amina pobre que alimentan cada torre absorbedora, por lo cual se determina este valor mediante una temperatura de aproximación como un diferencial mayor o igual a 5°F entre la corriente de gas ácido y la corriente de

solución de amina pobre, esta condición impide la condensación de hidrocarburos evitando la contaminación de la solución de amina (*Amine Treating Unit-General Operating Instructions, UOP Process Division, 1992, Pág.8*). En esta unidad tomamos la temperatura de 118°F como referencia para la solución de amina pobre que se carga a las cuatro torres absorbedoras.

La torre absorbidora T-2873 se alimenta con GLP en estado líquido.

En el diseño, el fondo de la T-2871 recibe las corrientes de fondo de las otras tres (3) torres absorbedoras, para efectos de la simulación se utilizó un mezclador para recibir las corrientes de fondo de las cuatro (4) torres y de ahí se alimenta la corriente de carga a la torre despojadora, pasando antes por un intercambiador de calor y una válvula reguladora de presión, los cuales ajustan las variables de entrada para dicha torre. Posteriormente, para obtener una convergencia más rápida de la torre despojadora T-2874, se coloca un calentador (Heater E-103) y un condensador (Cooler E-100) para simular el intercambiador de calor que transfiere las corrientes de carga y fondo de esta torre. La corriente de amina pobre proveniente del fondo, se mezcla con amina fresca y luego pasa a un divisor de corrientes (TEE-100), el cual surte las cargas de aminas a las torres absorbedoras que conforman la unidad.

Figura 10. Torres absorbedoras U2870

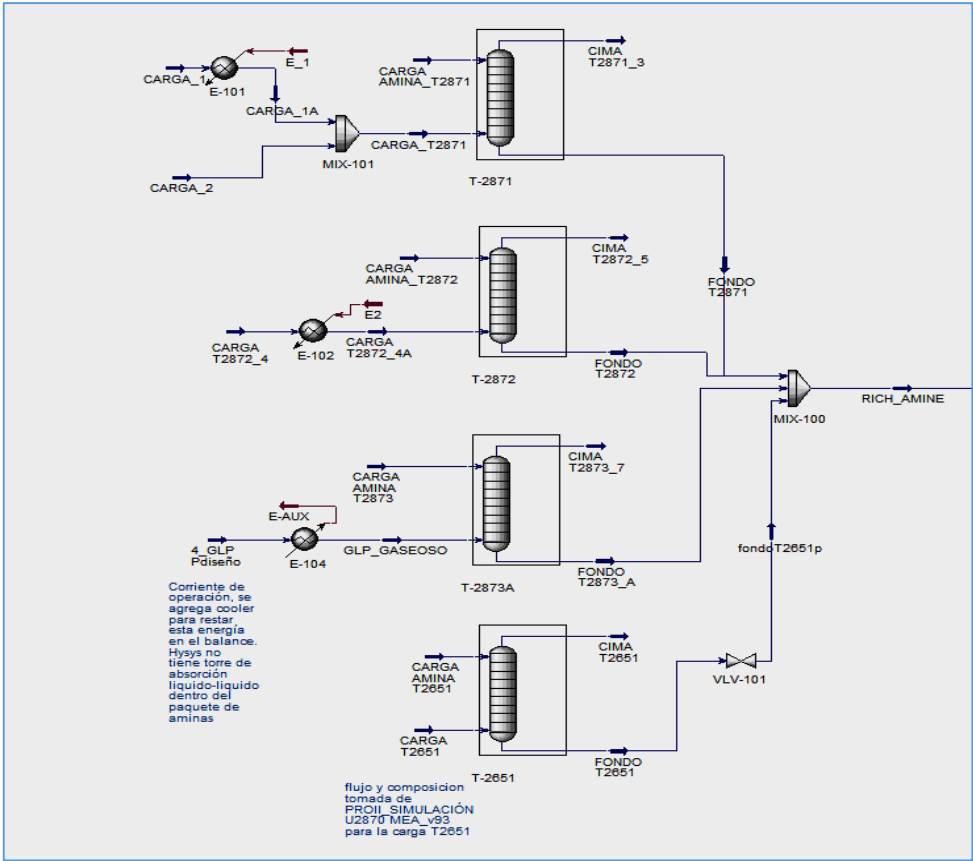
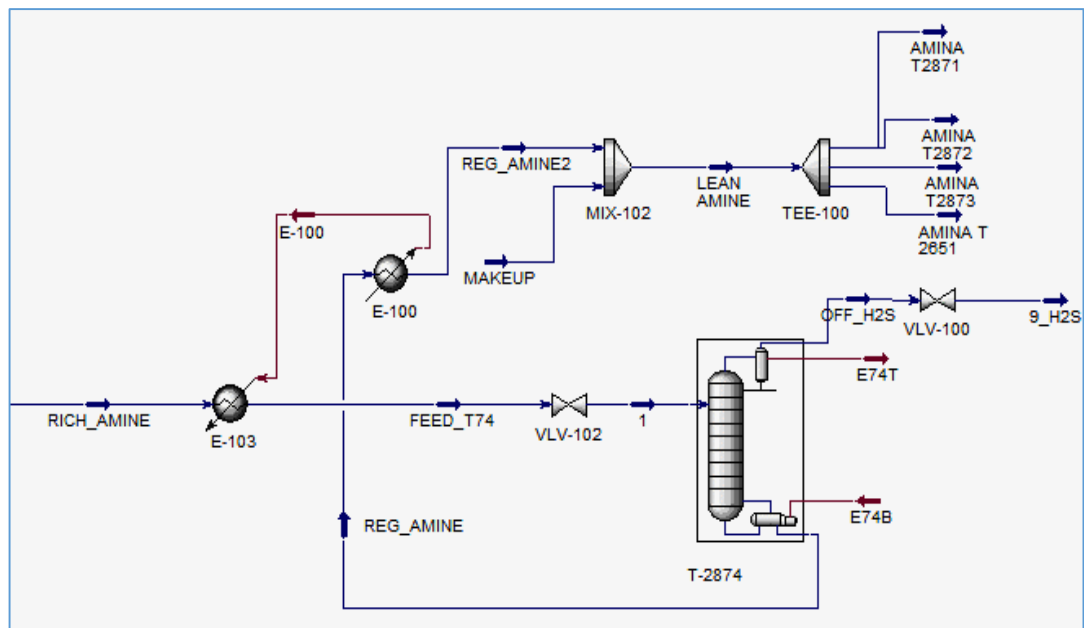


Figura 11. Torre despojadora U2874



- UNIDAD 4860

La unidad 4860 comprende un tambor flash D-4861 que remueve hidrocarburos disueltos o arrastrados en la corriente de carga de la torre despojadora T-4861. Los hidrocarburos livianos son separados debido a la reducción de la presión. Estos gases son lavados, antes de que salgan de la unidad, con una pequeña corriente de amina pobre dentro de un lecho de contacto que se encuentra sobre el tambor. Para efectos de la simulación, fue necesario conectar la corriente de cima del separador D-4861 a la torre absorbidora T_D-4861, que hace las veces del lecho de contacto y posteriormente utilizar el mezclador MIX-100 para unificar corrientes de salida. Luego se colocó el splitter X-100 para ajustar la limpieza de la corriente de amina rica en la composición de diseño.

La amina rica ingresa a la bomba P-4862A/B y luego se calienta en el intercambiador de calor E-100 previo a la alimentación a la torre despojadora. El gas ácido obtenido por la cima se envía a la Unidad de Recuperación de Azufre

(SRU). La amina pobre del fondo se envía al mismo intercambiador para precalentar la corriente de alimentación de la torre y se mezcla en el MIX-101 con una corriente de DEA pobre para bombearlo mediante P-4863A/B al divisor TEE-100 que genera las corrientes de carga para las absorbedoras T-4703, T-4704 y T-4752.

Figura 12. Tambor flash D-4860

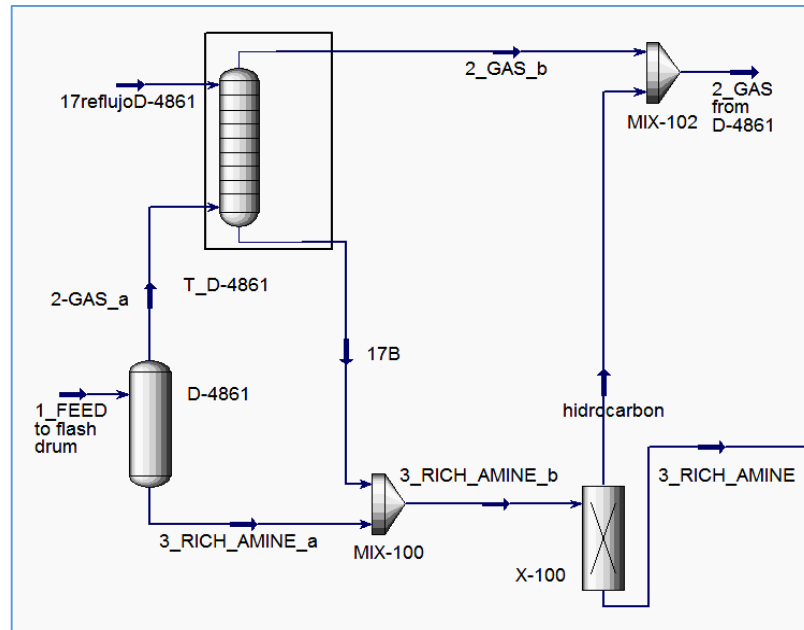
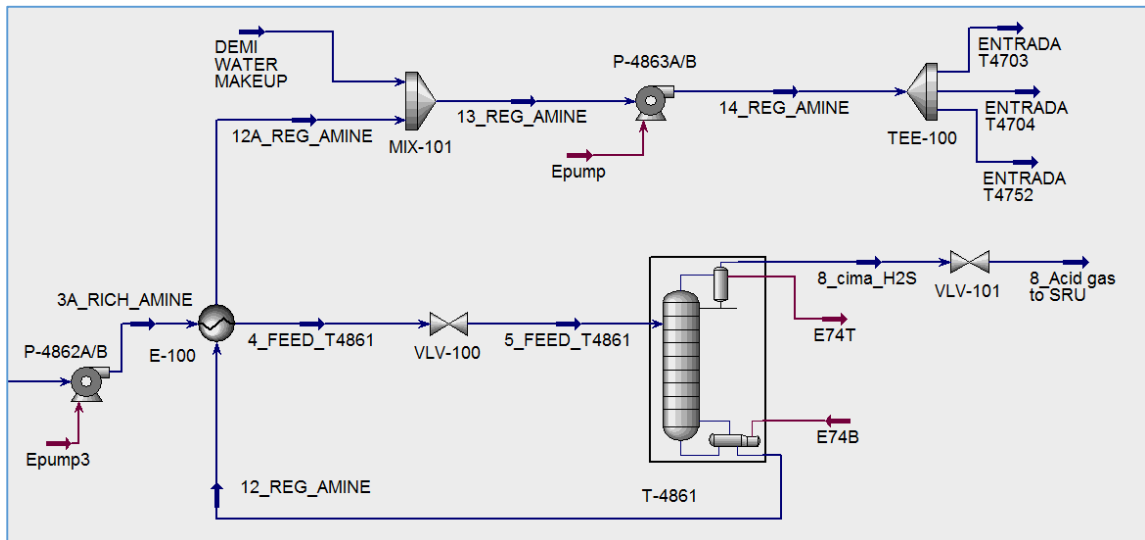


Figura 13. Torre despojadora T-4861



- **UNIDAD 4282B**

Las corrientes de amina rica se unen en el mezclador MIX-103 e ingresan al tambor flash D-4282, donde se limpia la corriente de hidrocarburos livianos disueltos y luego la cima se carga a la torre absorbedora T_D-4282, simulando el lecho de contacto que está sobre el tambor flash, luego el mezclador MIX-101 reúne la corriente de fondo de la torre y del separador. La corriente de salida del mezclador debe bombearse, sin embargo, ésta contiene fracción de vapor, por lo cual es necesario ubicar el separador V-100 e incluir el mezclador MIX-101 para unificar las corrientes de cima del tambor flash. La corriente de fondo resultante es llevada por la bomba P-4281C/D a precalentarse en el intercambiador de calor E-100 y luego se carga a la torre despojadora T-4282B. La corriente de fondo de amina pobre ingresa al intercambiador mencionado para entregar calor a la amina rica mientras que la cima de gas ácido es enviada a la planta de azufre.

Figura 14. Tambor flash D-4282

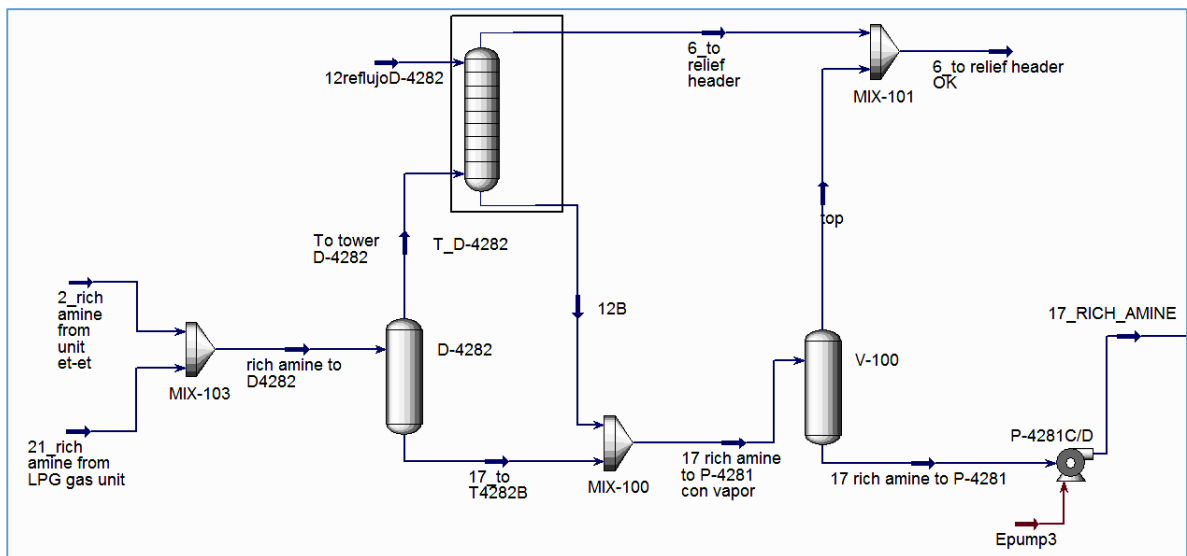
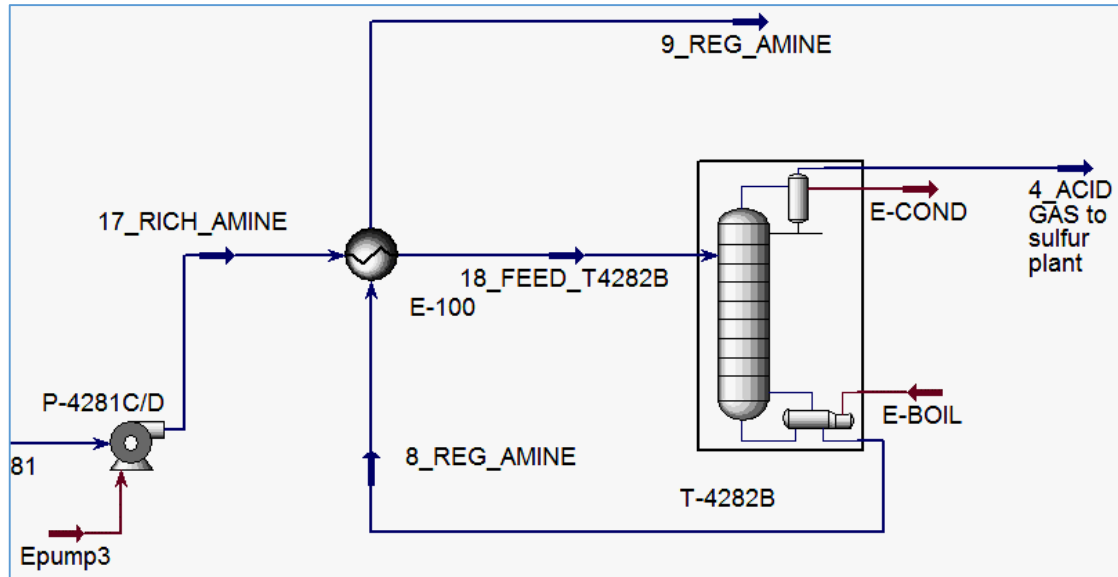


Figura 15. Torre despojadora T-4282B



- **VALIDACIÓN DE SIMULACIONES BAJO PARÁMETROS DE DISEÑO**

Para validar el modelo de la unidad de HYSYS se realiza una verificación de los datos de composición, condiciones y propiedades de las en las corrientes de salida de cada una de las torres con el fin de evaluar los datos y calcular el error los resultados está en la tabla 7 se identifica que el error está por debajo de 5% lo que indica que los resultados de estas simulaciones son perfectamente validados para realizar los corridas de los escenarios propuestos para este trabajo

Tabla 7. Datos de diseño de las corrientes de salida de las torres de amina para validar contra la simulación

		DATOS DISEÑO						DATOS SIMULACION						ERROR CALCULADO					
COMPUESTO	pm	MOLES/HR GAS SALIDA T2871	LBMOL/HR SALIDA C2/C2= T2872	LBMOL/HR GLP SALIDA T2873	GAA DE AMINA SALIDA T2874	salida GAA T4861	salida GAA T4282	MOLES/HR GAS SALIDA T2871	LBMOL/HR SALIDA C2/C2= T2873	LBMOL/HR GLP SALIDA T2873	GAA DE AMINA SALIDA T2874	salida GAA T4861	salida GAA T4282	ε T2871	ε T2872	ε T2873	ε T2874	ε T4861	ε T4282B
Inerte		0	81.15	0	0	0.093	0	0.00	81.13	0.00	0.03	0.00	0.00	0.00	0.01	0.00	-0.03	0.09	0.00
H2O	18	0	0	0	21.78	9.599	7.35	3.04	4.21	10.01	21.77	9.51	7.46	-3.04	-4.21	-10.01	0.01	0.08	-0.10
CO2	44	0	0	0	15.8	0	33.37	0.00	0.01	0.00	15.84	0.00	33.22	0.00	-0.01	0.00	-0.04	0.00	0.11
H2S	34	0	0	0	118.8	112.9	66.39	0.00	0.00	0.00	118.57	112.89	66.06	0.00	0.00	0.00	0.10	0.00	0.20
H2	2	191	225.5	0	0	0	0	191.01	225.44	0.00	4.12	0.00	0.00	0.01	0.02	0.00	-4.12	0.00	0.00
C1	16	43.83	247	0	0	0.023	0	43.82	246.91	0.00	0.55	0.02	0.00	0.01	0.03	0.00	-0.55	0.00	0.00
C2=	28	0	124.6	0.16	0	0	0	0.00	124.53	0.16	0.04	0.00	0.00	0.00	0.02	0.00	-0.04	0.00	0.00
C2	30	9.62	121.6	2.36	0	0.01	0	9.62	121.58	2.36	0.06	0.01	0.00	0.00	0.02	0.00	-0.06	0.00	0.00
C3=	42	0	34.59	397.1	0	0	0	0.00	34.56	397.0	0.06	0.00	0.01	0.00	0.02	0.01	-0.06	0.00	-0.01
C3	44	7.49	9.21	150.9	0	0.006	0	7.49	9.21	150.87	0.02	0.002	0.00	0.00	0.00	0.00	-0.02	0.00	0.00
C4=	56	0	1.69	443.6	0	0	0	0.00	1.69	443.51	0.09	0.00	0.00	0.00	0.00	0.02	-0.09	0.00	0.00
iC4	58	3.03	2.44	245.1	0	0	0	3.03	2.44	245.08	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
NC4	58	2	0.51	77.1	0	0.001	0	2.00	0.51	77.10	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C5=	71	0	0.01	9.27	0	0	0	0.00	0.01	9.26	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.01	-0.01	0.00	0.00
iC5	72	1.42	0.04	6.5	0	0	0	1.41	0.04	6.50	0.05	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	-0.05	0.00	0.00
NC5	72	0.89	0	0	0	0	0	0.89	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00
C6+	86	1.26	0.02	0	0	0	0	1.25	0.02	0.00	0.02	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	-0.02	0.00	0.00
20% w MEA		0.00	0	0	0	0	0	0.00	0.00	0.01	0.00	0.00	0.00	0.00	0.00	-0.01	0.00	0.00	0.00
flujo molar [mol/hr]		260.58	848.37	1332.05	156.36	122.611	107.11	263.55	852.29	1341.93	161.23	122.43	106.75	-0.82	-0.41	-0.69	-1.90	0.08	0.17
peso molecular PM		8.83	18.8	51.2	32.8	32.8	36.05	8.9	18.82	50.90	32.04	32.81	36.05	-0.06	-0.02	0.20	0.57	-0.01	0.00
FLUJO [lb/hr]		2300.92	15949.4	68201	5128.61	4021.65	3861.32	2345.6	16040	68304	5165.9	4017.1	3848.3	-1.86	-0.57	-0.15	-0.71	0.11	0.33
MMPCSD		2.37024	7.71677	12.1163	1.42225	1.11527	0.97427	2.3973	7.7524	12.206	1.4666	1.1137	0.971	-0.03	-0.03	-0.08	-0.04	0.00	0.00
PRESION CIMA [psig]		66.00	185	185.00	10.00	14.00	10.00	65	185.00	185	10	13	10	0.60	0.00	0.00	0.00	0.88	0.00
PRESION FONDO [psig]		70.00	190	200.00	19.00	17.70	16.30	70	190.00	195	19	17.7	16.3	0.00	0.00	1.67	0.00	0.00	0.00
TEMP CIMA [°F]		101.00	102	115.00	150.00	130.00	120.00	118	118.00	121	148	129.7	120	-8.46	-7.92	-2.79	0.80	0.13	0.00

- **BALANCES DE ENERGIA EN TORRES DESPOJADORAS**

Se plantea la ecuación de Balance de Energía en función de las entalpías másicas para cada sistema conformado por la torre despojadora que contiene una corriente de entrada, dos corrientes de salida, un rehervidor y un condensador.

$$\Delta m * Usistema = m_{entrada} * h_{entrada} - m_{salida} * h_{salida} + Q$$

Donde

Δm es el diferencial de flujos másicos de las corrientes del sistema, se toma como base de cálculo 1 hora.

$Usistema$ es la energía del sistema en función de las entalpías de las corrientes y el calor de intercambio.

m es la masa de cada corriente

h es la entalpía másica de cada corriente

Q es el diferencial de Duty entre el entregado por el rehervidor y el retirado por el condensador

Ejemplo para la T-4861:

$$\Delta m * U_{T-4861} = m_5 * h_5 - ((m_8 * h_8) + (m_{12} * h_{12})) + (Q_{E61R} - Q_{E61C})$$

$$\Delta m * U_{T-4861} = 2.2e^7 \text{ Btu}$$

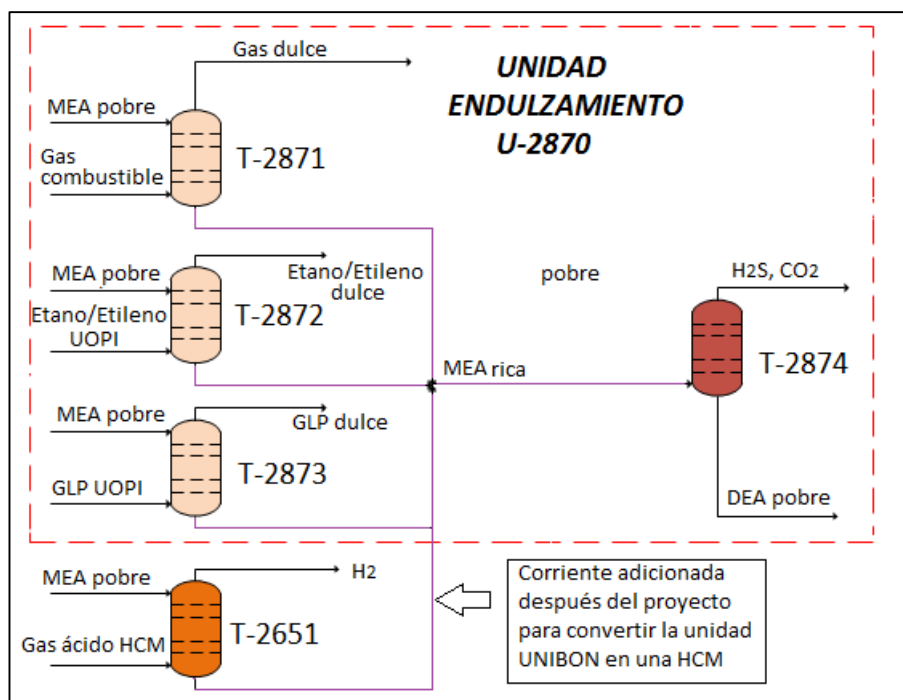
Tabla 8. Resultado Balances de Energía Torres despojadoras en diseño

Torre Despojadora	$\Delta m * Usistema$ en PFD [Btu/h]	$\Delta m * Usistema$ en simulación [Btu/h]
T-2874	19 MMBtu/h	21 MMBtu/h
T-4861	22 MMBtu/h	22 MMBtu/h
T-4282B	21 MMBtu/h	20.3 MMBtu/h

5.3 ALTERNATIVAS PROPUESTAS PARA ALTERNAR SISTEMAS DE DESPOJO.

En los apartados anteriores se estableció la unidad de endulzamiento con amina U-2870 encargada de tratar las corrientes ácidas de la cracking UOP I (T-2871, T2872B, T2873) como un cuello de botella por dos principales razones. Primero la torre despojadora de esta unidad T-2874 bajo la configuración actual de operación trabaja por encima del flujo y carga ácida de diseño, debido a la inclusión de una corriente externa de MEA rica proveniente de la torre T-2651 encargada de retirar el H_2S del gas residual producto del proceso de hidrogenación y hidrocrackeo de la unidad HCM, lo cual provoca serios problemas operacionales y de corrosión en el circuito de despojo. Por otra parte, cuando la unidad de amina U-2870 tiene parada de planta no programada, es necesario sacar también la unidad HCM puesto que ninguna otra unidad de amina está habilitada para tratar sus gases ácidos, trayendo como consecuencia la pérdida innecesaria de producción de diésel y gasóleo hidrogenado (GAOH) durante los días que dure el mantenimiento y puesta en marcha de las unidades (Figura 16).

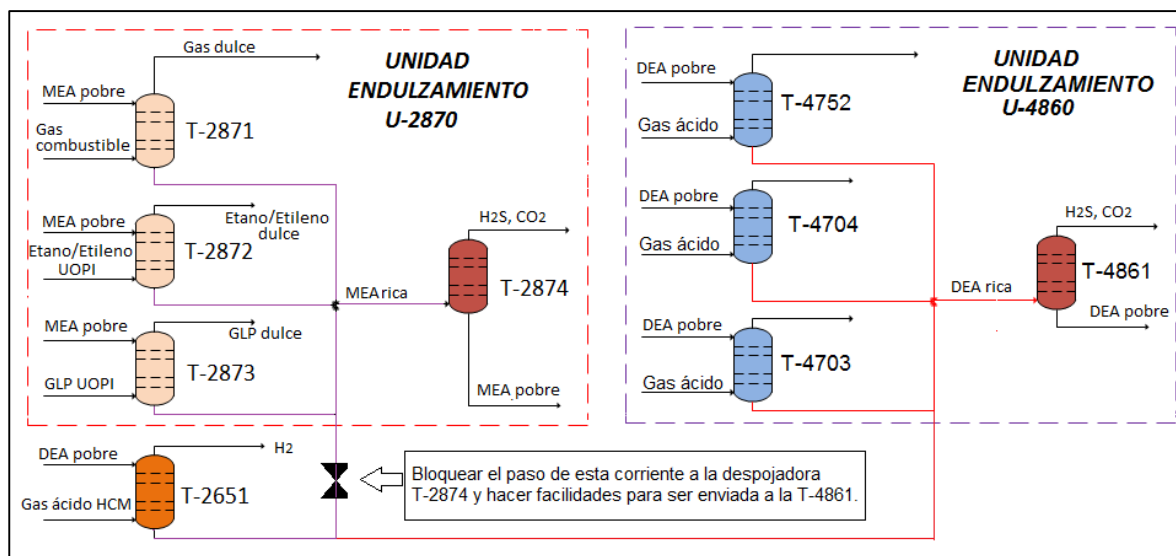
Figura 16. Configuración actual de operación de la unidad de endulzamiento U-2870.



Por tal motivo, este capítulo describe y muestra la evaluación técnica de los esquemas operacionales propuestos para solventar la problemática descrita.

5.3.1 Alternativa 1: Envío de carga ácida de la torre T-2651 hacia la U-4860. La alta carga ácida y baja flexibilidad de la T-2874 para el manejo del gas ácido de la T-2651, junto a la necesidad de sacar de servicio HCM cuando la U2870 se encuentra en mantenimiento, hace necesario buscar otros destinos para esta corriente ácida. Dentro del estudio de las unidades de amina se identificó la oportunidad de integrar la torre T-2651 a la unidad de amina U-4860, específicamente a la despojadora T-4861 en busca de utilizar los activos existentes al máximo de su capacidad de instalación (Figura 17).

Figura 17. Configuración de operación propuesta en la alternativa 1.



La torre T-4861 es una despojadora que actualmente trata el solvente producto del endulzamiento de los gases residuales de la unidad HDT (T-4752, T-4704 y T-4703). Sin embargo, en la operación actual emplea dietanolamina (DEA) mientras que la T-2651 metiletanolamina (MEA), haciendo necesario realizar un cambio de solvente. Aunque la T-4861 trabaja al límite de carga ácida de diseño, estos parámetros se ven sobrepasados al incluir la corriente extra de solvente de DEA o MEA (alrededor de 100 gpm con 46109 ppm H₂S) proveniente de la T-2651, por este motivo se propone hacer el cambio de solvente a la Unidad U-4860 y la T-4861 a metildietanolamina (MDEA) puesto que en operación puede manejar concentraciones acuosas de solvente muy superiores a las aminas primarias y secundarias, permitiendo aumentar el flujo de solvente en las torres absorbedoras (T-4752, T-4704 y T-4703) soportando mayor carga ácida (mol de gas ácido/mol de solvente) favoreciendo la adecuada operación (Tabla 9).

Tabla 9. Propiedades principales de los tres tipos de amina para endulzamiento.

PROPIEDAD	MEA	DEA	MDEA
Concentración solución de amina [%p/p]	20	35	40
Carga ácida [moles de gas ácido/moles de amina]	0.35	0.4	0.5
Consumo de vapor [lb vapor/ gal de amina]	(0.6-0.9)	(0.7-1.0)	(0.9-1.2)
Punto ebullición (°F)	339	516	477

Fuente: Campbel, 2014

Son numerosos los estudios realizados que confirman los beneficio del uso de aminas terciarias para la remoción de contaminantes ácidos (H_2S y CO_2), que complementan los buenos resultados obtenidos de cambios de solventes realizados en la refinería (solventes primarios y secundarios a aminas terciarias), por ejemplo en las unidades de Parafinas e Hidrogeno que permiten postular el empleo de la MDEA como solución a las elevadas concentraciones de gas ácido en las corrientes de refinería.

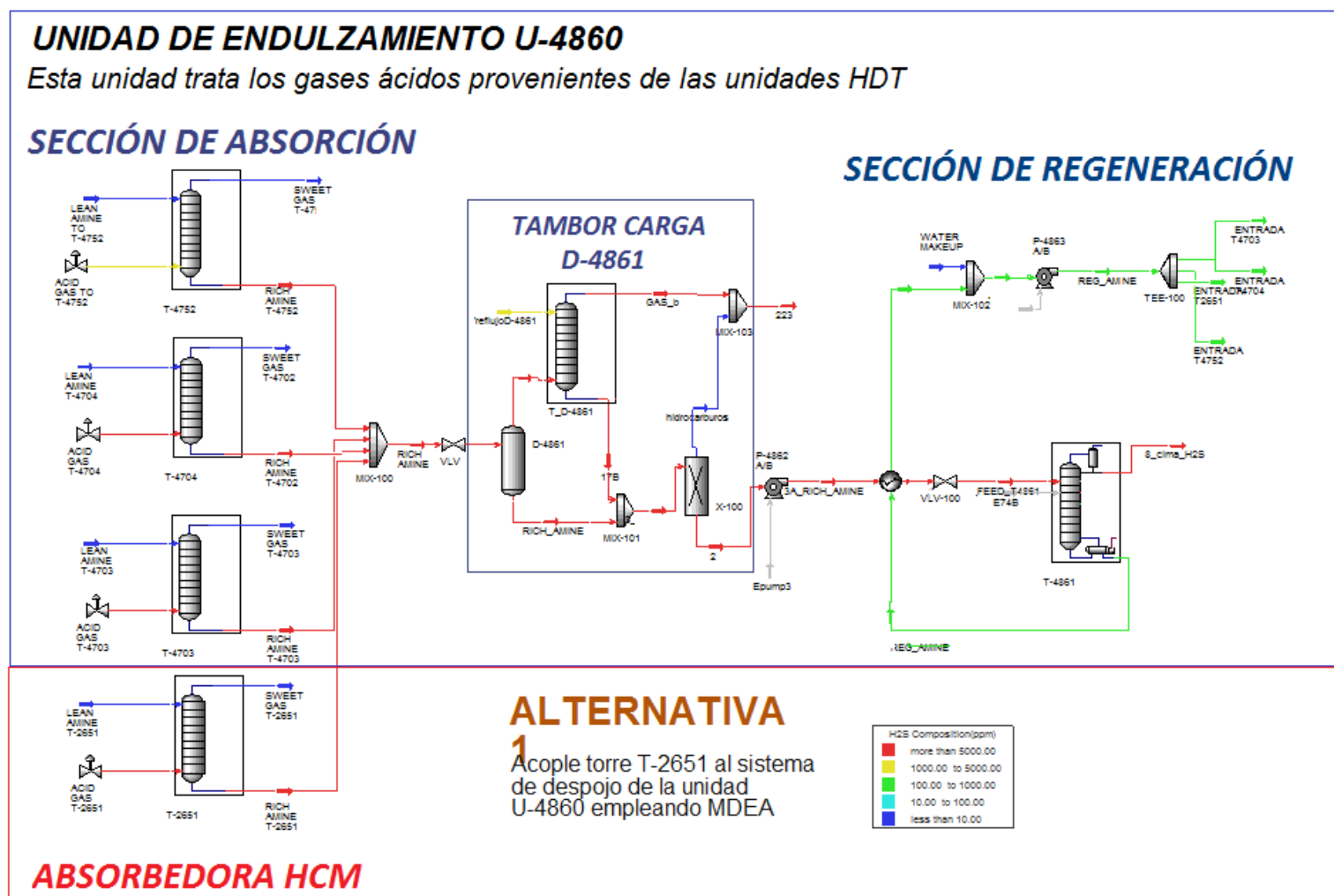
SIMULACIÓN DE LA ALTERNATIVA PROPUESTA EN ASPEN HYSYS V.10

Con el fin de evaluar la correcta operación de las unidades que involucran la alternativa 1, estas se simularon en el software Aspen HYSYS V.10, como se observa en la figura 18.

Se inició la simulación con la sección de absorción: torre T-4752 de la unidad U4750 (HDT) y las torres T-4704 y T-4703 de la unidad U-4700 (UOP II), por último se adiciono la torre T-2651 de la U-2650 (HCM), finalmente se incluyó el sistema de despojo de la U-4860 (T-4861). Los variables de entrada ingresadas para el simulador se obtuvieron de estimar el valor promedio registrado en las herramientas de CDLAB y PI, para el periodo de tiempo comprendido entre el 2016-2017.

La alternativa está compuesta por el cambio de solvente y la inclusión de una corriente de MDEA de la T-2651 (alrededor de 90 gpm) al sistema de despojo de la U-4860, que opera bajo la configuración actual con una carga de amina rica promedio de 305 gpm (Tabla 6).

Figura 18. Alternativa 1 desarrollada en el ambiente de simulación de Aspen HYSYS V.10.



Las composiciones de entrada del gas ácido y condiciones de la corriente (Temperatura, presión y flujo) necesarias para la evaluación de esta alternativa se pueden observar en la Tabla 10

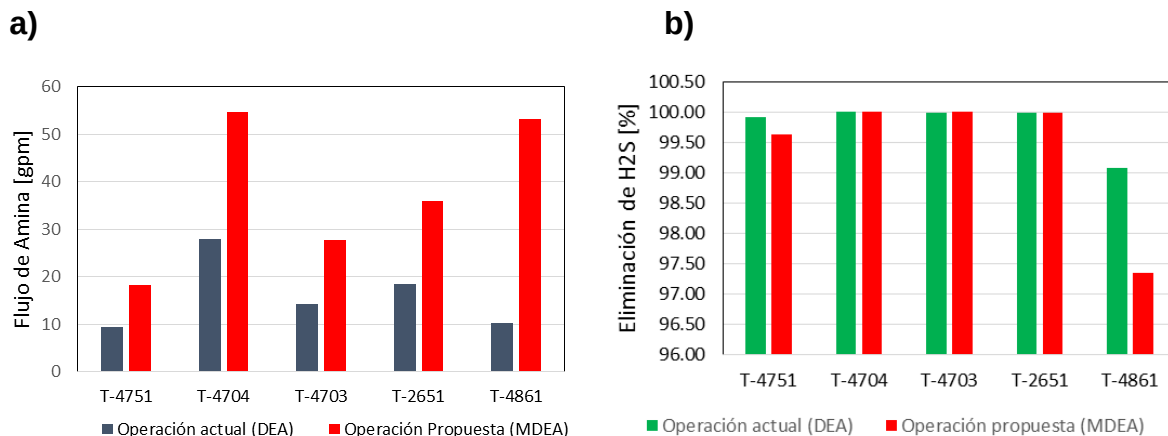
Tabla 10. Condiciones de las corrientes de alimentación y cromatografía

UNIDAD	T-4752	T-4704	T-4703	T-2651
Flujo gas [Lb/h]	29281	44485	6080	27845
Temperatura [°F]	105	130	100	131
Presión [Psig]	205	683	81	1500
COMPONENTE	% mol			
Hidrógeno	0.19	0.59	13.02	12.21
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.60
Metano	86.40	94.13	54.39	86.13
Etano	0.00	0.00	0.00	0.38
Etileno	12.54	3.84	17.91	0.00
Propano	0.00	0.00	0.00	0.21
Propileno	0.27	0.50	5.76	0.00
Iso-Butano	0.00	0.00	0.00	0.06
N-Butano	0.00	0.40	0.00	0.20
Pentano	0.01	0.00	3.24	0.01
Buteno	0.01	0.40	4.73	0.00
Ácido sulfhídrico	0.59	0.14	0.95	0.20

Nota. valores promedio de base de datos de refinería CDILAB y PI.

El cambio de amina permite subir la concentración de MDEA en el solvente al 40% p/p, a diferencia de la DEA que por diseño y heurística se mantiene al 25% p/p, esta diferencia de concentración permite mayor flujo de solvente (amina en la solución acuosa) favoreciendo que la carga ácida se encuentre dentro de los límites (<0.5 mol gas ácido/mol MDEA), manteniendo la eliminación de H_2S de las corrientes de gas ácido tratado. La figura 19 muestra el flujo de MDEA y el grado de eliminación de H_2S en las corrientes de gas ácido calculadas a partir de la simulación realizada en Aspen HYSYS.

Figura 19. Resultados de simulación de la alternativa 1 al cambiar el solvente:
a) Flujo de circulación de MDEA vs DEA y b) Porcentaje de eliminación de H₂S de la corriente de gas ácido.



En la figura 19a se puede apreciar el aumento en la circulación de amina (MDEA) en cada una de las torres con respecto a su operación anterior (DEA), destacando que la amina presente en la solución acuosa de las tres absorbedoras que cargan a la U-4860 (T-4751, T-4704 y T-4704) aumento en un 50%, permitiendo una mayor cantidad de absorbente por unidad de gas ácido (H₂S o CO₂), mejorando notablemente la carga ácida del proceso. Por otra parte, en la figura 19b se observa que para la configuración de operación propuesta todas absorbedoras logran un porcentaje de eliminación de H₂S de la corriente de gas ácidos mayor al 99.5% y la T-4861 logra despojar el 97.5% de H₂S contenido en la amina rica, cumpliendo con las especificaciones de calidad de los corrientes a las condiciones de temperatura y presión actuales.

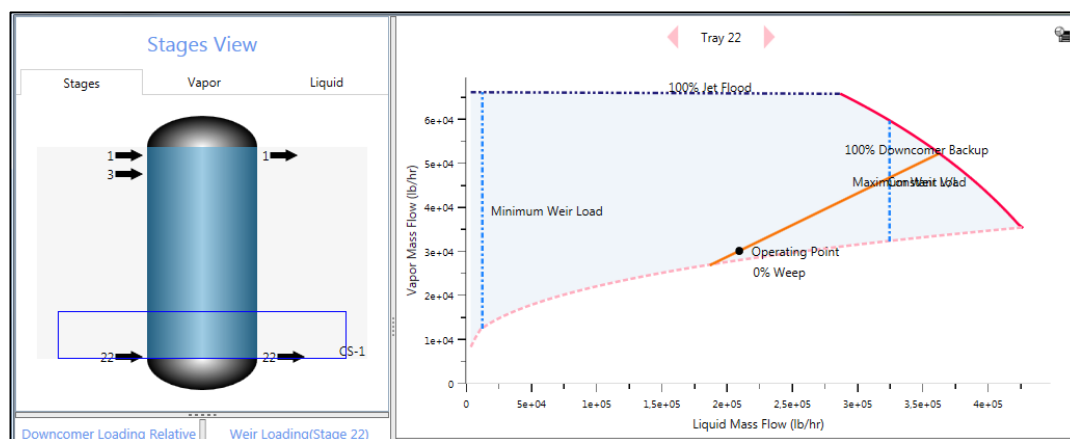
Además del grado de remoción del H₂S, se verificó que la carga ácida de las absorbedoras se encontrara dentro del valor recomendado para el nuevo tipo de solvente (Tabla 11).

Tabla 11. Cargar ácida en la etapa de absorción de H₂S.

TORRE	T-4752	T-4704	T-4703	T-2651
Carga ácida máxima [mol gas ácido/ mol MDEA]	0.17	0.33	0.45	0.50

Como se evidencia en la tabla 11 todas las torres evaluadas se encuentran dentro del rango de carga ácida permisible (<0.5 mol gas ácido/ mol MDEA), de tal manera que se puede esperar que parámetros como corrosión, degradación del solvente, reacciones y productos indeseables se encuentren dentro del rango característico de este tipo de procesos. En cuanto a la despojadora T-4861 se analizó su comportamiento hidráulico, puesto que este equipo soporta el mayor impacto de la alternativa 1, al tener que tratar una nueva corriente de amina rica. Con el fin de analizar el funcionamiento hidráulico de los platos, se identificó la zona óptima de operación a las nuevas condiciones de operación, a través de la simulación realizada en Aspen HYSYS figura 20.

Figura 20. Evaluación hidráulica de los platos 5 al 22 de la T-4861

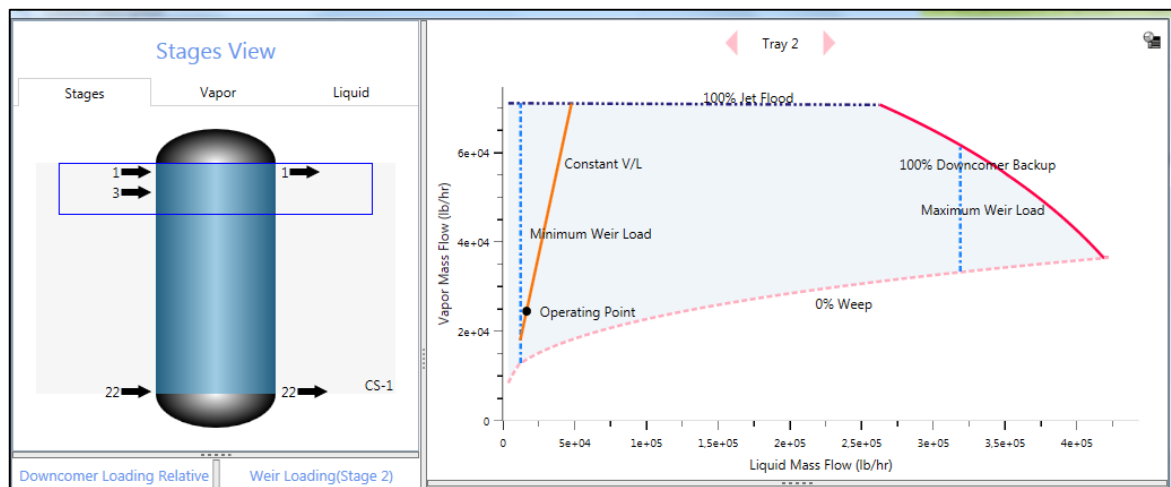


En la figura 20 se observa que para la alternativa propuesta, el punto de operación de la T-4861 se encuentra dentro de la zona óptima, lo que permite un adecuado proceso de despojo de los gases ácidos contenidos amina rica en cada uno de los platos. Sin embargo, la línea de operación cruza el límite de máxima carga del

vertedero y la operación se encuentra muy cerca del límite de lloriqueo, por tal motivo se recomienda no aumentar la carga puesto podría trasladar la operación de despojo a zonas indeseables de máxima carga en el vertedero o lloriqueo.

Por otra parte, en la cima de la torre (platos 1) si bien la línea de operación está enmarcada en zona óptima de operación, se encuentra muy cerca de la zona de carga mínima del vertedero, de tal forma que disminuir el flujo de amina podría sacar esta sección de la torre de la zona optima de operación.

Figura 21. Evaluación hidráulica del plato 1 (T-4861).



A continuación, en la tabla 12 se muestra la composición molar de las corrientes de cima de las torres absorbedoras que se incluyeron en esta alternativa, donde se puede evidenciar el cumplimiento de parámetros de calidad de los productos de salida en cuanto contenido de gases ácidos (H_2S y CO_2), junto a la corriente de cima de la despojadora T-4861.

Tabla 12. Composición molar de las corrientes endulzadas con MDEA en las torres T4752, T4704, T4703 y la T2651

Componente	Absorbedoras				Despojadora
	T-4752	T-4702	T-4703	T-2651	T-4861
	Fracción molar				
Nitrógeno	0.000	0.000	0.000	0.006	0.000
Agua	0.006	0.005	0.018	0.002	0.077
Dióxido de carbono	0.000	0.000	0.000	0.000	0.003
Ácido sulfhídrico	0.000	0.000	0.000	0.000	0.919
Hidrogeno	0.865	0.946	0.621	0.893	0.001
Metano	0.126	0.039	0.205	0.090	0.000
Etileno	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Etano	0.003	0.005	0.056	0.004	0.000
Propileno	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Propano	0.001	0.002	0.054	0.002	0.000
Butileno	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
Iso-butano	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
N-butano	0.001	0.004	0.037	0.002	0.000
Pentene	0.000	0.000	0.000	0.000	0.004
Pentano	0.000	0.000	0.000	0.001	0.000
Hexileno	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000
MDEA	0.000	0.000	0.000	0.000	0.000

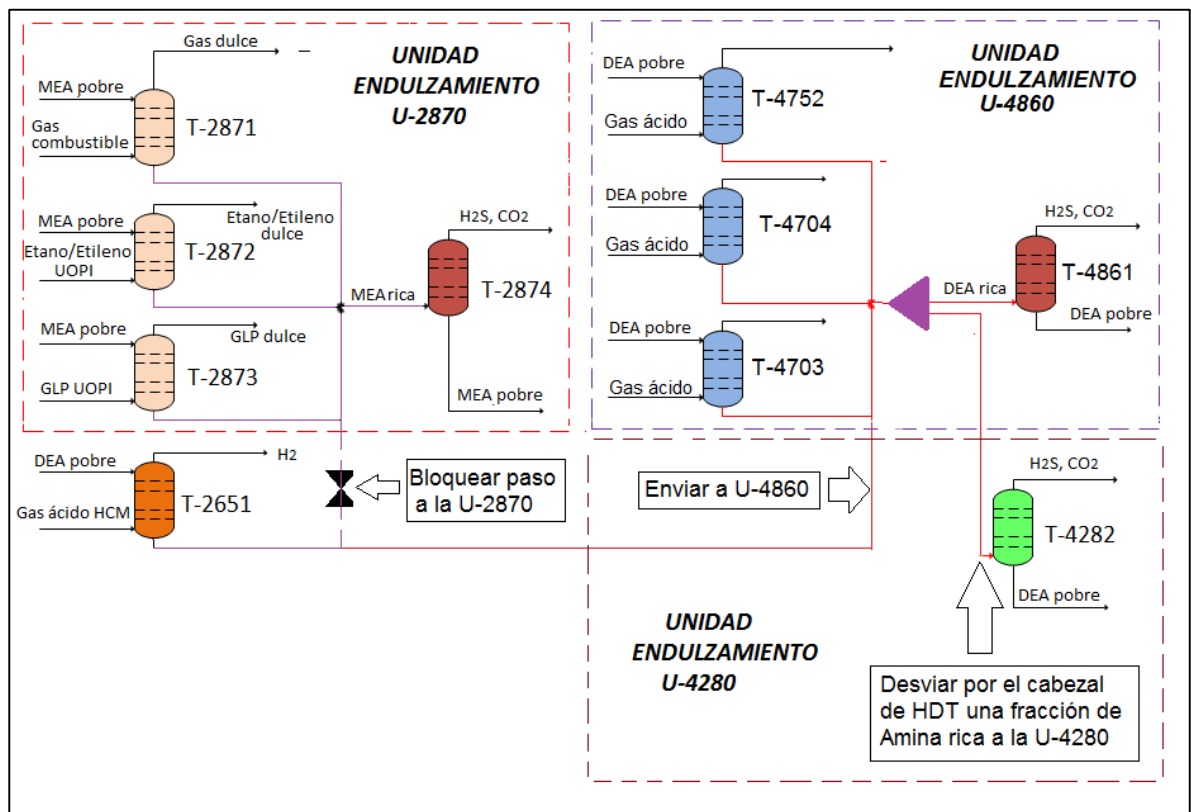
El cambio de solvente implica un cambio en el consumo de energía en el rehervidor de la despojadora, para esta nueva configuración operativa el consumo estimado será de 28 [MMBtu/hr] entregado por 30774 lb/h de vapor para remover un promedio de 90000 Pies Cúbicos Estándar Hora (PCSH) de H₂S. En la operación actual la despojadora tiene un requerimiento energético de valor 22 [MMBtu/hr] suministrados por 23600 lb/h de vapor.

5.3.2 Alternativa 2: Envío de carga ácida de la torre T-2651 hacia la T-4282B vía cabezal de HDT. Esta alternativa consiste en conectar por medio de un banco de tubería el cabezal de amina rica y pobre que envía solvente de HDT a ser tratado a

la U-4860, con la unidad de endulzamiento con amina U-4280 ubicada en la cracking UOP II.

La corriente de amina rica proveniente de la T-2651 se enviará a la unidad U-4860 donde se mezclara con las corrientes de amina de las torres (T-4752, T-4704 y T-4703), enviando una fracción de esta a ser tratada en la despojadora T-4861 de la U-4860 y la restante por la conexión propuesta a la despojadora T-4282B de la Unidad U-4280 (Figura 23).

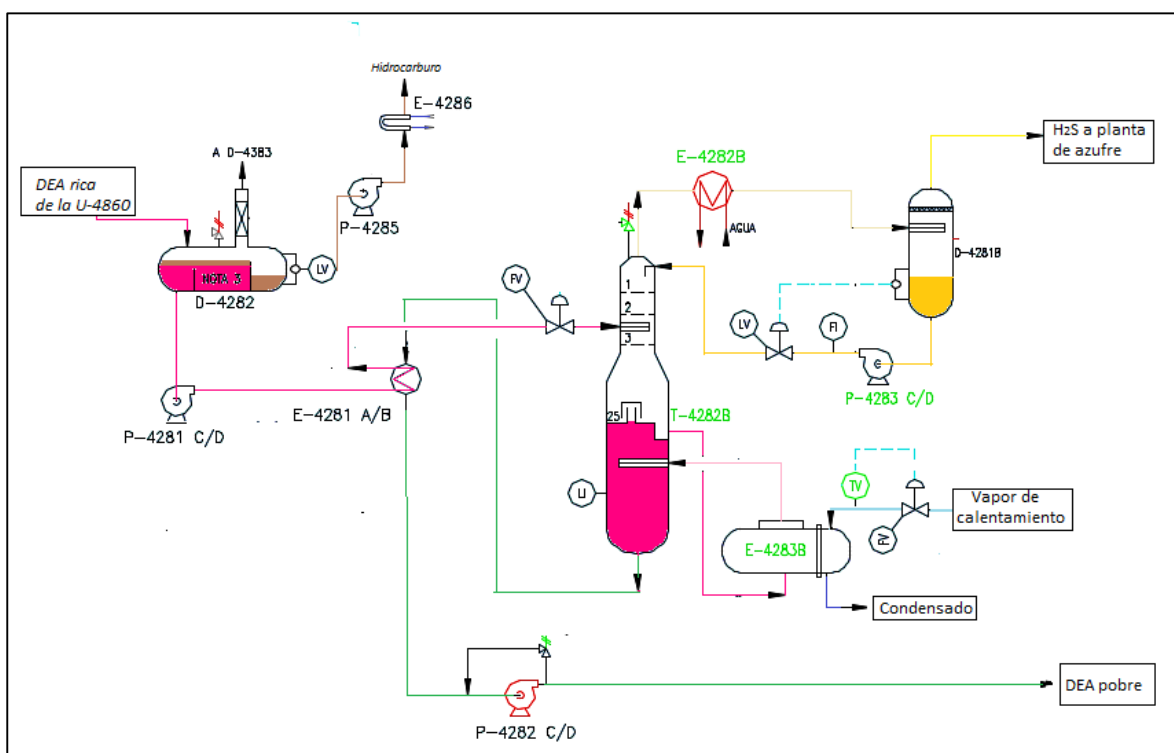
Figura 22. Configuración de operación propuesta en la alternativa 2.



La torre T-4282B es una despojadora con DEA auxiliar a la T-4282A ubicada en la cracking UOPII (Figura 24), que actualmente se encuentra fuera de servicio, por este motivo se podría emplear para tratar una fracción de la corriente de amina rica de alrededor de 180 gpm (flujo de diseño), enviando el restante a ser tratada en la

T-4861 (290 gpm). Esta configuración permite tratar por completo el efluente de amina rica con elevadas concentraciones de H_2S de las absorbedoras de (HDT, UOPI y HCM), debido a que este cambio permite que la T-4861 opere a flujos y cargas ácidas por debajo de la de diseño sin necesidad de cambio de solvente, y además permite optimizar el uso de los activos existentes al poner en operación la despojadora T-4282B.

Figura 23. Circuito de despojo de amina en torno a la torre T-4282B.



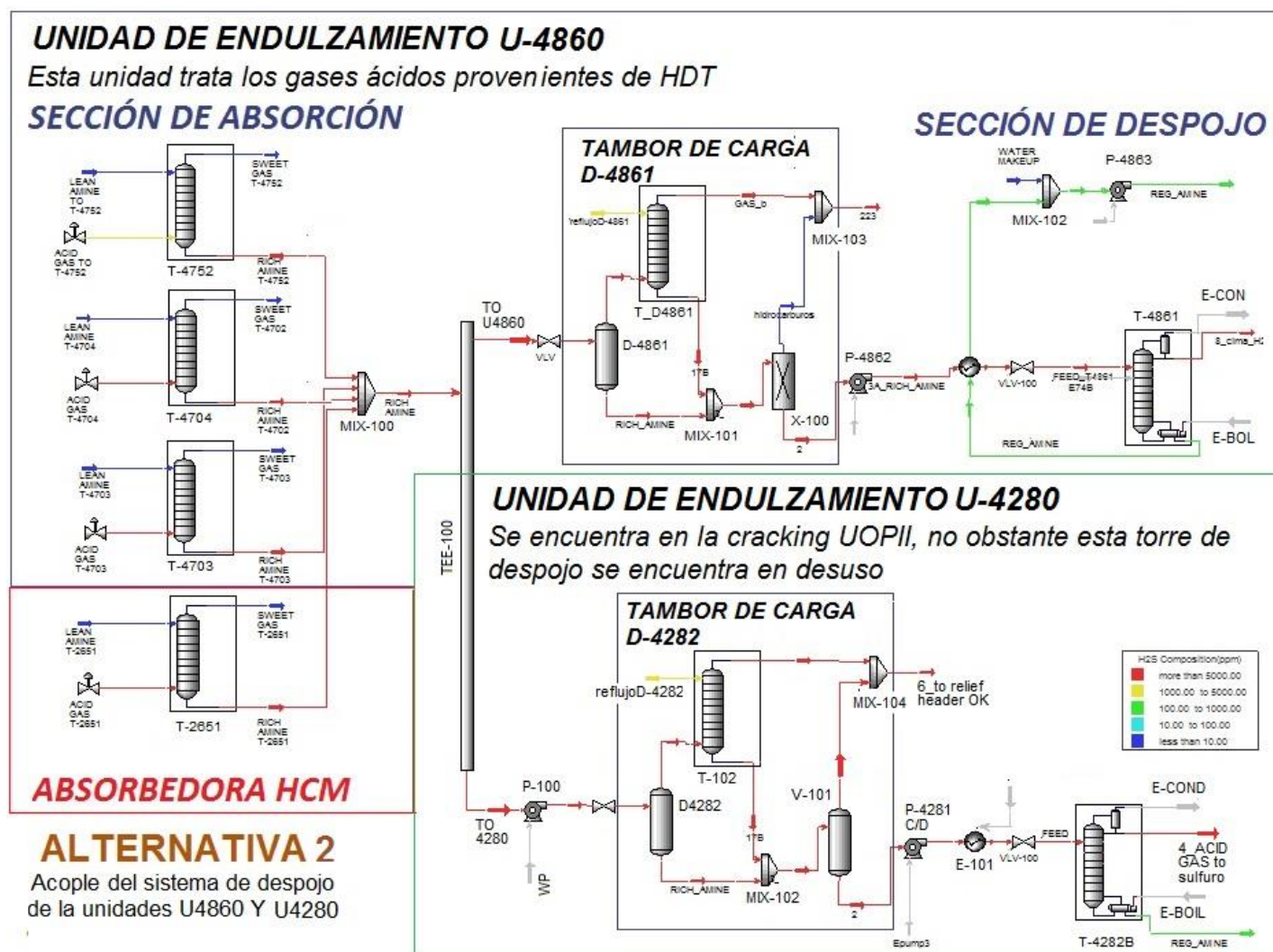
SIMULACIÓN DE LA ALTERNATIVA PROPUESTA EN ASPEN HYSYS V.10

Con el fin de evaluar la correcta operación de las unidades involucradas en esta alternativa, se simularon en el software Aspen HYSYS V.10, como se observa en la figura 23. Se empleó como base la simulación desarrollada en la alternativa 1, incluyendo un divisor de corriente TE-100 (Amina rica) y el sistema de despojo entorno a la T-4282B. Los variables de entrada ingresadas para el simulador se

obtuvieron de estimar el valor promedio registrado en las herramientas de CDLAB y PI, para el periodo de tiempo comprendido entre el 2016-2017.

Esta alternativa consiste en tratar 320 gpm de DEA rica en la T-4861 (flujo de diseño) y mandar la fracción restante (134 gpm) a regenerar en la torre T-2842B.

Figura 24. Alternativa 1 desarrollada en el ambiente de simulación de Aspen HYSYS V.10.



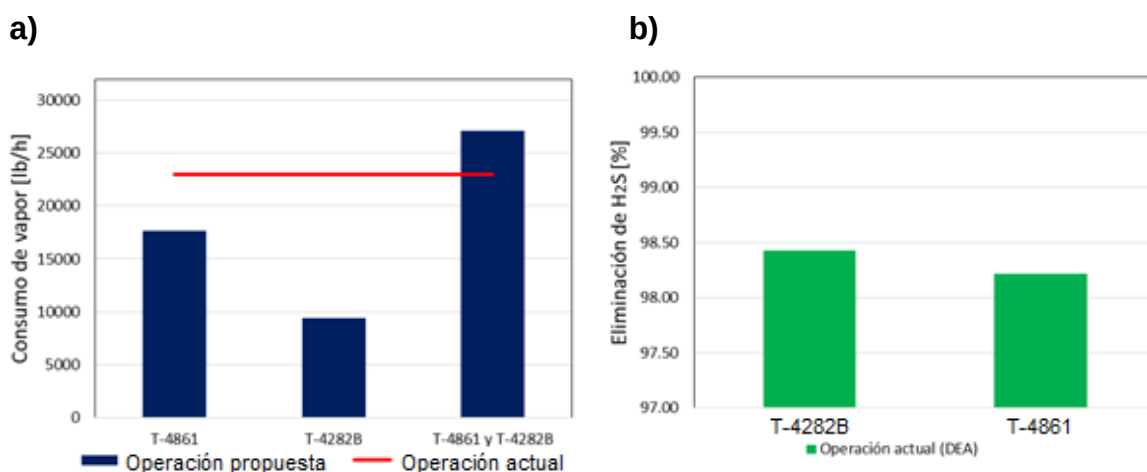
Para esta alternativa no era necesario el cambio de solvente, de tal manera que se ejecutó la simulación con las condiciones normales de DEA pobre (solución acuosa al 25 %p/p) al ingreso de las absorbedoras. En la tabla 13 se muestra la composición del gas dulce a la salida de las torres absorbedoras con DEA donde se evidencia la eliminación de los contaminantes (H_2S y CO_2) cumpliendo las especificaciones de calidad en cada una de las corrientes producto.

Tabla 13. Composición molar de las corrientes endulzadas con DEA en las torres T4752, T4704, T4703 y la T2651.

Componente	T-4752	T-4702	T-4703	T-2651
	Fracción molar			
Nitrógeno	0.00	0.00	0.00	0.0060
Agua	0.006	0.01	0.02	0.0011
Dióxido de carbono	0.000	0.00	0.00	0.0000
Ácido sulfhídrico	0.000	0.00	0.00	0.0000
Hidrogeno	0.865	0.95	0.62	0.8938
Metano	0.125	0.04	0.20	0.0897
Etileno	0.000	0.00	0.00	0.0000
Etano	0.003	0.01	0.07	0.0038
Propileno	0.000	0.00	0.00	0.0000
Propano	0.001	0.00	0.05	0.0021
Butileno	0.000	0.00	0.00	0.0000
Iso-butano	0.000	0.00	0.00	0.0006
N-butano	0.001	0.00	0.04	0.0020
Pentene	0.000	0.00	0.00	0.0000
Pentano	0.000	0.00	0.00	0.0008
Hexileno	0.000	0.00	0.00	0.0000
DEA	0.000	0.00	0.00	0.0000

La figura 26 muestra el consumo energético (lb vapor) y el % de remoción de H_2S del sistema de regeneración de amina calculados a partir de la simulación realizada en Aspen HYSYS.

Figura 25. Resultados de simulación de la alternativa 2 (T-4861 y T-4282B): a) Consumo energético y b) Porcentaje de eliminación de H₂S contenido en DEA.



En la figura 27a se puede apreciar un aumento del consumo de vapor necesario para el despojo del H₂S en la amina correspondiente al 15.1% con respecto a la configuración actual de operación, aumentando el consumo energético del proceso de despojo en 25 MMBTU/H. Por otra parte, en la figura 27b se observa que para la configuración de operación propuesta las despojadoras T-4861 y T-4282B logran un porcentaje de eliminación de H₂S contenido en la amina rica mayor al 98%, cumpliendo con las especificaciones de calidad de la amina pobre.

Además del grado de remoción del H₂S, se verificó que la carga ácida de la amina cargada a las despojadoras se encontrara dentro del valor recomendado (Tabla 14).

Tabla 14. Cargar ácida en la etapa de despojo de H₂S.

TORRE	T-4861	T-4282B
Carga ácida máxima [mol gas ácido/ mol de amina]	0.28	0.29

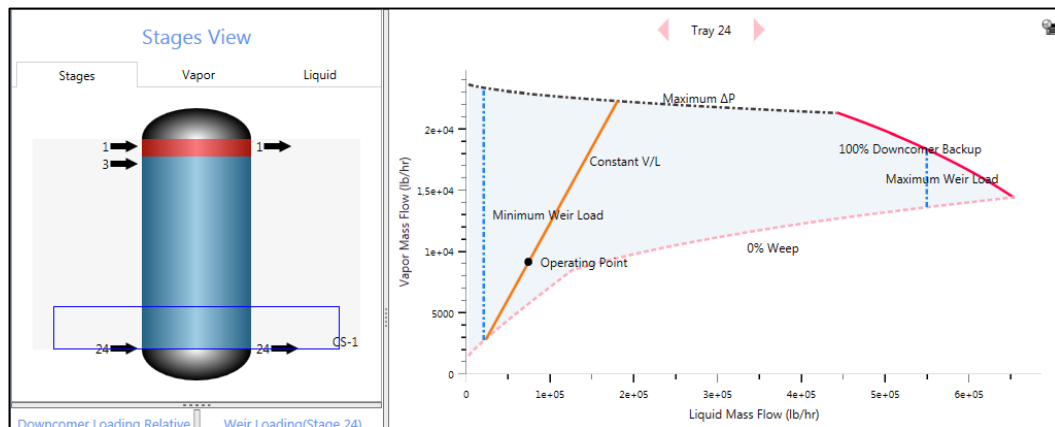
Como se evidencia en la tabla 11 las despojadoras se encuentran dentro del rango de carga ácida permisible (<0.4 mol gas ácido/ mol DEA), de tal manera que se puede esperar que parámetros como corrosión, degradación del solvente,

reacciones y productos indeseables se encuentren dentro del rango característico de este tipo de procesos. En cuanto al funcionamiento hidráulico de las despojadoras T-4861 y T-4282B, se analizó identificando la zona óptima de operación de las etapas (Platos) a las nuevas condiciones, a través de la simulación realizada en Aspen HYSYS.

Perfil Hidráulico de la despojadora T-4282B

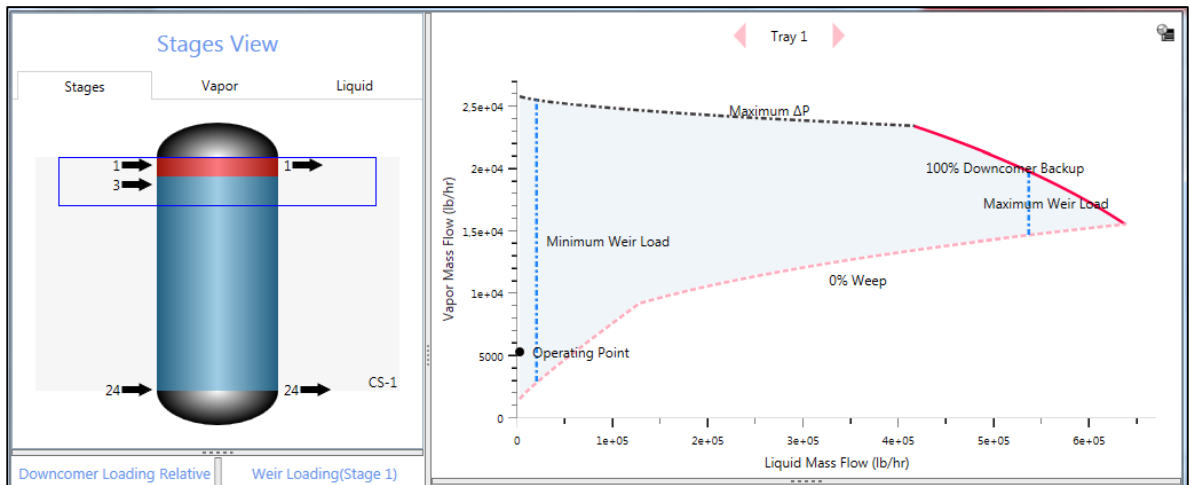
Desde el plato 3 Al 24 se observa un buen comportamiento hidraulico de torre, sin embargo todos los platos muestran que puede aumentarse la carga de amina rica en la unidad sin salir de la zona optima de operación de la torre (Figura 27).

Figura 26. Perfil hidráulico de los platos 3 al 24 de la T-4282B.



No obstante, del plato 1 al 3 la operación de despojo se encuentra por debajo del limite de carga minima en el vertedero (Figura 28), esta condición podria mejorar subiendo levemente la carga. Sin embargo la operacion en general logra mantener adecuadamente la calidad de las corrientes producto, sin arrastre de líquido en la corriente de cima.

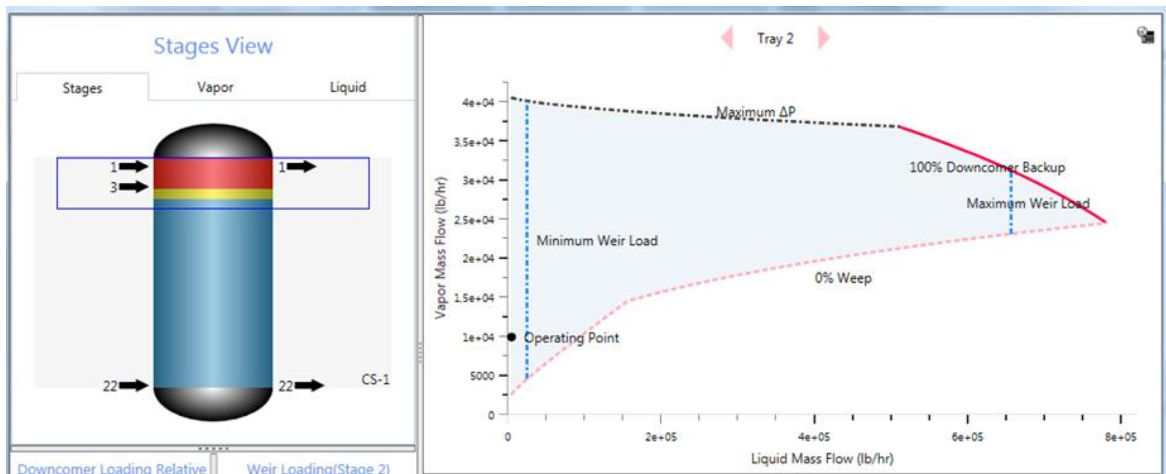
Figura 27. Perfil hidráulico del plato 1 de la T-4282B.



Perfil Hidráulico de la despojadora T-4861

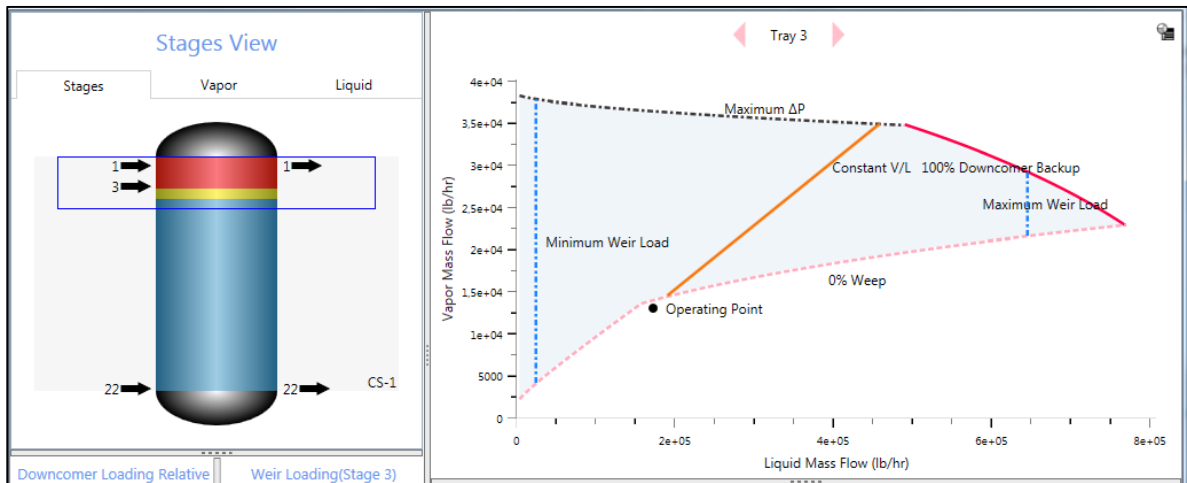
En el perfil hidráulico del plato 1 al 2 su punto de operación está por fuera de la línea de carga líquida mínima en el vertedero, indicando bajo flujo de líquido en la cima de la torre lo cual puede provocar en ocasiones arrastre de líquido por parte del gas ascendente, esto se puede mejorar subiendo levemente la carga a la torre (Figura 29).

Figura 28. Perfil hidráulico de los platos 1 y 2 de la T-4861.



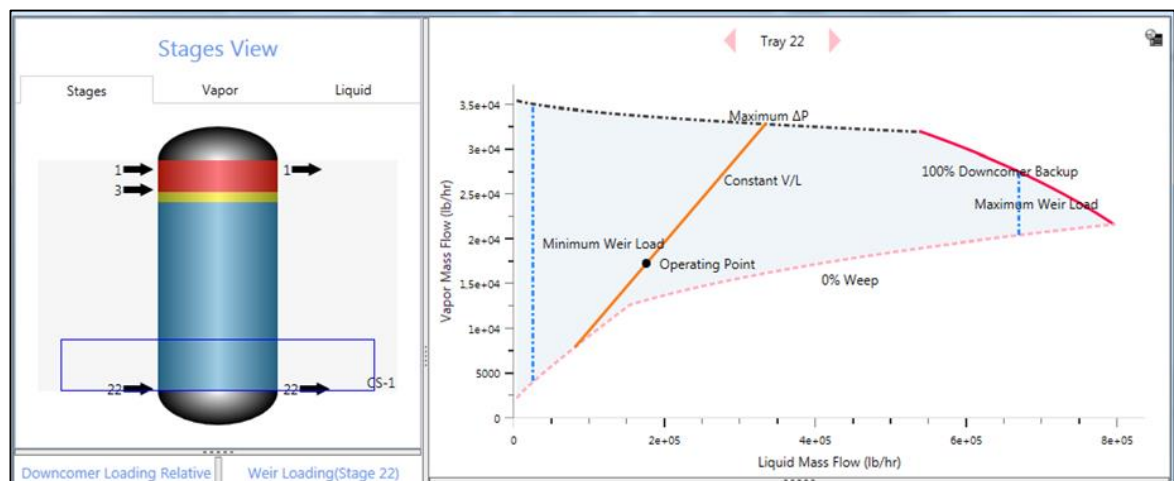
En el plato 3 (Figura 30) la operación se encuentra en la zona de lloriqueo o lagrimeo, posiblemente por la baja velocidad del gas y el alto caudal de líquido, debido a que es el plato de carga de la torre.

Figura 29. Perfil hidráulico del plato 3 de la T-4861.



Finalmente se observa en la figura 31, que el punto de operación de la T-4861 del plato 5 al 22 se encuentra dentro de la zona óptima, motivo por el cual a pesar del bajo rendimiento que podría haber en los 3 platos de cima se logra un adecuado proceso de despojo de los gases ácidos contenidos amina rica.

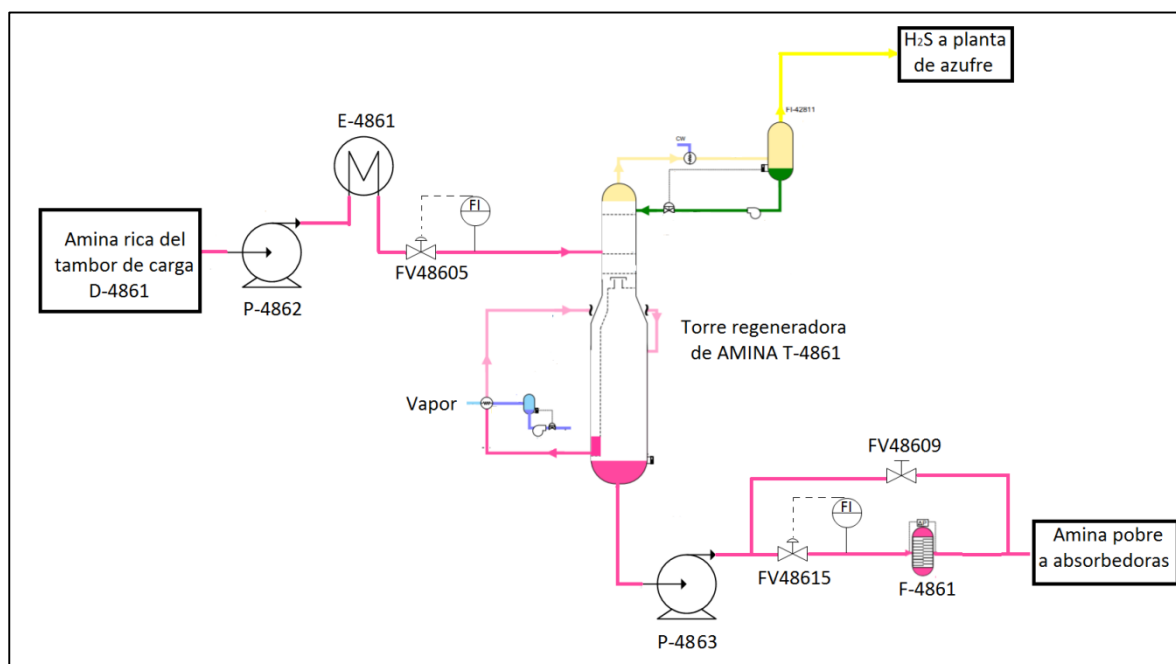
Figura 30. Evaluación hidráulica de los platos 4 al 22 de la T-4861.



5.4 EVALUACIÓN HIDRÁULICA DE LOS SISTEMAS FACTIBLES DE INTERCONECTAR

Para el cumplimiento de la alternativa 1 es necesario incluir una corriente de 90 gpm de DEA rica proveniente de la T-2561 a ser tratada en la despojadora T-4861. Este incremento en el flujo de las corrientes de amina puede impactar en el funcionamiento correcto de los equipos auxiliares a los que ingresa (intercambiadores, válvulas y bombas), donde su capacidad puede llegar a ser una limitante para el aumento de carga al sistema de regeneración. Por este motivo se hace necesario realizar una evaluación hidráulica a los equipos en torno a la despojadora T-4861 (Figura 32).

Figura 31. Diagrama esquemático de la despojadora T-4861.



Inicialmente se verificó que las bombas de carga y de producto (P-4862 y P-4863) pudieran operar a las nuevas condiciones de flujo. En la tabla 15 se puede verificar que bajo la condición propuesta de flujo ambas bombas se encuentran dentro del rango de diseño, destacando que la bomba de producto se ubicaría en el punto de

mejor eficiencia, de tal manera que el equipo de bombeo no supone ningún problema para la nueva configuración de bombeo operación.

Tabla 15. Operación de las bombas de carga y producto a las nuevas condiciones de operación.

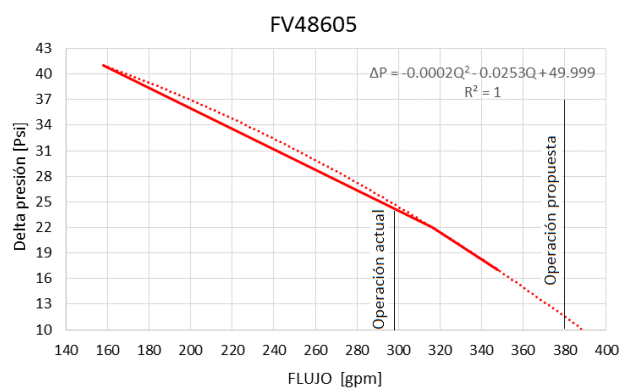
Operación	Presión descarga [Psig]	Caudal [gpm]			
		Operación	Mínimo	Máximo	BEP
P-4863					
Actual	278.1	309	89	528	371
Propuesta	271.58	370			
P-4862					
Actual	90.7	296	245	420	350
Propuesta	82.07	380			

* BEP: Punto de mejor eficiencia.

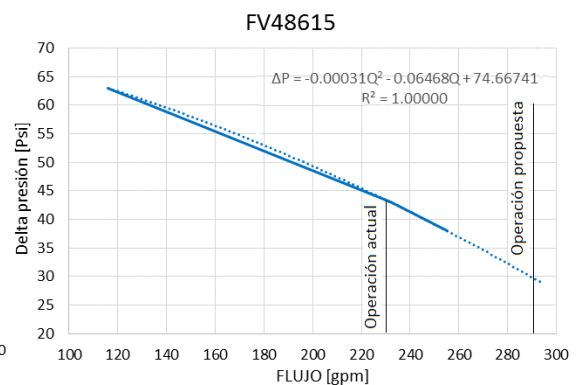
A partir de los datos de diseño (ΔP , CV y flujo) mínimo, máximo y de operación se construyó la curva de operación de las válvulas de control (Figura 33).

Figura 32. Curva de operación de las válvulas de control: a) Válvula de carga y b) Válvula de producto.

a)



b)

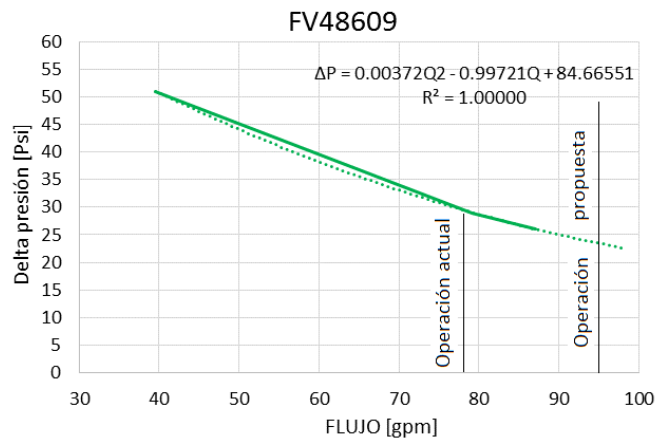


En la figura 33 se observa que el flujo de carga y producto propuesto (380 y 285 gpm) están por fuera de la zona de operación de diseño de las válvulas. Por otra

parte, una prueba de recorrido realizada a la válvula FV48615 en campo reporto un flujo de 284 gpm al 100% de apertura (valor similar al del flujo propuesto), por tal motivo se debe realizar un cambio de internos de las válvulas (mejorar el CV), de tal manera que los flujos propuestos se encuentren dentro del rango de apertura recomendado (entre el 50 y 75 %).

Es importante aclarar que todo el flujo descargado por la bomba P-4863 no pasa por la válvula de control (FV48615), puesto en operación normal alrededor del 25% es desviado por el bypass (FV48609). De manera similar a las válvulas de control, se observa en la figura 34 que la válvula del Bypass se encuentra fuera de la zona de operación de diseño para la operación propuesta (95 gpm), siendo necesario un adecuamiento de los internos.

Figura 33. Curva de operación de la válvula DE bypass de producto.



Finalmente se comprobó que la cabeza aportada por las bombas fuera suficiente para transportar el fluido a su lugar de destino. En la tabla 16 se observa la presión de descarga de la P-4862 y la caída de presión en el recorrido del fluido hasta la torre T-4861.

Tabla 16. Cabeza de presión requerida para transportar la amina hasta la T-4861.

Operación	P Descarga P-4862	CAÍDA DE PRESIÓN				P Final
		E-4861	FV48605	Banco Tubería	Total	
Actual	90.7	3.35	24.99	3.88	32.22	58.51
Propuesto	82.07	5.22	11.51	6.39	23.13	58.94

*P: presión, todos los valores están dados en Psi.

Como se observa en la tabla 16, la bomba de carga P-4862 cuenta con la cabeza de presión necesaria para transportar la amina del tambor de carga D-4861 a la torre de despojo T-4861, también es evidente que el aumento del flujo propuesto no significó un cambio apreciable en la presión del circuito con respecto a su operación habitual. De igual manera se puede apreciar que en la tabla 17 que la bomba de producto (P-4863) también cuenta con la cabeza de presión necesaria para el buen funcionamiento hidráulico del circuito de fondo.

Tabla 17. Cabeza de presión mínima requerida por la P-4863 para el transporte de amina.

Operación	P Descarga P-4863	CAÍDA DE PRESIÓN				P Final
		F-4861	FV48615	Banco Tubería	Total	
Actual	278.1	20.00	34.06	34.3	79.86	190.04
Propuesto	271.58	20.00	17.27	57.2	94.47	183.63

*P: presión, todos los valores están dados en Psi. Este escenario corresponde cuando el Bypass está completamente cerrado (Apertura 0%).

En cuanto la alternativa 2, no es necesario realizar una evaluación hidráulica de los equipos anexos, puesto se distribuyeron los flujos de amina rica entre la T-4861 y T-4282B de tal manera que trabajen dentro de su zona de operación.

5.5 EVALUACIÓN ECONÓMICA DE LAS ALTERNATIVAS.

5.5.1 Producción generada. Para la evaluación económica es importante definir la cantidad de productos generados al implementar las opciones planteadas. En este caso, el objetivo de implementar las alternativas es permitir que la unidad de hidrocrackeo moderado (HCM) siga en servicio aun cuando la unidad UOPI junto a su sección de tratamiento de amina salga fuera de servicio de manera programada o no.

Tiempo fuera de servicio HCM.

Observando en registro de shut down de la Unidad UOPI se encontró que esta presento paradas no programadas de alrededor de 15 días/año.

Producción diaria de Diesel en HCM

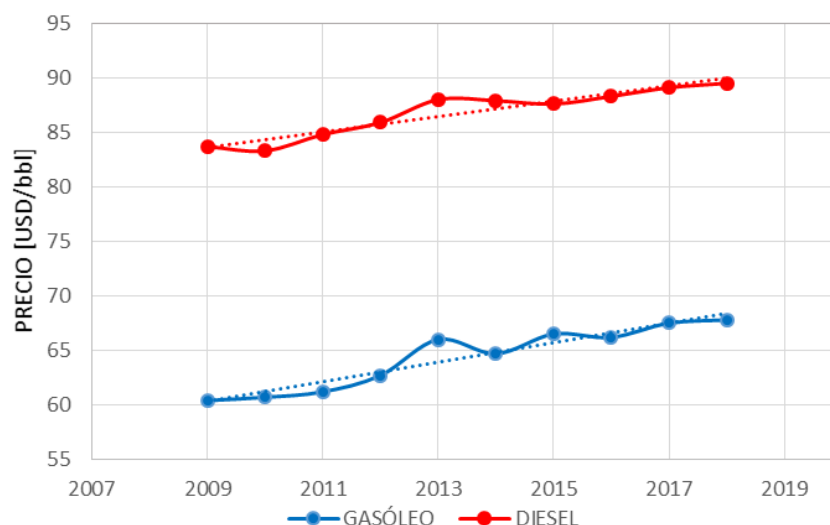
Debido a que la refinería trabaja en estado estacionario, manteniendo siempre la producción lo más próximo posible al valor de diseño de las unidades, se tomó los datos de producción promedio diaria de Diesel y gasóleo hidrotratado (barriles/día) generados en HCM (Tabla 18).

Tabla 18. Productos generados a partir de las alternativas propuestas.

PRODUCTO	RECUPERADOS/AÑO
Diésel [Kbbl]	60
Gasóleo Hidrotratado [Kbbl]	150

5.5.2 Precio del producto. Se tomó de los índices económicos de refinería los precios del diésel y gasóleo hidrotratado (GAOH) de los últimos 10 años, se ajustaron y proyectaron los precios que tendrán los productos en los años a evaluar (Figura 35). Estos valores proyectados son necesarios para el análisis económico.

Figura 34. Proyección de los precios de los productos de interés GAOH y DIESEL



5.5.3 Inversión económica.

- **Alternativa 1**

Inversión total.

En la tabla 19 se presenta la inversión de capital necesaria para adecuar las torres absorbedoras para el cambio de solvente a MDEA, los bancos de tubería, la instalación de la instrumentación de medición y control.

Tabla 19. Inversión necesaria para la implementación de la alternativa 1.

ACTIVIDADES			USD
Circuito de amina	Limpieza en caliente con el solución acuosa entre el 3% y 2% p/p de Na_2CO_3 con un tiempo de residencia de 3 horas, seguido de un lavado con agua cruda y dos enjuagues con agua desmineralizada.		80,000.00
	Materiales (46,800.00 USD)		

ACTIVIDADES		USD
Banco tubería (500 m, 4 in), 200 juntas, alivio térmico y pintura.	Horas/hombre y alquiler de maquinaria (140,000.00 USD)	202,800.00
	Supervisor, personal administrativo, HSE (16,000.00 USD)	
Válvulas	FV48605, FV48609 y FV48615.	2,000.00
MDEA	Compra de 160 ton gal MDEA para el cambio de solvente	1'664,400.00
DEA	Manejo de residuo (DEA) por cambio de solvente	200,000.00
*Impacto de producción	Para realizar el cambio de solvente la unidad de amina estará fuera de servicio alrededor de 10 días (limpieza, entrenamiento, arranque y contratiempos).	2'000,000.00

TOTAL 4'149,200.00

* Para realizar el cambio de solvente de las unidades involucradas es necesario, sacar de servicio las unidades que la cargan (HDT y HCM), viéndose afectada la producción de refinería. En esta situaciones el departamento de planeación de producción programa la carga de crudo manteniendo las perdidas por debajo de los 100,000.00 USD/unidad fuera servicio*día.

Costos de operación.

Para los costos de operación (Tabla 20) se tiene como insumo la solución acuosa de MDEA al 40% p/p. Se debe tener en cuenta que ésta se regenera por lo cual sólo hay que tener un stock de MDEA para reponer las pérdidas que puedan existir. Por otra parte, se tendrá en cuenta el aumento estimado para el consumo de vapor.

Tabla 20. Costos de operación de la alternativa 1.

INSUMO	CANTIDAD	USD/año
MDEA DE REPOSICIÓN	5 Ton/año	36,450.00
Vapor 30 psig	62844 klb/año	13,655.56
Total		50,105.56

- **Alternativa 2**

Inversión total.

En la tabla 21 se presenta la inversión de capital necesaria para adecuar e incluir la torres despojadora (T-4282B) al circuito de amina.

Tabla 21. Inversión necesaria para la implementación de la alternativa 2

ACTIVIDADES		USD
Mantenimiento general de la U-4820	• Mantenimiento general de la T-4282B Interno: facilidades de inspección, retiro y lavado de malla, reparaciones menores. Externo: reparación boquillas, limpieza y pintura. • Mantenimiento general las bombas (P-4281/82/5) y del tambor de carga (D-4282)	1'560,000.00
Banco tubería (500 m, 4 in), 200 juntas, alivio térmico y pintura.	Materiales (46,800.00 USD)	202,800.00
	Horas/hombre y alquiler de maquinaria (140,000.00 USD)	
	Supervisor, personal administrativo, HSE (16,000.00 USD)	
TOTAL		1'762,800.00

Costos de operación.

Puesto que esta alternativa seguirá tratando el flujo de DEA rica actual pero en dos torres, no es necesario la compra adicional de solvente. Por otra parte, hay que tener en cuenta el consumo energético de las bombas P-4282 y P-4281 que entrarían a operar con la T-4282B.

Tabla 22. Costos de operación de la alternativa 2.

INSUMO	CANTIDAD	USD/año
Muestreo y laboratorio	Semanal	22,222.00
P-4282	67 kW	37,000.33
P-4281	13 kW	7,488.00
Vapor 30 Psig	31010 klb/h	6,738.31
TOTAL		73,448.64

5.5.4 Valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR). Para analizar la viabilidad financiera de las alternativas se elaboró una matriz de flujo de caja entre entrada y salida de efectivo, asumiendo un periodo de 20 años.

Alternativa 1.

A partir de la matriz de flujo de caja se obtiene un valor presente neto de 70'285,897.00 USD para el veinteavo año (Figura 36), devolviendo la totalidad de la inversión inicial realizada (4'149,200.00 USD) y generando altas utilidades demostrando la viabilidad económica del sistema propuesto.

Figura 35. Matriz de flujo de fondo para el sistema propuesto en la alternativa 1.

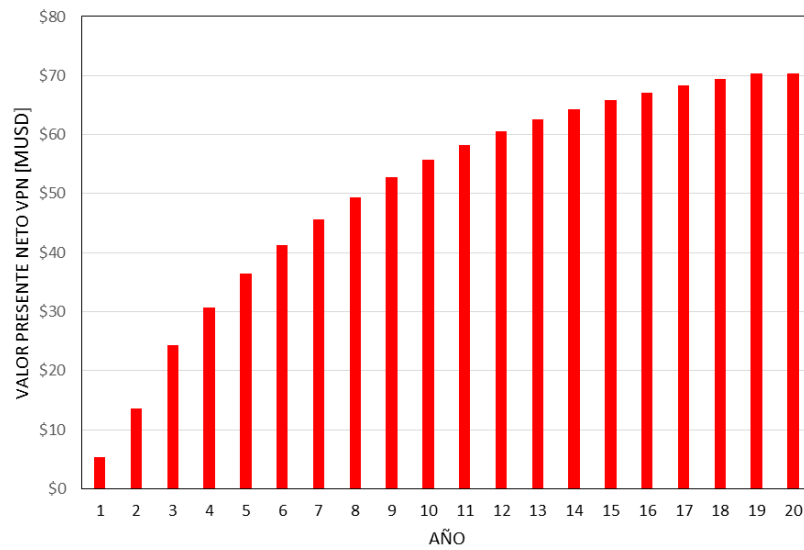
B	C	D	E	F	G	H	I	M
Matriz flujo de fondos								
Año	PRODU CTO [Kbb]	PRECIO [USD/bbl]	INGRESO [USD]	COSTOS OPERACIONALE S [USD]	UTILIDADES ANTES DE IMPUESTO [USD]	IMPUESTOS A LAS UTILIDADES [USD]	UTILIDADES DESPUES DE IMPUESTOS [USD]	VPN [USD]
2021	210		\$16,189,608	13,656	\$16,175,952	\$5,338,064	\$10,837,888	\$5,275,051
GAOH	150	\$71.10	\$10,665,120					
DIESEL	60	\$92.07	\$5,524,488					
2022	210		\$16,367,256	50,106	\$16,317,150	\$5,384,660	\$10,932,491	\$13,541,584
2023	210		\$16,544,904	52,611	\$16,492,293	\$17,362	\$16,474,932	\$24,374,119
2024	210		\$16,722,552	55,241	\$16,667,311	\$5,500,213	\$11,167,098	\$30,758,944
2025	210		\$16,900,200	58,003	\$16,842,197	\$5,557,925	\$11,284,272	\$36,369,221
2026	210		\$17,077,848	60,904	\$17,016,944	\$5,615,592	\$11,401,353	\$41,298,341
2027	210		\$17,255,496	63,949	\$17,191,547	\$5,673,211	\$11,518,337	\$45,628,510
2028	210		\$17,433,144	67,146	\$17,365,998	\$5,730,779	\$11,635,218	\$49,432,083
2029	210		\$17,610,792	70,504	\$17,540,288	\$5,788,295	\$11,751,993	\$52,772,733
2030	210		\$17,788,440	74,029	\$17,714,411	\$5,845,756	\$11,868,656	\$55,706,484
2031	210		\$17,991,088	77,730	\$17,913,358	\$5,911,408	\$12,001,950	\$58,286,221
2032	210		\$18,168,736	81,617	\$18,087,119	\$5,968,749	\$12,118,370	\$60,551,231
2033	210		\$18,346,384	85,698	\$18,260,686	\$6,026,027	\$12,234,660	\$62,539,706
2034	210		\$18,524,032	89,982	\$18,434,050	\$6,083,236	\$12,350,813	\$64,285,229
2035	210		\$18,701,680	94,482	\$18,607,198	\$6,140,376	\$12,466,823	\$65,917,333
2036	210		\$18,879,328	99,206	\$18,780,122	\$6,197,440	\$12,582,682	\$67,161,979
2037	210		\$19,056,976	104,166	\$18,952,810	\$6,254,427	\$12,698,383	\$68,341,987
2038	210		\$19,234,624	109,374	\$19,125,250	\$6,311,332	\$12,813,917	\$69,377,417
2039	210		\$19,412,272	114,843	\$19,297,429	\$6,368,152	\$12,929,278	\$70,285,897
2040	210		\$19,589,920	120,585	\$19,469,335	\$6,424,881	\$13,044,454	\$70,265,857

Inversión Total	\$4,149,200
-----------------	-------------

TAM	0.15
TIR	2.70

Por otra parte, se observa que la inversión se recupera y genera utilidades de \$5,275,051.00 USD en el primer año de operación (Figura 37) , de tal manera que la tasa interna de retorno (TIR) presenta un valor elevado correspondiente al 270%, lo que indica la alta factibilidad económica de esta alternativa.

Figura 36. Valor Presente Neto de los años evaluados para la alternativa 1.



Alternativa 2.

A partir de la matriz de flujo de caja (Figura 38), se obtiene un valor presente neto de 72'478,609.00 USD para veinteavo año de aplicada la alternativa.

Figura 37. Matriz de flujo de fondo para la alternativa 2.

B	C	D	E	F	G	H	I	M
Matriz flujo de fondos								
Año	PRODU CTO [Kbbi]	PRECIO [USD/bbi]	INGRESO [USD]	COSTOS OPERACIONALE S [USD]	UTILIDADES ANTES DE IMPUESTO [USD]	IMPUESTOS A LAS UTILIDADES [USD]	UTILIDADES DESPUES DE IMPUESTOS [USD]	VPN [USD]
2021	210		\$16,189,608	73,449	\$16,116,159	\$5,318,333	\$10,797,827	\$7,626,615
GAOH	150	\$71.10	\$10,665,120					
DIESEL	60	\$92.07	\$5,524,488					
2022	210		\$16,367,256	77,121	\$16,290,135	\$5,375,745	\$10,914,390	\$15,879,462
2023	210		\$16,544,904	80,977	\$16,463,927	\$5,430,384	\$11,033,543	\$16,687,190
2024	210		\$16,722,552	85,026	\$16,637,526	\$5,490,384	\$11,147,142	\$17,500,918
2025	210		\$16,900,200	89,277	\$16,810,923	\$5,547,604	\$11,263,318	\$18,314,646
2026	210		\$17,077,848	93,741	\$16,984,107	\$5,604,755	\$11,379,352	\$19,128,374
2027	210		\$17,255,496	98,428	\$17,157,068	\$5,661,832	\$11,495,235	\$19,942,102
2028	210		\$17,433,144	103,350	\$17,329,794	\$5,718,832	\$11,610,962	\$20,755,830
2029	210		\$17,610,792	108,517	\$17,502,275	\$5,775,751	\$11,726,524	\$21,569,558
2030	210		\$17,788,440	113,943	\$17,674,497	\$5,832,584	\$11,841,913	\$22,383,286
2031	210		\$17,966,088	119,640	\$17,846,448	\$5,889,328	\$11,957,120	\$23,197,014
2032	210		\$18,143,736	125,622	\$18,018,114	\$5,945,978	\$12,072,136	\$24,010,742
2033	210		\$18,321,384	131,903	\$18,189,481	\$6,002,529	\$12,186,952	\$24,824,470
2034	210		\$18,499,032	138,498	\$18,360,534	\$6,058,976	\$12,301,558	\$25,638,198
2035	210		\$18,676,680	145,423	\$18,531,257	\$6,115,315	\$12,415,942	\$26,451,926
2036	210		\$18,854,328	152,694	\$18,701,634	\$6,171,539	\$12,530,094	\$27,265,654
2037	210		\$19,031,976	160,329	\$18,871,647	\$6,227,643	\$12,644,003	\$28,079,382
2038	210		\$19,209,624	168,346	\$19,041,278	\$6,283,622	\$12,757,657	\$28,893,110
2039	210		\$19,387,272	176,763	\$19,210,509	\$6,339,468	\$12,871,041	\$29,706,838
2040	210		\$19,564,920	185,601	\$19,379,319	\$6,395,175	\$12,984,144	\$30,520,566

Inversión Total

\$1,762,800

TAM

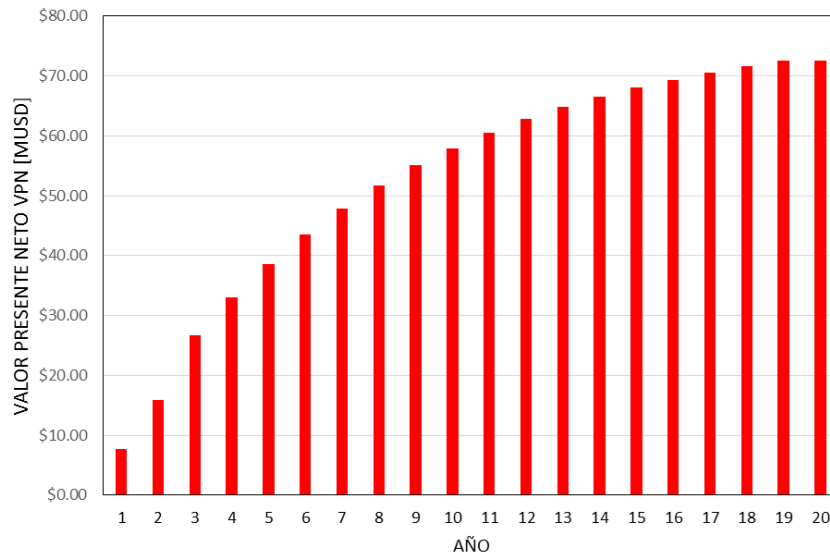
0.15

TIR

6.2

Por otra parte, se observa que la tasa interna de retorno (TIR) en al veinteavo año es del 620%, lo que indica un retorno más eficiente de la inversión, alcanzando 2'192,712.00 USD de utilidades más que la alternativa 1 para el periodo de evaluación, con una inversión de capital considerablemente menor.

Figura 38. Valor Presente Neto de los años evaluados para la alternativa 2.



Si bien ambas alternativas son económicamente factibles, es evidente que la alternativa dos es la mejor opción puesto con esta se alcanza un mayor rendimiento financiero (mayor VPN y TIR) en comparación con la alternativa 1. Otro aspecto importante a resaltar es que esta alternativa no cambia la filosofía de la operación actual, evitando así problemas operacionales en las unidades por falta de experiencia del personal que puedan desencadenar altas pérdidas económicas, además de requerir una inversión 57.5 % menor (menor nivel de riesgo).

6. CONCLUSIONES

- La recolección y análisis estadísticos de los datos de operación, revelan que el 41% de los datos de la U-4870 se encontraban fuera de los rangos de operación normales, producto de fallas de instrumentación, salidas de planta no programadas y disturbios que impactan en la operación continua de las unidades de UOPI y HCM, demostrando el bajo desempeño de la unidad; a diferencia de la U-4860 donde el análisis estadístico mostró que menos del 1% de los datos se encontraban fuera de rango operativo, dando fuerza a la capacidad de la U-4860 como eje central de las alternativas planteadas en el presente trabajo.
- La herramienta Aspen HYSYS V.10, permitió simular las unidades de endulzamiento U-4860, U-2870, U-2840 con un alto grado de predicción, manteniendo una desviación menor al 2% con respecto a los datos de diseño. En base a estas simulaciones se evaluó técnicamente las dos alternativas planteadas, encontrándose que ambas alternativas permiten la correcta eliminación de los contaminantes de las corrientes de proceso involucradas.
- El aumento del flujo de amina a ser tratado en la T-4861 en la alternativa 1, no supone ningún problema en los equipos rotativos y estático del circuito puesto se encuentran dentro del rango de operación de diseño. No obstante, se hace necesario un cambio de internos de las válvulas de carga, producto y de salida para las nuevas condiciones de flujo.
- Las dos alternativas planteadas son viables técnica y económicamente. Sin embargo, la alternativa 2 presenta mayores utilidades para los 20 años de evaluación (72'478,609.00 USD) con una menor inversión de capital de 1'762,800.00 USD (57.5% menor con respecto a la alternativa 1), destinada

mayoritariamente a la conexión de la U-4860 con la U-2840 a través de un banco de tubería y el mantenimiento general de la T-2842. Por otra parte, el mínimo cambio a la filosofía de la operación actual, junto a la mínima inversión de capital supone que la alternativa 2 tenga un menor riesgo de inversión con respecto a la 1.

7. RECOMENDACIÓN

Después de evaluar el trabajo se recomienda realizar el análisis respectivo para la inclusión en la alternativa 2 de la torre absorbedora encargada del tratamiento con DEA de la corriente de gas etano-etileno de la UOPI (U2760), con el objetivo de asegurar la continuidad operativa de la T2872B en caso de la salida de la unidad de amina U2870 por daño en el E2875. Eliminando el impacto ambiental producto de enviar esta corriente (etano-etileno) sin tratar a la red de gas combustible, donde al llegar a los hornos y calderas ubicados en distintas unidades de procesamiento, se libera a SO_x a la atmosfera por las chimeneas producto de la combustión de H_2S . Por otra parte, permitiría mantener continua la operación de la unidad U2760 bajo cualquier anomalía en el sistema de endulzamiento de U2870, garantizando la producción de etano-etileno dentro de los rangos permisibles de contaminantes, asegurando la calidad de carga y continuidad operativa en las unidades aguas debajo de POLIETILENO I y II.

BIBLIOGRAFÍA

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*, 2(6), 2014 78-83.

ABOLGHASEM, K., & ABOLFAZI, G. Synergy between two natural gas sweetening processes. *Journal of Unconventional Oil and Gas Resources*, 40-45. 2016

ASPEN TECHNOLOGY, INC. User guide y simulation basis. USA: Aspen HYSYS. 2005

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

BRYAN, M. Sour Gas Processing Training Manual. Research and Engineering, Inc. 2014

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

CAMPBELL, J. Gas sweetening-Part 1: Comparison of amines. *Gas processing, Production Facilities and Refining*. 2014

CRANE. Flow of Fluids Through valves, fittings, and pipe, Printed in U.S.A. 1978

ECOPETROL S.A. . Manual de Operación UOP. Unidad de Cracking catalítico I. 1995

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

G., A., D.W., S., & A., B. GasTreating whit Chemical Solvents. John Wiley & Sons, New York. 1983

HAIKU, Z., & MIAOPENG, S. Removal of hydrogen sulfide from coke oven gas by catalytic oxidative absorption in a rotating packed bed . Fuel, 204 , 2017 47-53.

INTITUTO COLOMBIANO DE PETROLEO (ICP). Tratamiento con amina en la UOP-I de la GCB análisis operacional. 5-45. 2004

KERN, D. Proceso de trasferencia de Calor (28 ed.). Compañía editorial continental de México. 1997

LARS, E., & STIAN, H. Comparason of Energy Consumption for Different CO2 Absorption Configurations Using Different Simulation Tools. Energy Procedia, 63, 2014 1186-1195.

MADDOX, R. N. Gas and liquid sweetening. 1. 1977

MAJEED S, J. 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, 36, 2016 175-183.

QIU, K., & ZHANG, K. Studies of the simulation of the process of metildietanolamina and optimization of parameters for the sweetening with gas with high content of sulfur. Journal of Natural Gas Science and Engineering, 21. 2014

SHELL GLOBAL SOLUTIONS & ECOPETROL S.A. . Amine Best Practices. Presentation . Barrancabermeja. 2010

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

YILDIRIM, O. Reactive absorption in chemical process industry: A review on current activities. Chemical Engineering Journal , 374. 2012

ANEXOS

Anexo A. Calculo hidráulico en intercambiadores de calor

Para el cálculo de caída de presión en los intercambiadores se tuvo en cuenta:

- **Caída de presión por fricción en lado tubo:**

El factor de fricción se calculó por medio de la siguiente expresión

$$\text{Ecuación 11} \quad \Delta P_f = \frac{f np L G^2}{7.5 \times 10^{12} D_i \varphi}$$

Donde np es el número de pasos, φ factor de corrección de la viscosidad, L longitud de los tubos en ft y D_i diámetro del tubo en ft². Por otra parte f es el factor de fricción de darcy que depende del número de Reynolds que se calcula por la siguiente correlación.

$$\text{Ecuación 12} \quad f = 0.4137 Re^{-0.2585}$$

La siguiente ecuación presenta el número de Reynolds de un fluido en el lado casco del intercambiador, donde μ es la viscosidad del fluido, nt el número de tubos y m el flujo másico que atraviesa los tubos en lb/h.

$$\text{Ecuación 13} \quad Re = \frac{4m \left(\frac{np}{nt} \right)}{\pi D_i \mu}$$

El parámetro G se calcula por medio de la ecuación 14

$$\text{Ecuación 14} \quad G = \frac{m \left(\frac{np}{nt} \right)}{\pi D_i^2 / 4}$$

- **Caída de presión por retorno de flujo lado tubo:**

$$\text{Ecuación 15} \quad \Delta P_r = \frac{1.334 \times 10^{-13} a_r G^2}{s}$$

$$\text{Ecuación 16} \quad a_r = (2np - 1.5)$$

- **Caída de presión por boquillas:**

$$\text{Ecuación 17} \quad \Delta P_n = \frac{2 \times 10^{-13} N_s G n^2}{s}$$

Donde

$$\text{Ecuación 18} \quad G_n = \frac{4m}{\pi D_n^2}$$

Siendo N_s el número de coraza y D_n el diámetro boquilla en ft

- **Caída de presión total:** La caída de presión total es igual a la suma de caída de presión por fricción en la tubería, por el retorno de líquido lado tubo y en las boquillas (Ecuación 19).

$$\text{Ecuación 19} \quad \Delta P_T = \Delta P_f + \Delta P_r + \Delta P_n$$