

**DISEÑO Y SELECCIÓN DE UN SISTEMA DE RECOBRO DE AMINA EN LA
CORRIENTE GASEOSA DE LA UNIDAD DE CRACKING “UOP I” ANTES DE
ALIMENTARSE A LA UNIDAD RECUPERADORA DE ETANO ETILENO DE LA
REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA**

MAURICIO MORALES GAMARRA

**UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERÍAS FISICOQUÍMICAS
ESCUELA DE INGENIERÍA QUÍMICA
MAESTRIA EN INGENIERÍA QUÍMICA
BUCARAMANGA**

2018

**DISEÑO Y SELECCIÓN DE UN SISTEMA DE RECOBRO DE AMINA EN LA
CORRIENTE GASEOSA DE LA UNIDAD DE CRACKING “UOP I” ANTES DE
ALIMENTARSE A LA UNIDAD RECUPERADORA DE ETANO ETILENO DE LA
REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.**

MAURICIO MORALES GAMARRA

Proyecto para optar al título de magíster en ingeniería química

Directora

**LUZ MARINA BALLESTEROS RUEDA
PhD. Electroquímica, Ciencia y Tecnología**

Co-Director

**GERMAN EMILIO CASTELLANOS ROMERO
Especialista en ingeniería de procesos industrial**

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

2018

DEDICATORIA

Primero que todo, darle gracias a Dios padre todopoderoso, quien ha puesto la voluntad, inteligencia y sabiduría para darle cumplimiento a este proyecto.

A mi esposa e hijas por su comprensión constante en este proceso de estudio y su apoyo total.

A mis padres por nunca desfallecer durante mi crianza para levantarme como una persona de bien.

Mauricio Morales Gamarra

AGRADECIMIENTOS

A la Empresa Colombiana de Petróleos ECOPETROL S.A. que brindó al apoyo económico y logístico para lograr el desarrollo profesional de sus trabajadores y generar un mayor entendimiento de los procesos misionales.

A la PhD. Luz Marina Ballesteros Rueda por su valioso esfuerzo, dedicación y aporte a este proyecto.

A German Castellanos por su aporte técnico en la implementación de simulaciones y modelamiento.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	18
1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	21
2. OBJETIVOS.....	25
2.1 OBJETIVO GENERAL	25
2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	25
3. MARCO CONCEPTUAL	26
3.1 REFINACIÓN DE PETROLEO	26
3.1.1 Principales procesos de refinación	28
3.2 UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO	28
3.3 TRATAMIENTO DE GASES PARA REMOCIÓN DE H ₂ S	31
3.4 SISTEMAS DE REMOCIÓN DE GOTAS DE LÍQUIDO ANTES DE LA SUCCIÓN DE UN COMPRESOR.....	34
3.4.1 Ciclones	34
3.4.2 Separadores Bifásicos	35
3.4.3 Separadores por Choque.....	36
3.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO	38
4. MARCO REFERENCIAL.....	41
5. DISEÑO METODOLÓGICO.....	42
5.1 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE ABSORCIÓN CON AMINA	42
5.2 SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PARA REMOVER LÍQUIDO DE LA CORRIENTE DE GASES A LA ENTRADA DEL COMPRESOR	46
5.2.1 Enfriamiento y Separador bifásico	46
5.2.2 Enfriamiento y Separadores por Choque.....	48
5.2.3 Enfriamiento y Separadores con cambio de velocidad	49

5.3 ALTERNATIVA DEFINITIVA DE IMPLEMENTACIÓN Y DISEÑO DETALLADO DEL SISTEMA	50
5.4 BENEFICIOS ECONÓMICOS AL IMPLEMENTAR LA TECNOLOGÍA	50
6. ANÁLISIS DE RESULTADOS.....	51
6.1. ANÁLISIS DE SIMULACIÓN DE LA CONDICIÓN ACTUAL.....	51
6.2 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA REDUCIR MEA LÍQUIDA EN LA SUCCIÓN DEL COMPRESOR	57
6.2.1 Implementación de enfriamiento y separador bifásico estándar	57
6.2.2 Implementación de enfriamiento y separador por choque tipo KO	59
6.2.3 Implementación de enfriamiento y separador Ciclónico.....	61
6.3 SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA A IMPLEMENTAR	66
6.4 INGENIERÍA BÁSICA DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA	68
7. CONCLUSIONES	75
8. RECOMENDACIONES.....	76
BIBLIOGRAFÍA.....	77
ANEXOS	84

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1. Recomendaciones para escogencia del modelo termodinámico.	43
Tabla 2. Condiciones de las corrientes de amina y gases a la torre de absorción.	44
Tabla 3. Resumen de tabla ANOVA y aleatoriedad de la toma de datos.....	48
Tabla 4. Condiciones del sistema actual de absorción de H ₂ S contra el sistema simulado.	52
Tabla 5. Análisis de regresión de la variable dependiente contenido de H ₂ S en los gases de salida, frente a las variables independientes.....	53
Tabla 6. Análisis de regresión de la variable dependiente contenido de H ₂ S en los gases de salida, frente a las variables independientes.....	54
Tabla 7. Análisis de regresión de la variable dependiente contenido de H ₂ S en los gases de salida, frente a las variables independientes.....	56
Tabla 8. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador bifásico estándar.	58
Tabla 9. Resultados de evaluación económica para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador bifásico estándar.....	59
Tabla 10. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador por choques.	60
Tabla 11. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador por choques.	61

Tabla 12. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador ciclónico liquido-gas.....	62
Tabla 13. Evaluación económica para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador ciclónico liquido-gas.	62
Tabla 14. Costos de mantenimiento estimado en los compresores para cada una de las alternativas propuestas y los beneficios esperados por menor mantenimiento y operación de los 2 equipos en paralelo.	64
Tabla 15. Comparación de las tres alternativas de evaluadas frente al proceso actual optimizado para reducción de MEA en la succión del compresor.	67

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Tratamiento con Amina.....	23
Figura 2.. Esquema de refinación de la Gerencia Refinería de Barrancabermeja.	27
Figura 3. Rangos de temperatura para la refinería de Barrancabermeja.	28
Figura 4. Esquema típico de una Unidad Destiladora de Crudo.	30
Figura 5. Esquema separación de gases de la unidad de craqueo catalítico UOP I y el sistema de tratamiento con amina.....	33
Figura 6. Esquema de un ciclón.....	34
Figura 7. Separador bifásico gas-líquido.	36
Figura 8. Esquemas de accesorios internos para separadores gas-liquido por choques.	37
Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.	40
Figura 10. Diagrama de simulación detallada sobre la torre de absorción de H ₂ S y CO ₂ . con MEA.	45
Figura 11. Evaluación de diseño de intercambiador de calor para remoción de MEA en los gases antes de la succión del compresor.....	47
Figura 12. Vida útil de las válvulas cargadoras de los compresores.....	63
Figura 13. Flujo de etano-etileno cargado a la planta y desvíos a la red de gas combustible.....	65
Figura 14. Diagrama esquemático del proceso de tratamiento de amina actual. ..	69
Figura 15. Diagrama esquemático del proceso de tratamiento de amina con la alternativa 2.	70
Figura 16. Datos mecánicos del intercambiador de calor según la simulación realizada.	71
Figura 17. Datos mecánicos del separador tipo K.O. Drum.....	72
Figura 18. Diseño mecánico del intercambiador de calor y plano mecánico.	73

Figura 19. Diseño mecánico y plano de construcción del separador tipo K.O Drum.
.....74

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A. Simulación del sistema actual de la torre de absorción de H ₂ S.	85
Anexo B. Simulación del separador de fases sencillo horizontal.	86
Anexo C. Simulación del sistema con separador tipo KO (Knock out).	87
Anexo D. Simulación del sistema de separación con elemento ciclónico.	88
Anexo E. Evaluación de costos de la alternativa bifásico estándar.	89
Anexo F. Evaluación de costos del separador tipo KO.	90
Anexo G. Evaluación de costos del tipo ciclónico	91
Anexo H. Evaluación económica del sistema estándar.	92
Anexo I. Evaluación económica del tipo K.O.	93
Anexo K. Resultados de análisis de sensibilidad de simulación.	95
Anexo L. Datos de proceso actual para realizar modelos de regresión y correlación de variables.	98

GLOSARIO

ANOVA: Análisis de la varianza, por sus siglas en inglés Analysis Of Variance.

CH2SGS o CMEAGS: Contenido de H₂S en gases de salida, en ppm.

DEA: La Dietanolamina es una amina secundaria utilizada en los procesos endulzadores de gas (remoción del ácido sulfhídrico).

EDR: Herramienta de simulación para intercambiadores de calor, por sus siglas en inglés Exchanger Design & Rating.

FCC: Craqueo catalítico fluidizado, por sus siglas en inglés Fluidized catalytic cracking.

FCG: Flujo de carga de gases, en lb/h.

FMEA: Flujo de amina (Mono-etanol-amina), en lb/h.

KO: Es un tipo de tecnología de separador por choques, por sus siglas en inglés Knock out Drum.

MDEA: La Metildietanolamina, es una amina terciaria utilizada en los procesos endulzadores de gas (remoción del ácido sulfhídrico).

MEA: La Monoetanolamina es una amina primaria utilizada en los procesos endulzadores de gas (remoción del ácido sulfhídrico).

TEA: La Trietanolamina, es una amina terciaria usada como inhibidor de corrosión, como emulsionante o tenso activo.

TGC: Temperatura de gas de carga, en °F.

TIR: Tasa interna de retorno, es la tasa de interés o rentabilidad que ofrece una inversión.

TMEA: Temperatura de MEA en la entrada, en °F.

UOP: Licenciador de tecnología para la industria del petróleo, por sus siglas en inglés Universal Oil Products.

VPN: Valor presente neto, método para evaluar proyectos de inversión a largo plazo.

RESUMEN

TÍTULO: DISEÑO Y SELECCIÓN DE UN SISTEMA DE RECOBRO DE AMINA EN LA CORRIENTE GASEOSA DE LA CRACKING “UOP I” ANTES DE LA UNIDAD RECUPERADORA DE ETANO-ETILENO DE LA REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA*.

AUTORES: Mauricio Morales Gamarra**.

PALABRAS CLAVES: Diseño, simulación, Cracking, EDR (Exchanger Design and Rating), ASPEN HYSYS, Sensibilidad, absorción.

DESCRIPCIÓN:

Este proyecto fue planteado con el objeto de reducir los altos costos de mantenimiento de los compresores recíprocos debido al arrastre de líquidos (Amina MEA) originado por la corriente de gases de la unidad de craqueo catalítico (UOP I), después de pasar por la sección de tratamiento con amina (MEA) para remover H₂S y CO₂. El compresor resulta ser de vital importancia para asegurar la licuefacción de los gases y lograr la recuperación de etano-etileno, el cual es materia prima para la producción de polietileno.

Se implementó simulación de procesos utilizando el modelo termodinámico “ACID GAS” el cual es un modelo especializado para simulación de absorción de gases ácidos y corrosivos como H₂S, COS y CS₂ usando aminas secundarias y/o terciarias, definido por árbol de decisiones y las recomendaciones de ASPENTECH en el uso de cada modelo termodinámico. La torre fue simulada de acuerdo con la hoja de especificación de diseño, con el objeto de alcanzar un modelo más cercano al proceso real y con una validación confiable.

Para precisar la simulación y el diseño de intercambiadores de calor se utilizó simulación de diseño riguroso bajo la herramienta EDR (Exchanger Design & Rating), obteniendo datos exactos para la construcción y las configuraciones mecánicas.

Luego se procedió con la determinaron de relaciones entre variables de procesos para definir rangos de operación óptimos y de estabilidad, donde se plantearon variables como flujo de gas de carga, flujo de amina, temperaturas del gas de proceso, presión del sistema etc.

Con este trabajo se concluye que un sistema de condensación y separación vapor-líquido garantiza la remoción del 85% de la amina en la corriente gaseosa, de tal forma que se reduce el impacto del líquido en la succión del compresor.

* Tesis de Maestría.

** Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Maestría en Ingeniería Química. Director: Dr. Sc. Luz Marina Ballesteros Rueda. Codirector: Esp. German Emilio Castellanos romero

ABSTRACT

TITLE: DESIGN AND SELECTION OF AMINE SYSTEM RECOVERY FROM CRACKING (UOP I) BEFORE GAS STREAM BEFORE LOADING AT THE ETHANO-ETHYLENE RECOVERY UNIT OF BARRANCABERMEJA REFINERY*.

AUTHORS: Mauricio Morales Gamarra**.

KEY WORDS: Modeling, simulation, Cracking, EDR (Exchanger Design and Rating), ASPEN HYSYS, absorption.

DESCRIPTION:

This project was proposed with objective to reduce maintenance costs higher of compressor in order to liquid arrested for cracking gas stream from cracking catalytic unit (UOP), after it has passed treatment section with amine (MEA) for removing CO₂ and H₂S. The compressor result to be vital to ensure gasses liquefaction and achieve ethane-ethylene recovery, which one is raw material for polyethylene production.

It was implemented a simulation of processes using the ACID GAS thermodynamic model, defined by decision tree and the ASPENTECH recommendations in the use of each thermodynamic model, which simulated the amine removal processes and the different alternatives to remove liquid from gasses stream. The tower was simulated according to the specification sheet and the different considerations of heights between plates, dimensions of plates, among others, as well as heat exchangers and liquid vapor separation drums, in order to reach a model, the closest to the actual process and with a reliable validation.

For accuracy of the simulation and design of heat exchangers, rigorous design simulation was used under the EDR (Exchanger Design & Rating) tool, thus obtaining accurate data for the construction and mechanical configurations.

Then, we determined the relationships between process variables to define optimal operating and stability ranges, where variables such as load flow, thermal load, and cooling water flow were considered like critical variables.

This work concludes that a vapor-liquid condensation and separation system that guarantees the removal of 85 % of the amine in the gas stream, so that the impact of the liquid on the compressor suction is reduced.

* Research work.

** Physicochemical Engineering Faculty. Graduated Engineering Chemistry School. Master in Chemical Engineering. Director: Dr. Sc. Luz Marina Ballesteros Rueda. Codirector: Esp. German Emilio Castellanos romero

INTRODUCCIÓN

Diariamente Ecopetrol S.A trabaja en función de sostener la cadena de abastecimiento de petroquímicos y combustibles para el país, como también la exportación de los mismos. De igual manera, su actividad genera un alto índice de rentabilidad con el mantenimiento de una carga promedio, a través de una buena práctica en los procesos de refinación, transporte y con una constante preocupación por mantener los estándares de calidad.

En la Gerencia Refinería de Barrancabermeja (GRB) se ha impulsado, en el transcurso de los años, el desarrollo de alternativas que optimicen cada uno de los procesos, eviten pérdidas económicas, disminución de carga, se mantenga la seguridad de los procesos y las personas, entre los que se encuentra el adecuado manejo de gases potencialmente contaminantes y la recuperación de insumos.

En el proceso de craqueo catalítico se genera una corriente gaseosa que se compone de Etano Etileno (C_2 , $C_2=$), Hidrógeno (H_2) y Metano (CH_4). Esta corriente es aprovechada en la unidad recuperadora de etano etileno para su posterior fraccionamiento y usada como materia prima en la producción de polietileno.

Los gases mencionados anteriormente deben ser tratados en la unidad de amina U-2870 para la eliminación de contaminantes en alta proporción, como el sulfuro de hidrógeno (H_2S) y el dióxido de carbono (CO_2); en baja proporción, como mercaptanos (RSH) y sulfuro de carbonilo (COS). Posteriormente, el gas tratado pasa a un tambor separador donde son retiradas las trazas de amina que han sido arrastradas con el gas, luego el gas ingresa a los compresores SC-2752A y SC-2752B para ser cargado a la planta recuperadora de etano etileno.

Parte de esta amina es arrastrada con el gas hasta los compresores SC-2752A y SC-2752B, ocasionando la ruptura frecuente de los componentes de las válvulas cargadoras de estos, conllevando a paradas no programadas de la unidad recuperadora de etano etileno y sus respectivas pérdidas económicas. Por lo tanto, se pretende identificar la causa generadora del arrastre de amina desde las torres hacia los compresores y de esta manera proponer alternativas que permitan la solución a este problema, mediante el diseño y selección de un sistema de separación de la misma^{1 2 3 4 5 6}.

Para tal propósito este estudio se ha organizado en siete capítulos cuyos contenidos se describen brevemente a continuación:

Capítulo I, **PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA**, se exponen las dificultades que se desean abordar y solucionar en este proyecto.

Capítulo II, **OBJETIVOS**, se enuncia el objetivo general que se desea alcanzar con este estudio, así como los objetivos más específicos que se desprenden de él.

Capítulo III, **MARCO CONCEPTUAL**, se realiza una síntesis de los aspectos más importantes sobre el desarrollo y funcionamiento de las plantas destiladoras de crudo y las viscorreductoras.

¹ ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP I. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190

² *Ibíd.*

³ . McCABE W L, SMITH J C, HARRIOTT P. Operaciones unitarias en ingeniería química. McGraw-Hill, 7ed. Ciudad de México. 2007.

⁴ ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad cracking Orthoflow. Barrancabermeja 2010

⁵ ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP II. Barrancabermeja 2010

⁶ ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP I. Barrancabermeja 2010

Capítulo IV, **MARCO REFERENCIAL**, se realiza un resumen de algunos casos de estudio en análisis energético, diseño de destiladoras y sistemas de absorción de gases ácidos y compuestos azufrados.

Capítulo V, **DISEÑO METODOLÓGICO**, se describe el desarrollo de la investigación, la selección de las variables de estudio, las técnicas y procedimientos para la recolección de los datos y análisis de la información.

Capítulo VI, **RESULTADOS Y DISCUSIÓN**, se presenta el análisis de los resultados obtenidos y la valoración de los diferentes modelamientos.

Capítulo VII, **CONCLUSIONES**, se muestran las conclusiones resultado de este trabajo de aplicación que puedan suscitar interés en la continuación de futuras propuestas.

1. PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

El crecimiento de los últimos años de la refinería de Barrancabermeja, se ha visto reflejado en un aumento en los rendimientos de productos, en ajustes de calidad, y rentabilidad, para esto ha sido necesario mejores prácticas operativas e implementación de mantenimientos mecánicos para asegurar la integridad y, por tanto, confiabilidad de los equipos.

La unidad actual que recupera etano-etileno como materia prima es indispensable para mantener el nivel de producción de polietileno en la refinería, sin embargo, esta operación es interrumpida con frecuencia por fallas en los compresores de carga a la planta, generando así un elevado costo en el mantenimiento y/o reparación de los mismos para mantenerlos siempre en operación.

Después de hacer una revisión preliminar con la metodología de los 5 por qué⁷, se pudo obtener que alrededor del 80% de las fallas del compresor obedecen a las fracturas de los diafragmas, lo cual se debe a las gotas de amina arrastradas en la corriente gaseosa originada en la unidad de craqueo catalítico (Tecnología UOP).

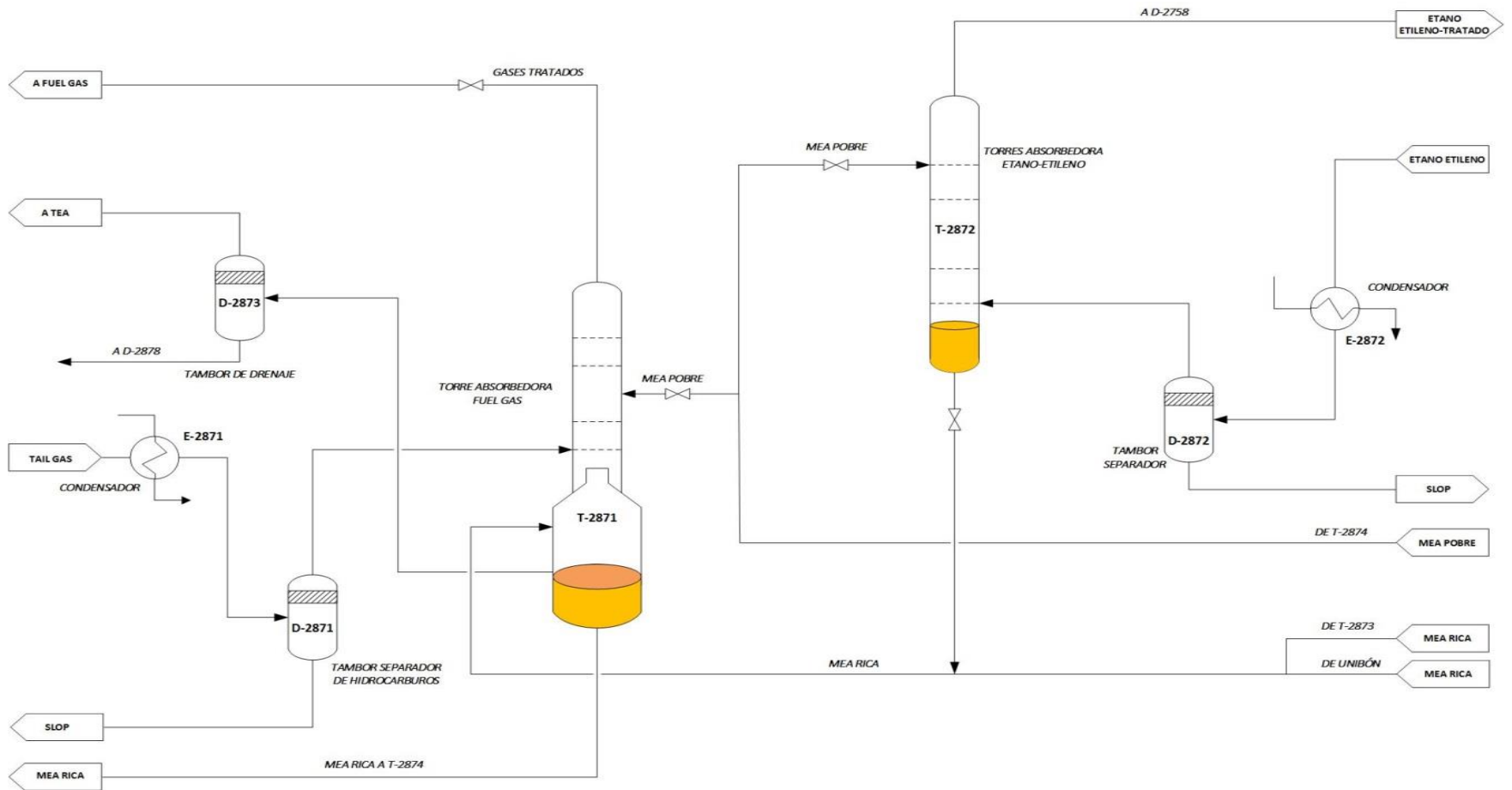
A continuación, se desglosa breves conceptos de fallas durante las revisiones realizadas por el personal de mantenimiento y operación, que representan los mayores inconvenientes:

- Amina en las válvulas cargadoras de los compresores.
- Ruptura de las válvulas cargadoras de los compresores.
- Corrosión en las partes internas de los compresores.

⁷ Esta técnica utiliza preguntas iterativas para explorar las relaciones de causa y efecto subyacentes a un problema particular. El 5 en el nombre se deriva en el número de iteraciones típicamente requeridas para resolver el problema. La técnica fue desarrollada por Sakichi Toyoda.

La absorción de H_2S y CO_2 de la corriente de etano-etileno gaseoso proveniente del proceso de craqueo catalítico (ver Figura 1) se lleva a cabo mediante el uso de una corriente de AMINA en estado líquido, operación unitaria que genera calor. Esta condición facilita el arrastre de la AMINA con el gas a través de las tuberías del sistema y como consecuencia de esto se presenta un daño mecánico en las válvulas de los cargadores de los compresores recíprocos. Estas válvulas tienen en su interior unos discos (láminas) que se cierran para comprimir y se abren para admitir gas sin embargo al entrar gotas de líquido entre los discos generan una carga extra que al no poder comprimirse fracturan la lámina y ocasiona un incremento brusco en la temperatura de descarga del compresor siendo necesario pararlo para evitar daños mayores.

Figura 1. Tratamiento con Amina.



Por lo expuesto anteriormente, esta propuesta de trabajo plantea alternativas de solución, además de la selección, modelamiento y diseño definitivo con la capacidad de retener el líquido presente en la corriente gaseosa de la succión de los compresores de la unidad recuperadora de etano-etileno. Como valor agregado evaluar qué la amina recuperada cumpla con las especificaciones para reutilizarla en el ciclo de eliminación de contaminantes de la corriente gaseosa del proceso de craqueo catalítico^{8 9 10}.

Para dar con la alternativa definitiva de solución, esta debe cumplir básicamente los siguientes requerimientos:

- Enfriar la corriente posterior a la salida de la torre de absorción para condensar en un tambor colector toda la amina que pudiera arrastrarse en forma de vapor.
- Retener mediante tecnologías de cambios de dirección, coalescencia, filtración o separación la amina presente en el gas.
- Enviar esta solución recuperada al sistema nuevamente para evitar pérdidas económicas e impactos al medio ambiente.

⁸ BAASEL, William D., Preliminary Chemical Engineering Plant Design, Elsevier, First Edition, 64 a 33

⁹ ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP I. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190

¹⁰ MEYERS, ROBERT A. Handbook of petroleum refining processes. McGraw Hill 3rd edition. United States of America. 11 on may from 2003

2. OBJETIVOS

A continuación, se puntualizan los objetivos necesarios para la culminación exitosa que motivaron la realización del presente estudio.

2.1 OBJETIVO GENERAL

Diseñar un sistema de recobro de amina de la corriente gaseosa originada en la unidad de craqueo catalítico antes de ser alimentada a la succión de los compresores de la unidad recuperadora de etano etileno.

2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar cualitativamente y cuantitativamente el sistema actual de recuperación de amina para identificar los equipos o condiciones del proceso susceptibles de mejora.
- Seleccionar alternativas de ingeniería propuestas para la recuperación de amina en la refinería de Barrancabermeja y en otros escenarios en el país y a nivel mundial.
- Diseñar mediante simulación las distintas alternativas tecnológicas existentes en el mercado que permitan incrementar la eficiencia del sistema de separación de amina.

3. MARCO CONCEPTUAL

3.1 REFINACIÓN DE PETROLEO

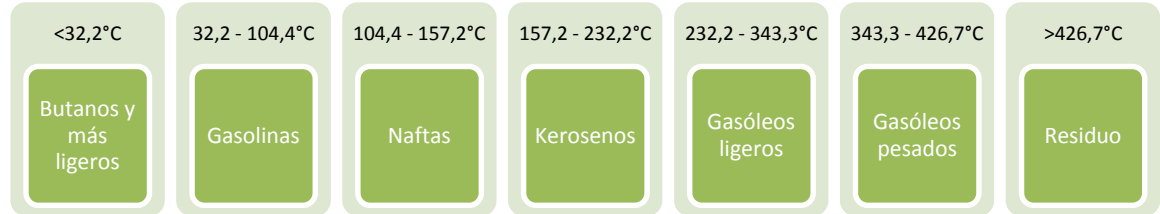
Se conoce como refinación al conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles y, además adecuar sus características a las necesidades de la sociedad, en cuanto a productos terminados.

La refinería convierte el petróleo crudo y produce una cantidad de derivados a través de una serie compleja de reacciones químicas y cambios físicos (ver Figura 1), que se engloban en las siguientes operaciones unitarias:

- Fraccionar (Ver Figura 3)
- Desintegrar
- Mezclar
- Combinar
- Tratar
- Re arreglar

Temperaturas de destilación de crudo

Figura 3. Rangos de temperatura para la refinería de Barrancabermeja.



Fuente: Manual de refinación de crudos de programación de producción GRB.

3.1.1 Principales procesos de refinación

1. Destilación atmosférica.
2. Destilación al vacío.
3. Hidrotratamiento o Hidrodesulfurización.
4. Desintegración catalítica (Obtención de gases).
5. Recuperación de azufre (Remoción de H₂S de la corriente de gases).
6. Reducción de viscosidad.
7. Alquilación.
8. Reformación.
9. Isomerización.

Para este caso en particular se hará énfasis en el marco teórico sobre las unidades de craqueo catalítico donde se obtiene la corriente de gases, y la unidad de tratamiento con amina para la remoción de H₂S de dichos gases.

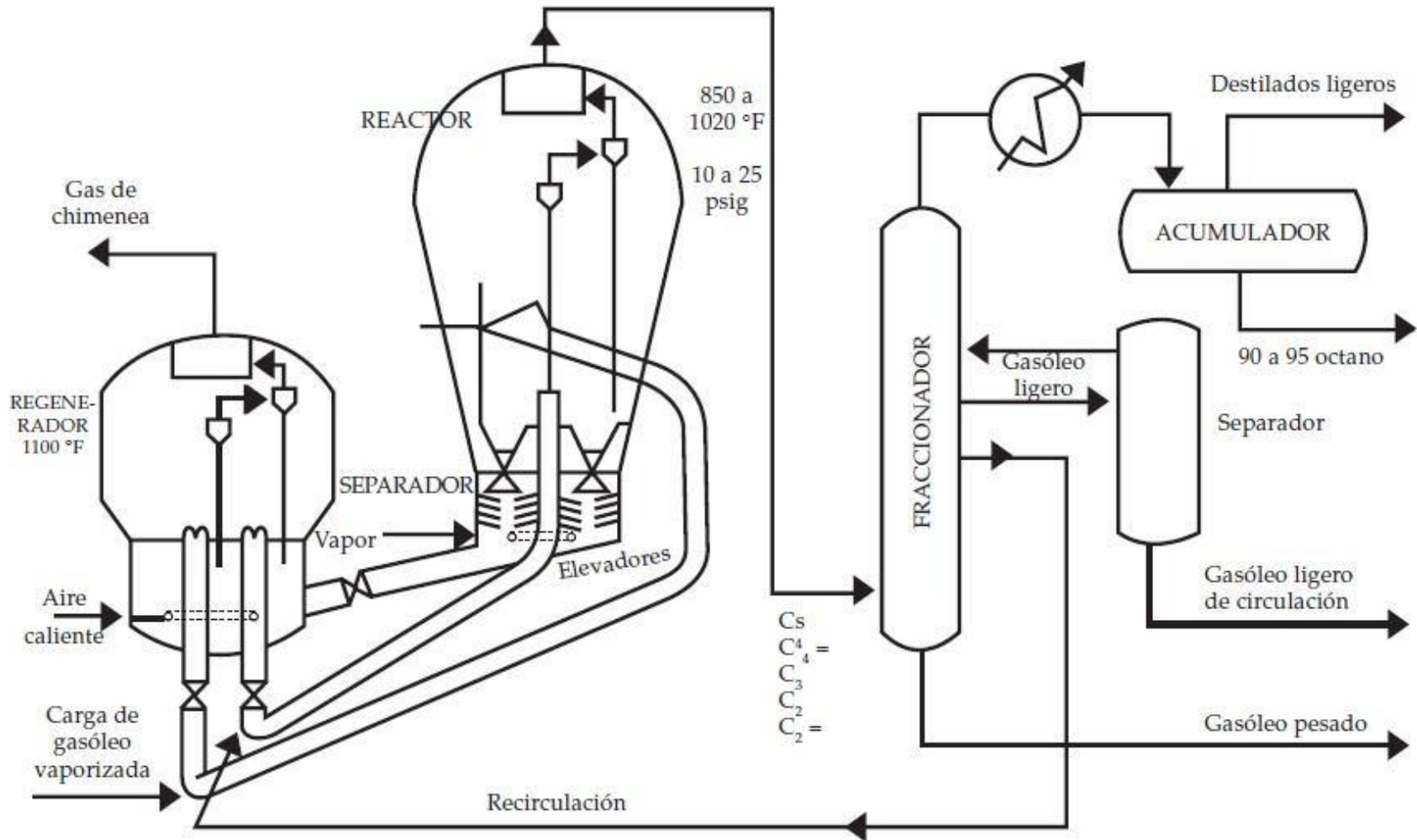
3.2 UNIDAD DE CRAQUEO CATALÍTICO

Proceso que consiste en descomponer las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas o complejas, en moléculas más ligeras y simples. Se lleva a cabo

mediante la aplicación de calor y mediante el uso de catalizadores. La utilización de este proceso permite incrementar el rendimiento a gasolina y a otros productos importantes que tienen aplicaciones diversas en la industria del petróleo y que tienen un alto valor agregado. Estas reacciones generan una cantidad de carbón que se deposita sobre la superficie del catalizador, inhibiendo la actividad del mismo. Los procesos se desarrollan en forma continua, mediante una circulación de catalizador que se contacta íntimamente con la carga. Posteriormente el catalizador se regenera por medio de la combustión del carbón producido, lo que produce la energía que requiere el sistema para funcionar (ver Figura 4).

Las fracciones del rango de ebullición intermedio (gasóleo, nafta pesada y destilados) se extraen de la sección intermedia de la torre como corrientes laterales y se envían a las operaciones finales para adecuarlos a los requerimientos de calidad para su empleo como queroseno, gasóleo diésel, fuel, combustible para aviones, material de craqueo catalítico y productos para mezclas. Algunas de estas fracciones líquidas se separan de sus residuos ligeros, que se devuelven a la torre como corrientes de reflujo descendentes. Las fracciones pesadas, de alto punto de ebullición (denominadas residuos o crudo reducido), que se condensan o permanecen en el fondo de la torre, se utilizan como fuel, para fabricar betún o como carga de craqueo, o bien se conducen a un calentador y a la torre de destilación al vacío para su posterior fraccionamiento.

Figura 4. Esquema típico de una Unidad Destiladora de Crudo.



Fuente: TORRES ROBLES Rafael & CASTRO ARELLANO, 2003 página 16

3.3 TRATAMIENTO DE GASES PARA REMOCIÓN DE H₂S

Después del proceso de craqueo catalítico, se desarrolla el proceso de fraccionamiento, donde comúnmente, en la cima se obtiene una mezcla de componentes ligeros, incluyendo H₂S, CO₂ y CO entre otros. Esta corriente es sometida a procesos de absorción, un tren de destilación, donde separan el anhídrido carbónico en primera instancia y luego compuestos como metano y etano, y, por último, retirar el propano-propileno, butanos y pentanos (ver Figura 5).

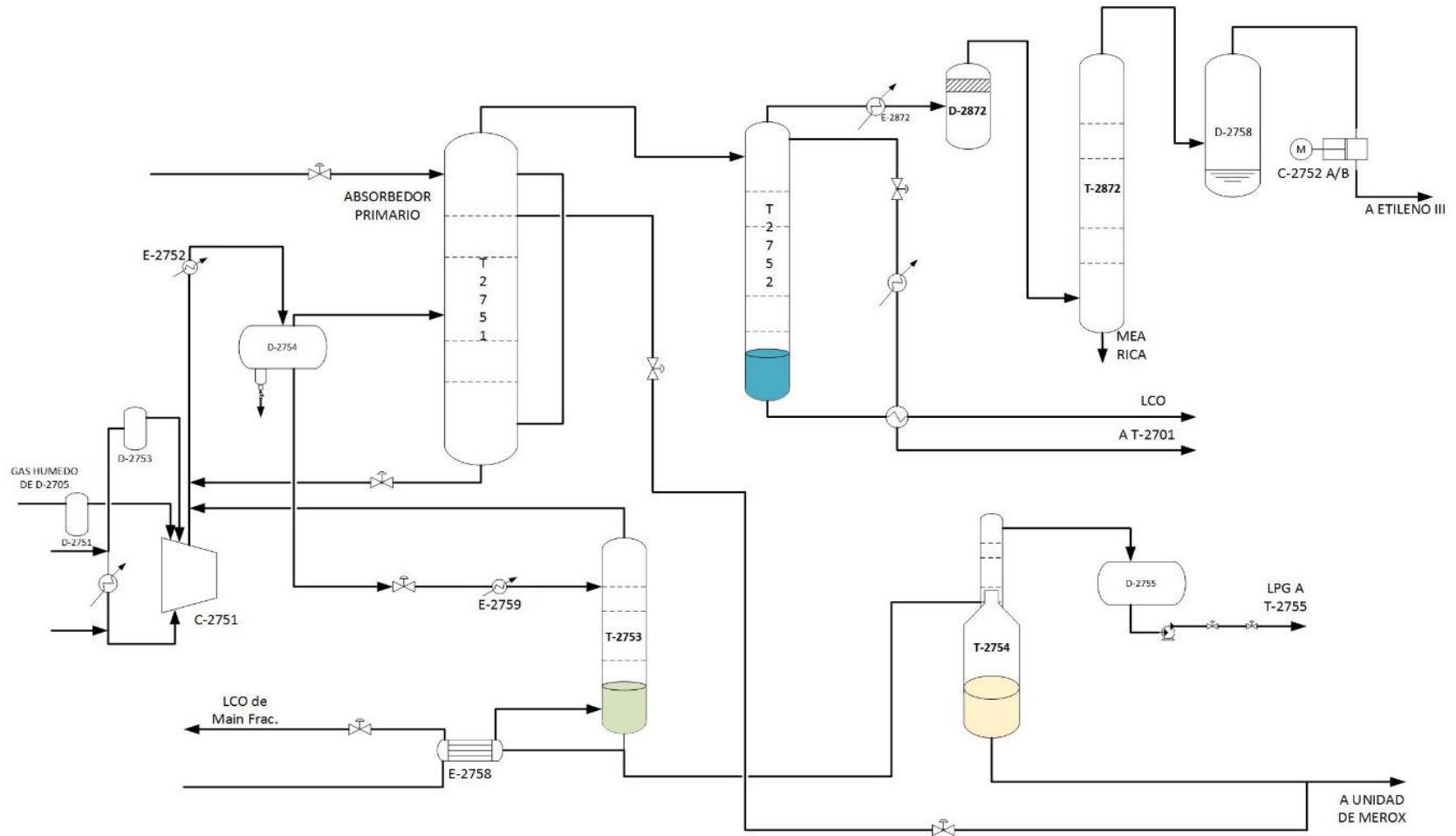
En la Figura 5, se puede detallar que el proceso inicia desde el primer tratamiento de los livianos que salen de la fraccionadora de la unidad de craqueo catalítico, pues esos livianos pasan a una unidad de compresión, para luego pasar al sistema de tratamiento de absorción con amina donde se remueve H₂S y CO₂.

Parte de los hidrocarburos condensados como butanos y pentanos se envían hacia las torres de tratamiento de gasolina liviana. Para extraer la mayor cantidad de gasolina liviana presente en los gases, se emplea como medio absorbente gasolina liviana de la torre fraccionadora de la unidad de craqueo catalítico. Esa gasolina que absorbe butanos y pentanos se envía hacia la torre despojadora para remoción de livianos como metano y etano arrastrados. Dichos gases son enviados a mezclarse con la corriente de gases resultante después de realizarse la remoción de propano, butanos y pentanos (ver Figura 5).

Los gases livianos, que en mayor proporción son hidrógeno, metano, etano, etileno y propano pasan por un proceso de tratamiento con amina para remoción de H₂S y CO₂, el cual consiste en una torre de contacto líquido-gas (ver Tabla 1), donde se suministra amina pobre como fase continua por la cima, que viene de la torre despojadora de H₂S y CO₂ para recuperar la MEA (ver Figura 1). Seguidamente la corriente de gases livianos pasa a una unidad de absorción para retirar trazas de amina y condensado de agua. Luego pasa a una unidad de compresión con inter-

enfriamiento hasta llevar los gases a estado líquido. Esta mezcla pasa a una torre donde se remueve metano e hidrógeno, quedando en el fondo etano, etileno, propano, propileno y mínimas cantidades de butanos. Dicho fondo pasa a una torre para recuperar la mezcla etano-etileno por la cima y los productos de fondo finales son propano, propileno y trazas de butanos a recuperar en la torre de producción de propano-propileno por la cima y butanos por el fondo (ver Figura 5).

Figura 5. Esquema separación de gases de la unidad de craqueo catalítico UOP I y el sistema de tratamiento con amina.

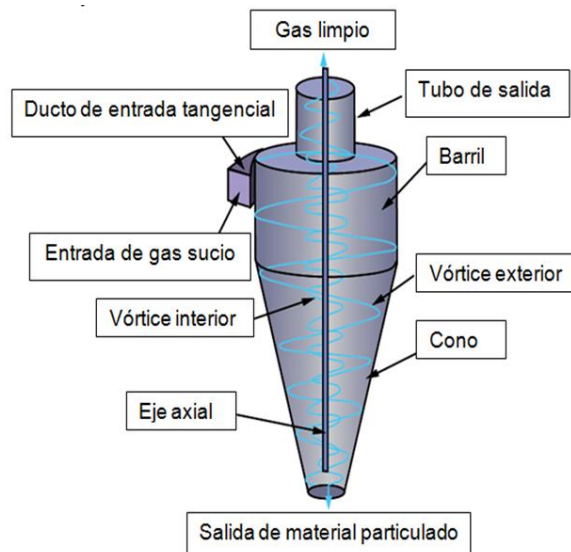


3.4 SISTEMAS DE REMOCIÓN DE GOTAS DE LÍQUIDO ANTES DE LA SUCCIÓN DE UN COMPRESOR

A continuación, se explicará brevemente algunos sistemas que pueden ser usados para la separación de la amina.

3.4.1 Ciclones “Los ciclones son colectores centrífugos en los que la entrada de aire es tangencial al cuerpo del cono, de esta manera se fuerza a las partículas a dirigirse hacia las paredes, donde perderán su energía y caerán a un colector o tolva situado en la parte inferior del ciclón como se puede ver en la Figura 66.”¹¹

Figura 6. Esquema de un ciclón.



Fuente: TPI. Estanques y ciclones ASTM A304/304L [en línea] [citado 9 de septiembre de 2015]. Disponible en: <<http://www.tpi.cl/proyectos.aspx?pid=82>>

Entre las principales ventajas de usar ciclones con esta finalidad son:

¹¹MILIARIUM.COM, Ingeniería civil y medio ambiente, [en línea] [citado 7 de octubre 2015]. Disponible en: <<http://www.miliarium.com/prontuario/MedioAmbiente/Atmosfera/Ciclon.htm>>

- Bajos costos en comparación con otros equipos.
- Falta de partes móviles, por lo tanto, pocos requerimientos de mantenimiento y bajos costos de operación.
- Las limitaciones de temperatura y presión dependen únicamente de los materiales de construcción.
- Colección y disposición en seco.
- Requisitos espaciales relativamente pequeños.

Sin embargo, presentan desventajas tales como:

- Poca adaptación a cambios bruscos en condiciones operacionales
- No pueden manejar materiales pegajosos o aglomerantes.
- Las unidades de alta eficiencia pueden tener altas caídas de presión.¹²

El diseño final implica llegar a un término medio entre la eficiencia de recolección y la complejidad del equipo. Se acostumbra diseñar un solo ciclón para una capacidad particular, recurriendo a varias unidades en paralelo sólo cuando la eficiencia de recolección prevista es inadecuada para una sola unidad.

Diversos autores (Rietema, Verner, Calvert) investigaron la duración teórica del movimiento de las partículas en el ciclón y estimaron un desempeño teórico del equipo. Varias expresiones teóricas y semi-empíricas han sido propuestas para determinar la eficiencia de captación de un ciclón, pero existen otros métodos experimentales de mayor confianza.

3.4.2 Separadores Bifásicos El principio de funcionamiento de los separadores bifásicos se basa en generar mediante una placa de choque, una disminución grande y repentina en la velocidad de los gases y un cambio brusco en la dirección

¹²ACTIVA QUÍMICA. Diseño de un Ciclón. 30 DE AGOSTO DE 2009 [en línea] [citado 9 septiembre 2015]. Disponible en: <<http://nelsoncobba.blogspot.com.co/2009/08/disenio-de-un-ciclon.html>>

de la corriente gaseosa para que el efecto combinado del choque contra la placa y la fuerza de la gravedad actúe sobre las partículas de la mezcla amina-gas haciendo precipitar las partículas de amina al fondo del recipiente.

Figura 7. Separador bifásico gas-líquido.

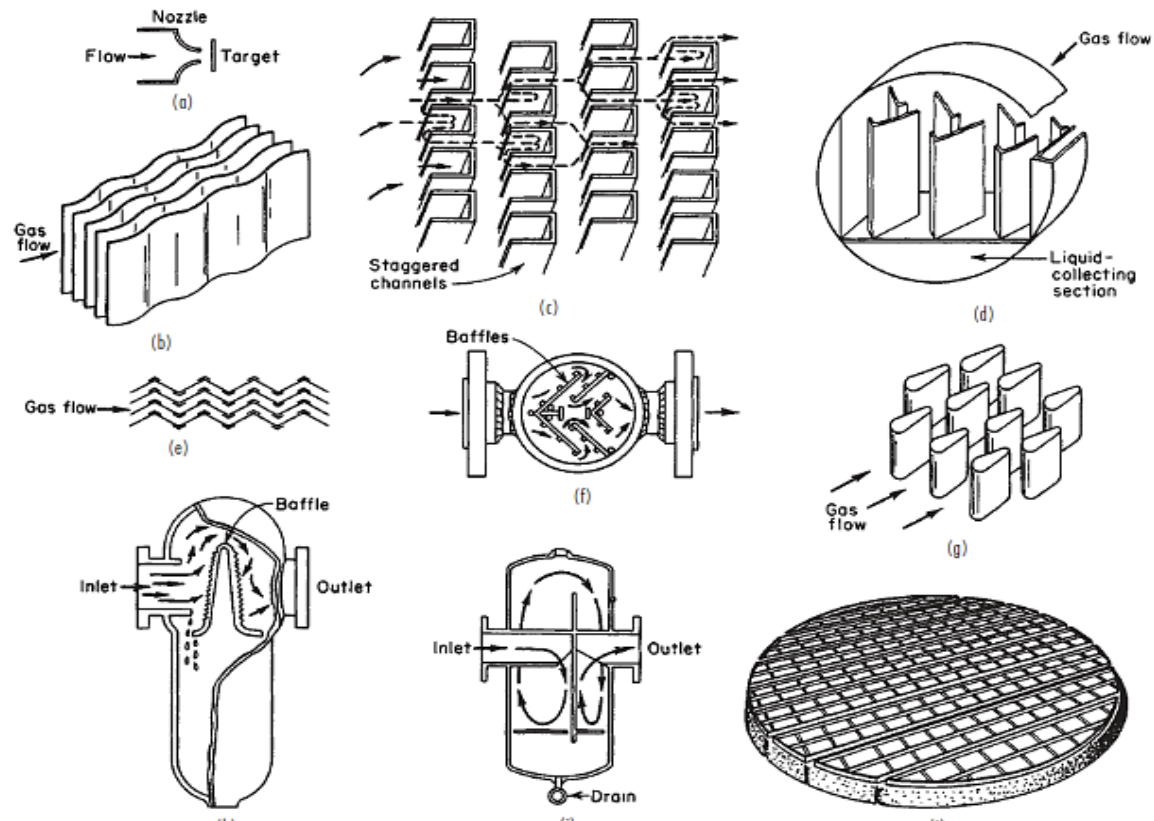


Fuente: GONELLA. Separadores bifásico y trifásico [en línea] [citado 10 septiembre 2015].
Disponible en: <http://lito-gonella.com/productos/equipos-petroleros/up-stream/>

3.4.3 Separadores por Choque. La separación por choque utiliza impactos y fuerzas inerciales para provocan la precipitación de gotas de líquidos y/o neblinas, para ello la coalescencia de la gota ocurre sobre la superficie de impacto, la cual debe cumplir con medidas precisas para drenado con el fin de evitar arrastre. Calvert estudio la recolección de líquidos por impacto sobre superficies de bancos de tubo, placas deflectoras y en zigzag, además de sistemas empacados y con malla.

Calvert, encontró que para todos estos sistemas la velocidad de gas, es fundamental para determinar la precipitación de líquidos, además de ser fundamental para determinar ángulos de deflexión, placas de impacto y superficies que permitan obtener mayor eficiencia sobre la retención de líquido en una corriente gaseosa (Ver Figura 8).

Figura 8. Esquemas de accesorios internos para separadores gas-liquido por choques.



Tipos de separadores: (a) Impactador tipo Jet, (b) platos ondulados, (c) pasos escalonados, (d) extractor tipo veletas, (e) separador angular, (f) separador de choque, (g) separador de alavés, (h) Separador horizontal tipo E, (i) Separador PL, Separador con demister.

Fuente: ROBERT Perry, Handbook, pág 14-85. Edición 2004.

Los sistemas anteriores resultan los más utilizados para este tipo de proceso y para las condiciones actuales. También son utilizados tamiz molecular y sistemas de secado utilizando bauxita, pero estos resultan favorables para cuando el contenido de contaminantes como azufre y agua, y además de líquidos condensables son inferiores a 200 ppm, pues para cantidades mayores a estas, resultan equipos de grandes tamaños, equipos para remoción de grandes cantidades de calor además de sistemas de control robustos y PLC para coordinación de las actividades de regeneración para una operación continua, es decir, se utilizarían tecnologías manteniendo una alta relación en Costo/beneficio, sin lograr resultados esperados. Cabe resaltar que estos sistemas tienen selectividad de retención de moléculas de acuerdo con polaridad de la misma y esto presentaría pase y/o excesiva saturación llevado a proceso de regeneración de muy corto tiempo^{13 14 15 16}.

3.5 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

La simulación en estado estacionario es una herramienta que permite análisis de factibilidad y sensibilidad a los esquemas operativos para el desarrollo de un proyecto. Para este caso una simulación de procesos, permitirá identificar el mejor escenario para lograr la mayor recuperación de condensables en los gases antes de llegar a la succión del compresor. Se construirán modelamientos con ASPEN HYSYS de *AspenTech*®, seleccionando el paquete termodinámico apropiado (Ver Figura 9) que defina el comportamiento de las sustancias y a su vez el proceso a representar, para asegurar resultados con un intervalo de confianza dentro del 95%,

¹³ MEYERS, Roberts, Handbook Petroleum Refining Process, Mc Graw Hill, Third Edition, pag. 321 a 563

¹⁴ ULLMANS. Handbook Petrochemical Process, Mc Graw Hill, Fourth edition, Volumn II, pag 124 – 187

¹⁵ LUDWING, Ernest., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Butterworth-Heineman, Third Edition, Volumn I.

¹⁶ LUDWING, Ernest., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Butterworth-Heineman, Third Edition, Volumn II

lo cual se definirá por análisis de sensibilidad y variabilidad. Para sostener la rigurosidad del modelamiento se realizará una construcción integrada incluyendo los módulos de bombas, válvulas, además de emplear la integración modulo ASPEN EDR, especializado para el diseño y construcción de intercambiadores de calor. Con esta forma se construirá el modelo computacional que cumpla con la filosofía de las operaciones unitarias; de tal forma que se aseguren los balances de masa, energía, condiciones de equilibrio, volatilidad, absorción, relaciones hidráulicas y demás procesos de transferencia a determinar en el sistema que se desea desarrollar. Esta estructura de modelamiento tiene como ventaja el hecho de que cada sistema de ecuaciones se resuelve consecutivamente, con lo cual es posible el análisis del comportamiento del proceso ante perturbaciones de las distintas variables de entrada. Además permite analizar específicamente el rendimiento de los distintos métodos de resolución, y representar el comportamiento del proceso^{17,18}

A diferencia de otros simuladores, ASPEN PLUS, cuenta con más de 50 operaciones, es un simulador modular capaz de construir un proceso con más de 30 recirculaciones, lo cual es limitante para otros cuyo máximo es 20 reciclos, su forma modular y secuencial permite desarrollar modelos estables y con estimaciones con respecto a un proceso real con el 95% de intervalo de confianza. Además, este simulador cuenta con múltiples licencias en la empresa y ha sido avalado por el Departamento de Ingeniería de Proceso como herramienta tecnológica para la evaluación y desarrollo de ingeniería conceptual para proyectos de alto impacto en la refinería y en Ecopetrol en general.

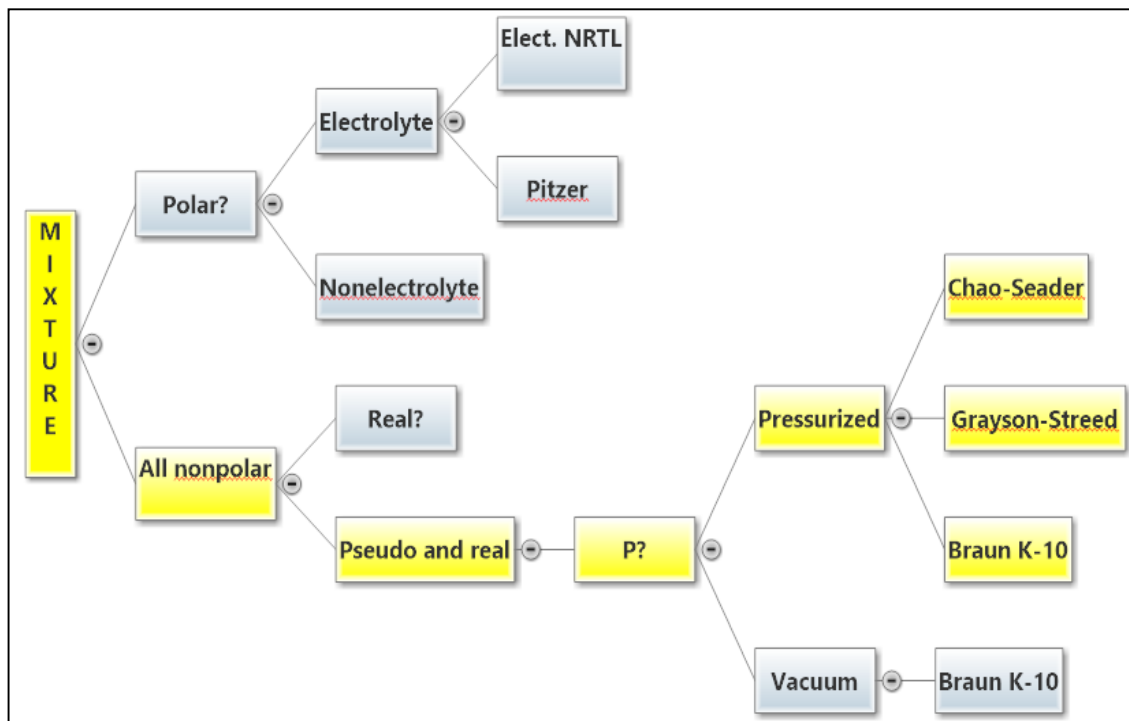
La simulación ha tomado gran aplicabilidad en la industria debido a que permite escalar condiciones de procesos y evaluar rangos de operabilidad de un proceso,

¹⁷ PERRY, Robert, Manual del ingeniero químico tomo III, Mc Graw Hill, Sexta edición, pag. 11-1 a 11-47

¹⁸ ASPEN TECH. [en línea] [Citado el 10 de julio de 2015] Disponible en Internet: <<http://www.aspentech.com/hysys/>>.

sin tener que afectar el proceso realizando movimientos y pasos escalones que van en contra de la estabilidad de la operación. Los simuladores permiten hacer pruebas que en muchos casos ha sido confiable, y esto en gran parte obedece a la destreza del evaluador de la simulación, en llevar a cabo un modelo que permita definir el comportamiento de un proceso con una certeza y validación de los resultados.

Figura 9. Diagrama de flujo para la selección del paquete termodinámico.



Fuente: [en línea] [citado 10 septiembre 2015]. Disponible en: <<http://www.che.utah.edu/~sutherland/PropertySelection.pdf>>

4. MARCO REFERENCIAL

En la refinería de Cartagena, durante el proyecto de expansión de la refinería, se aplicó la tecnología de separador por choques, tipo KO (Knock out Drum), de UOP. Justo se instaló el equipo después de la torre de absorción con amina (MDEA), para remoción de H₂S en la corriente gaseosa. El separador se instaló para evitar que gotas de líquido arrastradas por el gas, lleguen a la succión del compresor de la unidad de Hidrocraqueo de gasóleo. Esto con el fin de reducir las intervenciones de mantenimiento y deterioro de los sellos secos del compresor, además de las pérdidas de producción (Diésel y Kerosene) debido a paradas no programadas por fallas del compresor por el contenido de líquido en los internos (Manual de HCU Refinería de Cartagena Reficar S.A.).

En la unidad de FCC, después del tratamiento de gases con amina, justo a la salida de la torre de absorción, se encuentra un enfriador y después de este, se encuentra instalado un separador líquido-gas del tipo KO, el cual posee demister y baffles para cambio de dirección y de impacto, todo esto para eliminar gotas de líquido antes de la succión de compresor (Manual de FCC Refinería de Cartagena Reficar S.A.).

La compañía UOP (Universal Oil Products) ha implementado en todos los sistemas de absorción con amina, sea MDEA, MEA o DEA, la instalación de un separador bifásico del tipo KO, sobre la corriente de salida de los gases de la torre de absorción, para evitar que al compresor le llegue líquidos en la succión. Esto lo han implementado debido a las múltiples reclamaciones y recomendaciones por garantía de operación de las plantas que han instalado a nivel mundial como Colombia, Argentina, Brasil, Arabia Saudita, entre otros (UOP technology Handbook).

5. DISEÑO METODOLÓGICO

En esta sección se presentan las características metodológicas del estudio realizado, así como los aspectos organizativos y el diseño de la investigación: proceso metodológico, integración de variables y mediciones de campo y técnicas empleadas en los análisis estadísticos de los datos, evaluación de costos y análisis económico de alternativas. Además de modificaciones y transformaciones en las condiciones de operación para el sistema de recuperación sugerido en este trabajo de aplicación.

5.1 SIMULACIÓN DEL SISTEMA ACTUAL DE ABSORCIÓN CON AMINA

Inicialmente se realizó la toma de datos y caracterización de las corrientes como la amina y los gases para evaluar la torre de absorción actual y realizar validación de una simulación del caso base. Además, desarrollar la simulación teniendo en cuenta hojas de especificaciones de equipos, diagramas de bandera en diferentes situaciones del proceso para poder asegurar escenarios comparativos de los diferentes esquemas.

Para realizar la simulación, inicialmente se planteó una revisión de los modelos termodinámicos factibles, tomando como método de análisis el árbol de decisiones y siguiendo el asistente de modelos de AspenTech® que muestra un flujograma de la definición de cada modelo y los mejores resultados de acuerdo con cada situación, fueron probados modelos como Peng-Robinson, SRK (Sour Redlich Kong), Grayson Streed entre otros, algunos resultados mostraron no-convergencia y en otros caso los resultados estuvieron extremadamente desviados de la estimación inicial. Para este caso el paquete termodinámico del flujograma que

resultó de la escogencia fue “ACID GAS”, altamente compatible para mezclas de gases como H₂, H₂S, COS y CO₂ en contacto con líquidos como aminas (MEA, DEA, MDEA, TEA, entre otras), para mayor información ver Tabla 1 y Figura 9.

Después de la escogencia del modelo, se procedió a cargar las composiciones, condiciones de corrientes (ver Tabla 2), y plantear una simulación rigurosa de la torre de absorción de H₂S y CO₂, que actualmente está en operación cumpliendo con la funcionalidad de remover dichos contaminantes presentes en los gases de la unidad FCC, escogiendo un modelo de absorción de Aspen HYSYS llevándolo a modelamiento detallado, con objeto de determinar el porcentaje de agua y amina arrastrado por los gases hacia la succión del compresor (ver Figura 9 y 10). Esto también lleva como objeto corroborar el modelo termodinámico y la similitud de la simulación de dicha torre frente a los datos de la torre en corrida real. Además de hacer un comparativo de los resultados de simulación frente al análisis de variabilidad de resultados de laboratorio de las corrientes de carga como amina y gases livianos con concentración de H₂S inferior a 10 ppm, con arrastre de amina y agua (ver Figura 10).

Tabla 1. Recomendaciones para escogencia del modelo termodinámico.

Tipo de proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Procesamiento con amina	ACID GAS, ACID GAS MEPG
Procesamiento de gas criogénico	PR, PRSV
Separación de aire	PR, PRSV
Torres atmosféricas de crudo	PR y sus variantes, Grayson Streed (GS)
Torres a vacío	PR y sus variantes, GS, Braun K10, Esso
Torres de etileno	Lee Kesler Plocker
Sistemas con alto contenido de H₂	PR, Zudkevitch-Jofee (ZJ), GS
Reservorios	PR y sus variantes
Sistemas de vapor	ASME Steam, Chao Seader, GS
Inhibición de hidratos	PR

Tipo de proceso	Paquete Termodinámico recomendado
Productos químicos	Modelos de actividad, PRSV
Alquilación de HF	PRSV, NRTL
Hidrocarburos-agua (alta solubilidad del agua en HC)	Kabadi Danner
Separación de hidrocarburos	PR, SRK
Aromáticos	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Producción de éter (MTBE, ETBE, teramil metil eter TAME)	Wilson, NRTL, UNIQUAC
Plantas de etilbenceno/estireno	PR, SRK O Wilson, NRTL, UNIQUAC (según la tecnología de producción)
Producción de ácido tereftálico	Wilson, NRTL, UNIQUAC

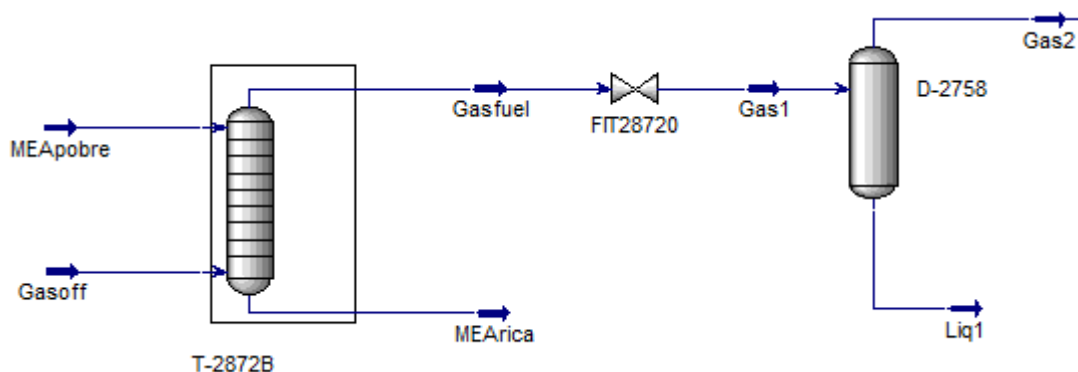
Fuente: ASPEN-TECH®, Honeywell

Tabla 2. Condiciones de las corrientes de amina y gases a la torre de absorción.

Parámetros	Carga de Gases	Amina
Temperatura, °F	110	119
Presión, psia	204,7	260
Flujo vol. Estándar, MMSCFD	11,16	
Flujo másico, lb/hr	22000	11020
Flujo molar, lbmol/h	1125	356
<i>Composición molar</i>		
H ₂ O	0,75	75
O ₂	0,13	
N ₂	9,55	
H ₂ S+CO ₂	0,05	
CO	1,88	
H ₂	24,59	
CH ₄	28,71	
C ₂ H ₄	14,79	
C ₂ H ₆	13,77	
C ₃ H ₆	4,12	

Parámetros	Carga de Gases	Amina
C ₃ H ₈	1,10	
C ₄ H ₈	0,20	
iso-C ₅ H ₁₂	0,29	
C ₄ H ₁₀	0,06	
C ₅ +	0,01	
MEA	0	25

Figura 10. Diagrama de simulación detallada sobre la torre de absorción de H₂S y CO₂ con MEA.



Al revisar los resultados de la Tabla 4 en análisis de resultados, se puede detallar que el modelo termodinámico y el modelamiento de la torre absorbidora con MEA quedó validada frente al proceso real con un intervalo de confianza del 95%.

En los Anexos del 11 hasta el 13, se encuentran los resultados del análisis de sensibilidad que se comparó frente a los resultados del proceso de planta. Los resultados recopilados y comparados se encuentran en la Tabla 7 de la sección los análisis de resultados.

5.2 SELECCIÓN DE LAS ALTERNATIVAS PARA REMOVER LÍQUIDO DE LA CORRIENTE DE GASES A LA ENTRADA DEL COMPRESOR

Se revisaron múltiples tecnologías implementadas para retirar gotas de líquidos en gases para evitar problemas en sistemas de compresión. Inicialmente se planteó la alternativa de instalar un tamiz molecular pero debido a que este material es selectivo para un solo componente, se aumentarían los altos costos puesto que habría que colocar un tamiz para cada uno de los componentes involucrados en el proceso, por lo tanto, esta alternativa se determinó inviable y no fue incluida en las alternativas mencionadas posteriormente. A continuación, se describen como se desarrollaron las simulaciones de las tecnologías seleccionadas, las evaluaciones de costo y la evaluación económica.

5.2.1 Enfriamiento y Separador bifásico Para la simulación de esta alternativa, se parte del caso base que es la torre de absorción y el separador; luego la adición de un intercambiador de calor tipo tubo-coraza, para enfriar y poder lograr condensación de agua y amina para ser removido luego por otro separador. La evaluación del intercambiador se realiza con la herramienta Aspen EDR, que permite el diseño y clasificación mecánica del equipo, definiendo hidráulica y límites máximos de operación (Ver Figura 11).

Figura 11. Evaluación de diseño de intercambiador de calor para remoción de MEA en los gases antes de la succión del compresor.

The image shows a software interface for heat exchanger design, specifically the 'Tube Layout' tab. The interface is organized into several sections:

- Geometry:** Includes dropdown menus for 'Front head type' (A - channel & removable cover), 'Shell type' (E - one pass shell), 'Rear head type' (S - floating head with backing device), and 'Exchanger position' (Horizontal).
- Shell(s):** Includes input fields for 'ID' (956,59 mm), 'OD' (980,59 mm), 'Series' (1), and 'Parallel' (1).
- Tubes:** Includes input fields for 'Number' (240), 'Length' (6 m), 'OD' (19,05 mm), and 'Thickness' (1,65 mm).
- Tube Layout:** Includes a dropdown for 'Use existing layout', and input fields for 'Tubes' (839), 'Tube Passes' (2), 'Pitch' (25,4 mm), and 'Pattern' (90-Square).
- Baffles:** Includes input fields for 'Spacing (center-center)' (250 mm), 'Spacing at inlet' (211,71 mm), 'Number' (22), and 'Spacing at outlet' (211,71 mm). It also includes dropdowns for 'Type' (Triple segmental), 'Tubes in window' (Yes), 'Orientation' (Vertical), and 'Cut(%d)' (15).

Seguidamente, la simulación de dicha alternativa fue llevada a un análisis de sensibilidad, con lo cual se determinó el comportamiento del proceso de remoción de MEA y agua en función del flujo de carga de gases, temperatura y flujo de amina, para luego desarrollar un análisis de optimización teniendo en cuenta la superficie de respuesta y modelos de regresión, permitiendo definir rangos óptimos de operación. En la Tabla 3, se muestra la variabilidad de factores como carga de MEA y gases, y su influencia en la variable de salida, contenido de MEA en los gases a la succión del compresor. Para la evaluación tanto de los datos de proceso real como proceso simulado se planteó un modelo factorial del tipo 2^k , donde se plantearon dos niveles con repetitividad de 3 y reproducibilidad de 3. Se tomaron tres valores para cada factor.

Tabla 3. Resumen de tabla ANOVA y aleatoriedad de la toma de datos.

ANOVA	Variable Resultante		Concentración de Amina en los gases de salida
	Flujo de amina [lb/h]		
Carga [lb/h]	10000	11000	12000
20000	1	10	19
	2	11	20
	3	12	21
22000	4	13	22
	5	14	23
	6	15	24
24000	7	16	25
	8	17	26
	9	18	27

Después se procedió a desarrollar una estimación de costos clase V, es decir con una desviación de 50%, para ello se determinó costo de equipos mayores, costos de instrumentos de control, tuberías, accesorios entre otros. Todo esto fue necesario para la evaluación económica, tomando tiempo de evaluación del proyecto 10 años, teniendo en cuenta tanto el valor presente neto (VPN) como la tasa interna de retorno (TIR). Al final, todo esto con el objeto de comparar frente al caso base y las otras alternativas los beneficios y el costo capital.

5.2.2 Enfriamiento y Separadores por Choque En esta alternativa igual incluye un sistema de enfriamiento tipo tubo-casco, para condensar MEA y agua, de la misma forma que la anterior se utilizó Aspen EDR, para el diseño del intercambiador de calor. Luego del diseño del intercambiador se diseñó un separador por choque, el cual consiste en un sistema con diferentes bafles de choque, para simular los contactos.

También en este caso se realizó análisis de sensibilidad manteniendo las mismas variables dependientes (Contenido de MEA, temperatura de rocío, temperatura final

del gas ácido) y variables independientes (Flujo de gas de carga, flujo de amina), con lo cual se realizaron análisis de variabilidad, obtención de ecuación de regresión, superficies de respuestas y por último rangos de optimización de la simulación.

De igual forma que para la alternativa anterior, se procedió a desarrollar una estimación de costos clase V, validando costo de equipos mayores, costos de instrumentos de control, tuberías, accesorios, entre otros de acuerdo con los indicadores unitarios internacionales económicos de equipos industriales. Todo esto fue necesario para la evaluación económica, tomando tiempo de evaluación del proyecto 10 años, teniendo en cuenta tanto el valor presente neto (VPN) como la tasa interna de retorno (TIR). Al final, todo esto con el objeto de comparar frente al caso base y las otras alternativas los beneficios y el costo capital.

5.2.3 Enfriamiento y Separadores con cambio de velocidad Esta alternativa, incluye el enfriador tipo tubo-casco, requerida en la disminución de la temperatura de la corriente para alejar del estado de equilibrio la MEA y el agua, presentes en el gas. Para remover el líquido, en este caso se planteó con un separador tipo Ciclón bifásico.

Para realizar un comparativo con respecto a los casos anterior y el proceso actual, se desarrolló la optimización utilizando un análisis de sensibilidad teniendo en cuenta las variables resultantes y los factores de variabilidad tenidos en cuenta para las alternativas anteriores. De igual forma se desarrollaron evaluaciones estadísticas como regresión, análisis Anova de la regresión, superficies de respuesta, para final determinar rangos óptimos de simulación.

Con la simulación se logró determinar diseños de equipos de transferencia de calor, tuberías, válvulas de control, bombas entre otros, con el objeto de realizar la evaluación de costos clase V, lo cual es necesario para la evaluación económica de

la propuesta teniendo en cuenta un periodo de 10 años del proyecto, determinando valor presente neto (VPN) y tasa interna de retorno (TIR).

5.3 ALTERNATIVA DEFINITIVA DE IMPLEMENTACIÓN Y DISEÑO DETALLADO DEL SISTEMA

Después del desarrollo de la simulación, el análisis de sensibilidad, la evaluación de costos y económica, se llevó a cabo una comparación entre las alternativas con lo que se definió la alternativa definitiva. Una vez se seleccionó la alternativa más viable se procedió al diseño detallado de la ingeniería necesaria para implementar la tecnología seleccionada.

5.4 BENEFICIOS ECONÓMICOS AL IMPLEMENTAR LA TECNOLOGÍA

Se realizaron cálculos de beneficios por reducción de mantenimiento por la disminución de los condensados de MEA en la succión del compresor, por cantidad de MEA recuperada, lo cual contribuye en la disminución del flujo de amina de reposición.

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Los resultados obtenidos al emplear todo el ejercicio metodológico de la simulación, evaluación de costos y evaluación económica a las diferentes alternativas para remoción de MEA justo antes de la succión del compresor de gases de la unidad de craqueo catalítico, se muestran detallados en el siguiente orden:

6.1. ANÁLISIS DE SIMULACIÓN DE LA CONDICIÓN ACTUAL

La comparación de datos del análisis de sensibilidad de la simulación frente a los datos del proceso actual, arrojó como resultado que la simulación representa resultados del proceso actual bajo un intervalo de confianza del 95%, puesto que el valor P de probabilidad, mostró que la media del proceso simulado es similar a la media del proceso real, además que la desviación estándar en ambos casos presenta en rango y valor similar. En la Tabla 4, se muestra la comparación de la muestra y los rangos o intervalos de confianza para la comparación de muestras independientes (ver Tabla 4).

Con todo este desarrollo queda demostrado que la simulación representa al proceso real y que además el modelo termodinámico escogido predice adecuadamente el proceso.

Tabla 4. Condiciones del sistema actual de absorción de H₂S contra el sistema simulado.

Comparación bajo intervalo de confianza del 95%				
Condición	Proceso Real	Proceso Simulado	Limite. Inf.	Limite. Sup.
Carga de gases, lb/h	21900 ± 1432	22000	21000	23000
Flujo de amina, lb/h	11330 ± 579	11500	10860	12140
Temperatura de gases, °F	111 ± 19	110	103	117
H ₂ S en gases de salida, ppm	265 ± 53	306	245	367
H ₂ S en amina de salida, %	6,62 ± 2,9	6,76	6,62	6,9
MEA en gases de salida, ppm	807 ± 112	776	714	838
MEA succión Compresor, ppm	446 ± 63	432	404	460

Después de validar la simulación y los diferentes parámetros críticos de la operación, se realizó regresión multivariable con lo cual se obtuvo modelos estadísticos validados por análisis Anova. Las variables independientes como carga de gases, flujo de amina y temperatura de gases fueron evaluadas frente a la variable resultante contenido de H₂S en lo gases de salida de la torre de absorción. Al evaluar esta regresión se encontró que las variables independientes tienen una incidencia significativa bajo intervalo de confianza del 95%. Además, la ecuación 1, de acuerdo con el coeficiente de correlación de 99,75%, indica que los factores explican en un 99,75% los valores de la variable resultante bajo un intervalo de confianza del 95% (ver Tabla 5).

Tabla 5. Análisis de regresión de la variable dependiente contenido de H₂S en los gases de salida, frente a las variables independientes.

Transformación Box-Cox aplicada: potencia = -0,169922 Cambio = 0

Parámetro	Coeficiente	Error	Estadístico	Valor-P
		Estándar	T	
Flujo de MEA a torre	-0,222	0,0146	-15,195	0,0000
Temp. de MEA a torre	3,092	1,416	2,184	0,0317
Flujo de gases a torre	0,151	0,00683	22,066	0,0000
Temp. de gases a torre	11,933	1,814	6,577	0,0000

Análisis de Varianza

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	5,05178E8	4	1,26295E8	8720,31	0,0000
Residuo	1,24552E6	86	14482,8		
Total	5,06424E8	90			

R² = 99,75%

R² (ajustado por G.I.) = 99,75%

$$1 + (C_{H_2S}GS^{-0,169922-1}) / (-0,169922*(258,23^{-1,169922})) = -0,222 * F_{MEA} + 3,092 * T_{MEA} + 0,151 * FCG + 11,933 * TGC \text{ Ec. 1.}$$

en donde:

- **C_{H₂S}GS (ppm):** Contenido de H₂S en gases de salida.
- **F_{MEA} (lb/h):** Flujo de amina (Mono-etanol-amina)
- **T_{MEA} (°F):** Temperatura de MEA en la entrada.
- **FCG (lb/h):** Flujo de carga de gases.
- **TGC (°F):** Temperatura de gas de carga.

La ecuación 1 muestran que a medida que se aumenta el flujo de MEA se disminuye la concentración de H₂S en los gases de salida de la torre de absorción, caso contrario de las otras variables donde la temperatura de gases de carga por cada unidad de aumento incrementa en 12 veces la concentración de ácido sulfhídrico, caso de la temperatura de MEA que por cada grado en aumento 3 veces la concentración de dicho ácido en los gases de salida, la variable que tiene menor

efecto en este caso en el flujo de gases de carga. Esto indica que la torre de absorción cuenta con la capacidad de remoción de H₂S.

De forma similar se evaluó, el contenido de MEA en el gas de salida que llega a la succión del compresor, encontrando el efecto de cada variable independiente sobre la variable resultante (ver Tabla 6).

Tabla 6. Análisis de regresión de la variable dependiente contenido de H₂S en los gases de salida, frente a las variables independientes.

Análisis de contenido de MEA en los gases de salida de la torre, en función de variables críticas de operación

Parámetro	Coefficientes	Error Estándar	Estadístico T	Valor-P
Flujo de MEA a torre	-0,0946	0,00760522	-12,439	0,0000
Temp. de MEA a torre	9,541	0,738639	12,9167	0,0000
Flujo de gases a torre	0,0333	0,00356263	9,3514	0,0000
Temp. de gases a torre	0,884	0,946429	0,934078	0,3529

Análisis de Varianza

Fuente	Suma de Cuadrados	Gl	Cuadrado Medio	Razón-F	Valor-P
Modelo	4,60573E7	4	1,15143E7	2921,78	0,0000
Residuo	338914,	86	3940,85		
Total	4,63962E7	90			

$$R^2 = 99,27\%$$

$$R^2 \text{ (ajustado para G.I.)} = 99,24\%$$

$$C_{\text{MEA GS}} \text{ (ppm)} = -0,0946 * F_{\text{MEA}} + 9,541 * T_{\text{MEA}} + 0,0333 * F_{\text{GC}} + 0,884 * T_{\text{GC}} \quad \text{Ec. 2}$$

- **C_{MEA GS} (ppm):** Contenido de H₂S en gases de salida.
- **F_{MEA} (lb/h):** Flujo de amina (Mono-etanol-amina).
- **T_{MEA} (°F):** Temperatura de MEA en la entrada.
- **F_{GC} (lb/h):** Flujo de carga de gases.
- **T_{GC} (°F):** Temperatura de gas de carga.

De acuerdo con la ecuación 2, se puede detallar que variables aumentan el contenido de MEA en los gases a la succión del compresor, evidenciándose que la de mayor efecto es la temperatura de la amina, en segundo lugar, la temperatura de gases de carga a la torre y luego el flujo de gases de la misma. Para el caso del flujo de MEA a medida que aumenta disminuye la concentración de la misma en los gases y eso obedece al enfriamiento que genera a medida que aumenta la masa y que a su vez genera mayor absorción de H_2S , lo cual se traduce en transferencia de masa y en retiro de energía.

Con todas las ecuaciones encontradas al implementar regresión, se desarrolló un proceso de minimización de contenido de MEA en la succión del compresor sin afectar la funcionalidad y la capacidad de procesamiento de H_2S de la torre de absorción. En la Tabla 7, se muestran los resultados esperados, mediante simulación y uso de la herramienta Solver de Excel al implementar rangos óptimos de operación predeterminados para mejoramiento del proceso actual. Donde el punto óptimo muestra que la mínima cantidad de MEA en la corriente gaseosa es de 474,65 ppm y asegurando el valor menor de H_2S en los gases de salida de 33,82 ppm. Las restricciones fueron definidas de acuerdo a la hidráulica de la torre de amina y el desempeño actual de la unidad. El resto de valores de variables independientes (VI), se pueden detallar en la Tabla 7.

Tabla 7. Análisis de regresión de la variable dependiente contenido de H₂S en los gases de salida, frente a las variables independientes.

Celda objetivo (Min.)				
Celda	Nombre	Valor original	Valor final	
VR1	C _{MEA} GS	797,829	474,65	
Celdas de variables				
Celda	Nombre	Valor original	Valor final	
VI1	F _{MEA}	10000	11500	
VI2	T _{MEA}	105	86	
VI3	FGC	20000	20000	
VI4	TGC	86	86	
Restricciones				
Celda	Nombre	Valor de la celda	Fórmula	Descripcion de la Restriccion
VR2	C _{H₂S} GS	33,82	VR2<=300	Capacidad de rectificacion con soda en la T-2757.
VR1	C _{MEA} GS	474,65	VR1<=1000	Inoperabilidad total de los compresores reciprocos.
VI1	F _{MEA}	11500	VI1<=11500	Capacidad hidraulica de la T-2872B.
VI1	F _{MEA}	11500	VI1>=10000	Minimo flujo de absorbente por minima carga.
VI2	T _{MEA}	86	VI2<=105	Deficiencia de la absorcion.
VI2	T _{MEA}	86	VI2>=86	Capacidad de los intercambiadores de calor E-2873A/B.
VI3	FGC	20000	VI3<=24000	Capacidad hidraulica de la T-2872B.
VI3	FGC	20000	VI3>=20000	Minima carga a la URC UOP I con 20000 PBD.
VI4	TGC	86	VI4<=105	Deficiencia de la absorcion.
VI4	TGC	86	VI4>=86	Capacidad del intercambiador de calor E-2872B.

Al estimar los cambios que se presentarían en la planta de amina U-2870 se encontraron los siguientes:

1. Incremento de flujo de vapor en el rehervidor E-2875:

- El flujo de vapor pasaría de 16500 Lb/h a 17500 Lb/h sin afectar el flujo máximo de diseño que está en 19000 Lb/h.

2. Carga acida en la Amina rica del fondo de la T-2872B:

- La carga acida en la amina rica mejoraría bajando de 0.34 a 0.33 mol ácido/mol amina, para una carga máxima de 0.35 mol ácido/mol amina que recomienda el fabricante.

3. Generación de H₂S en la Torre regeneradora T-2874:

- La generación de H₂S en la T-2874 pasaría de 54000 SCFH a 54700 SCFH de GAA como carga a la planta de SRU II la cual tiene una capacidad de 60000 SCFH de GAA y una producción de máxima de 50 Tn/d azufre producto.

Los valores iniciales y finales para cada una de las variables mostrados en la columna cuyo título dice formula de la Tabla 7, fueron tomados de los datos de diseño.

6.2 EVALUACIÓN DE ALTERNATIVAS DE SIMULACIÓN PARA REDUCIR MEA LÍQUIDA EN LA SUCCIÓN DEL COMPRESOR

A continuación, se detallan los resultados que se esperarían de implementar alternativas seleccionadas para remover amina en la corriente de gases de salida de la torre de absorción de H₂S.

6.2.1 Implementación de enfriamiento y separador bifásico estándar Al implementar esta tecnología en simulación, se encontró que el contenido de MEA en la succión del compresor después de pasar por el sistema de remoción, se mantiene entre 215 a 290 ppm, es decir se logra reducir un 82% con respecto a lo que sale de la torre de absorción y una reducción del 42% con respecto al caso actual optimizado.

Esto indica que bajo esta alternativa se reduce la cantidad de líquido en la succión del compresor y por tanto se disminuye los impactos económicos por mantenimiento del compresor por afectación de sellos.

Después de llevar esta iniciativa a ingeniería básica y con su respectiva evaluación de costos se requieren lazos de control de nivel, medición de temperatura y presión, además de una bomba y tubería para disposición de la amina con agua hacia un sistema de recuperación de amina. Todo esto fue llevado a evaluación de costo independiente y como resultado un costo resumido se muestra en la Tabla 8, para ver detalle de este resumen de costos revisar el Anexo 5.

Tabla 8. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador bifásico estándar.

ITEM	DESCRIPCIÓN	PRECIO USD
1	Equipos Mayores	189.600
2	Sistemas Eléctricos	24.840
3	Instrumentos	82.450
4	Tuberías y accesorios	37.450
5	Ingeniería, HSE, Supervisores y Operadores	24.864
6	Subcontratación	4.900
7	Impuestos	69.180
8	Costo del proyecto	433.284
9	Administración e imprevistos	43.328
10	Costo total del proyecto (USD\$)	476.612

Con la evaluación de costos mostrada en la Tabla 8, se realizó una evaluación económica donde se desarrolló flujo de caja del proyecto a 10 años, además de tener en cuenta los costos por mantenimiento de los nuevos equipos, en la Tabla 9, se muestra el valor presente neto obtenido para esta alternativa y la tasa interna de retorno, de acuerdo a la recuperación de MEA, minimizar mantenimiento por daño de sello por liquido en la succión. Para mayor detalle revisar los Anexos 5 y 8.

Tabla 9. Resultados de evaluación económica para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador bifásico estándar.

TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)	52,6%
TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN (AÑOS):	2,8
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)	14.148,20

6.2.2 Implementación de enfriamiento y separador por choque tipo KO Al implementar esta tecnología en simulación, se encontró que el contenido de MEA en la succión del compresor después de pasar por el sistema de remoción, se mantiene entre 116 a 154 ppm, es decir se logra reducir un 97% con respecto a lo que sale de la torre de absorción y una reducción del 67% con respecto al caso actual optimizado y un 47% con respecto a la alternativa anterior (enfriamiento y separador bifásico estándar).

Esto indica que bajo esta alternativa se lograría reducir aún más la cantidad de líquido en la succión del compresor y por ende reducir incluso más los impactos económicos por mantenimiento del compresor.

Después de llevar esta iniciativa a ingeniería básica y con su respectiva evaluación de costos se requieren lazos de control de nivel, medición de temperatura y presión, además de una bomba y tubería para disposición de la amina con agua hacia un sistema de recuperación de amina. En la Tabla 10 se muestra el resultado resumido de la evaluación de costos de esta alternativa, para mayor detalle ver Anexo 6.

Tabla 10. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador por choques.

ITEM	DESCRIPCIÓN	PRECIO USD
1	Equipos Mayores	263.860
2	Sistemas Eléctricos	16.560
3	Instrumentos	77.100
4	Tuberías y accesorios	37.450
5	Ingeniería, HSE, Supervisores y Operadores	24.864
6	Subcontratación	4.900
7	Impuestos	80.699
8	Costo del proyecto	505.433
9	Administración e imprevistos	50.543
10	Costo total del proyecto (USD\$)	555.977

Además de la evaluación de costos mostrada en la Tabla 10, se realizó una evaluación económica donde se desarrolló flujo de caja a 10 años, de forma similar a la alternativa anterior, además de tener en cuenta los costos por incluir una tecnología especializada tipo KO. En la Tabla 11, se muestra el valor presente neto obtenido para esta alternativa y la tasa interna de retorno, de acuerdo a la recuperación de MEA, minimizar mantenimiento por daño de sello por liquido en la succión. Para mayor detalle ver los Anexos 6 y 9.

Tabla 11. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador por choques.

TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)	63,0%
TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN (AÑOS):	2,2
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)	4.114,61

6.2.3 Implementación de enfriamiento y separador Ciclónico Al implementar esta tecnología en simulación, se encontró que el contenido de MEA en la succión del compresor después de pasar por el sistema de remoción, se mantiene entre 90 a 121 ppm, es decir se logra reducir un 98,5% con respecto a lo que sale de la torre de absorción y una reducción del 76,6% con respecto al caso actual optimizado y un 56,9% con respecto a la alternativa de enfriamiento y separador bifásico estándar y un 11,2% por encima de la alternativa de separador por choques.

De acuerdo con los resultados de simulación de esta alternativa se logra alcanzar hasta un 99% de la remoción de líquido presente en la corriente de gas de salida de la torre de absorción.

Bajo la simulación y los resultados se definió la ingeniería básica para esta alternativa, teniendo en cuenta bombas, tuberías instrumentación y lazo de control de nivel de líquido en el separador y con ello se determinó la evaluación de costos clase V (+/- 50%). En la Tabla 10, se observa un resumen de los costos de implementar dicha iniciativa y para mayor detalle remítase a los Anexos 7 y 10.

Tabla 12. Evaluación de costos para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador ciclónico liquido-gas.

ITEM	DESCRIPCIÓN	PRECIO USD
1	Equipos Mayores	276.500
2	Sistemas Eléctricos	16.560
3	Instrumentos	69.396
4	Tuberías y accesorios	46.950
5	Ingeniería, HSE, Supervisores y Operadores	24.864
6	Subcontratación	4.900
7	Impuestos	83.442
8	Costo del proyecto	522.612
9	Administración e imprevistos	52.261
10	Costo total del proyecto (USD\$)	574.874

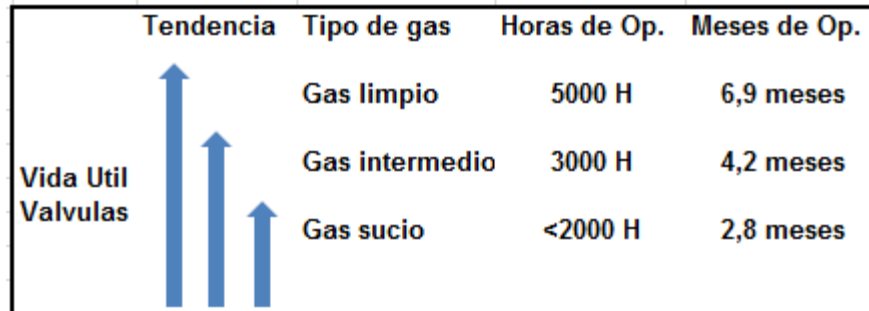
La evaluación de costos mostrada en la Tabla 12, permitió ser el inicio de revisión de costos de dicha alternativa, con lo cual fue realizada la evaluación económica donde se desarrolló flujo de caja a 10 años. Además de tener en cuenta los costos por una tecnología de mayor desarrollo. En la Tabla 13, se muestra el valor presente neto obtenido para esta alternativa, la tasa interna de retorno y el periodo de recuperación de la inversión, de acuerdo a la recuperación de MEA, minimizar mantenimiento por daño de sello por liquido en la succión. Para mayor detalle revisar los Anexos 7 y 10.

Tabla 13. Evaluación económica para la remoción de MEA, en la corriente de gases hacia la succión del compresor, utilizando enfriamiento y separador ciclónico liquido-gas.

TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)	98,3%
TIEMPO DE RECUPERACIÓN DE LA INVERSIÓN (AÑOS)	1,7
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)	7.730,25

Para estimar los costos y los ahorros por los múltiples mantenimientos a los compresores se tuvo en cuenta lo descrito por los fabricantes de las válvulas cargadoras en referencia a la calidad del gas y la vida útil como lo muestra la Figura 12.

Figura 12. Vida útil de las válvulas cargadoras de los compresores.



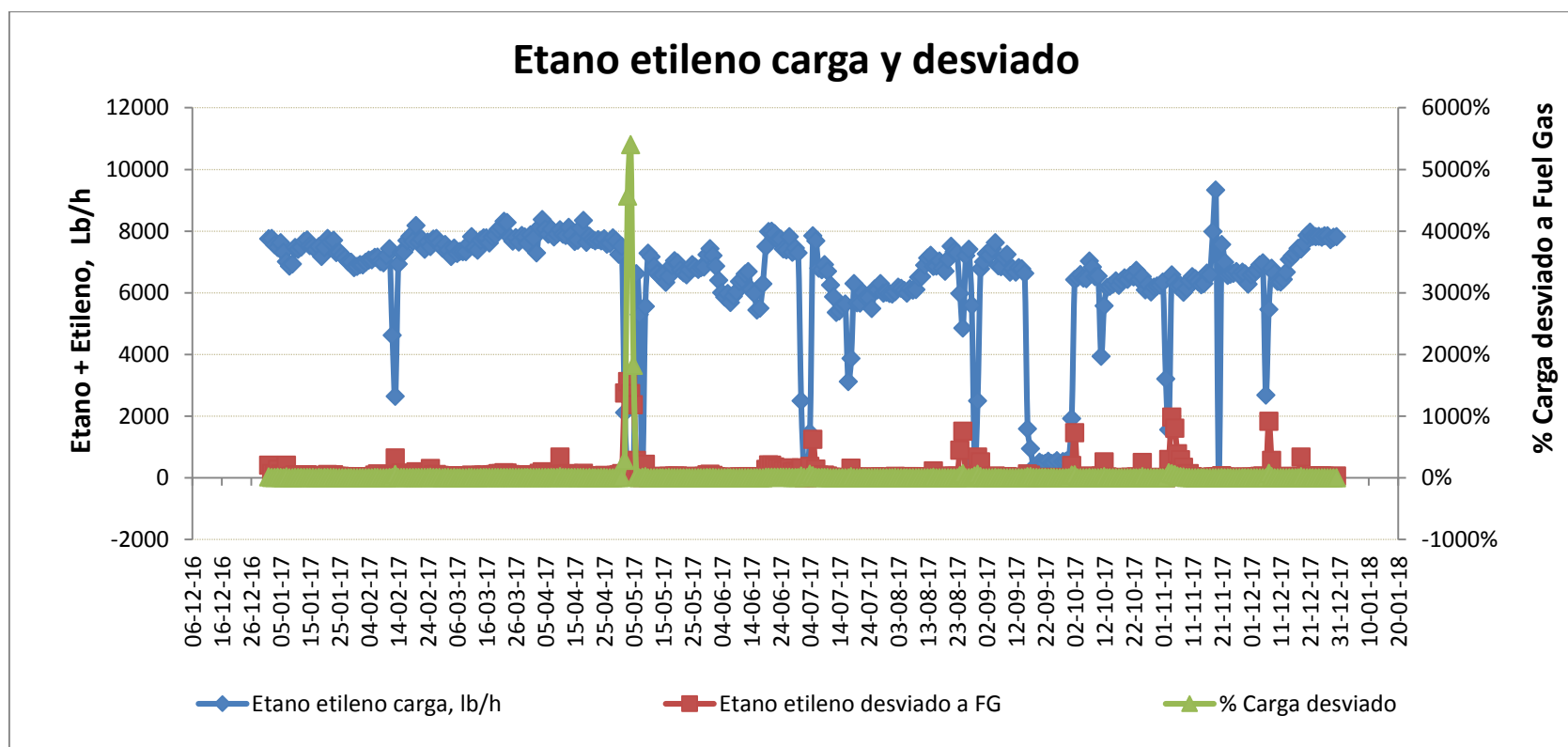
Posterior a esto se recopiló la data de los costos de mantenimiento de los compresores MC-2752A/B, el número de paradas, las horas y meses de operación para determinar los costos actuales y los beneficios esperados por la implementación de las alternativas al igual que el beneficio por la operación de los dos compresores en paralelo como se muestra en la Tabla 14.

Tabla 14. Costos de mantenimiento estimado en los compresores para cada una de las alternativas propuestas y los beneficios esperados por menor mantenimiento y operación de los 2 equipos en paralelo.

Costos de Mantenimiento y ahorros por menor numero de paradas año Compresores MC-2752A/B						
Condicion actual	Costos de Mtto. Año COP	1.102.819.740	Tiempo de Operación	4 meses	2880 H	6 Paradas/año
Implementacion Alternativa 1	Costos de Mtto. Año COP	882.255.792	Tiempo de Operación	5 meses	3600 H	4,8 Paradas/año
	Ahorro aproximado COP	220.563.948				
Implementacion Alternativa 2	Costos de Mtto. Año COP	735.213.160	Tiempo de Operación	6 meses	4320 H	4 Paradas/año
	Ahorro aproximado COP	367.606.580				
Ingresos por la operación de los compresores en paralelo cargando todo el flujo de gas a planta						
Condicion actual	Valor no recuperado por desvio a FG. COP	1.878.234.990	Tiempo de Operación	4 meses	2880 H	6 Paradas/año
Implementacion Alternativa 1	Valor no recuperado por paradas COP	345.801.072	Tiempo de Operación	5 meses	3600 H	4,8 Paradas/año
	Beneficio aproximado COP	1.532.433.918				
Implementacion Alternativa 2	Valor no recuperado por paradas COP	288.167.560	Tiempo de Operación	6 meses	4320 H	4 Paradas/año
	Beneficio aproximado COP	1.590.067.430				
Ingresos y ahorros calculados para cada alternativa						
Alternativa 1	TOTAL COP	1.752.997.866				
Alternativa 2	TOTAL COP	1.957.674.010				

El comportamiento por el desvío de etano etileno a la red de fuel gas al dejarlo de cargar a la planta se puede apreciar en la Figura 13.

Figura 13. Flujo de etano-etileno cargado a la planta y desvíos a la red de gas combustible.



6.3 SELECCIÓN DE LA ALTERNATIVA A IMPLEMENTAR

En la Tabla 15 se muestra en detalle el comparativo de las diferentes alternativas frente al proceso actual. Revisando los resultados obtenidos en cada alternativa se puede definir que la alternativa 3 ofrece la mayor remoción de contenido de MEA, por ende, disminuye al máximo la probabilidad de falla del compresor por líquido en la succión y afectación en los sellos, además que entre todas las alternativas ofrece el segundo mejor valor presente neto (VPN), pero a su vez la mayor tasa interna de retorno a pesar de ser la mayor inversión de capital al inicio.

La alternativa de ciclón (alternativa 3) se observa atractiva, pero presenta ciertas limitaciones, debido arrastres a concentraciones de líquidos inferiores a 0,05%, debido a que necesita una velocidad de gases estable para concentraciones entre 0,05 a 1% ^{19 20 21 22 23 24 25 26}.

La alternativa 2, resulta ser efectiva para el propósito requerido porque logra una disminución de líquidos en la succión del compresor similar al separador ciclónico, además que tiene un costo capital menor. Cabe resaltar que no presenta limitaciones por cantidad de líquido, pues la remoción de líquido es ligada al punto de saturación del gas y la velocidad del mismo [Liebermam, Troubleshooting].

¹⁹ PERRY, Robert, Op. Cit. P. 11.47

²⁰ *Ibíd.* P. 26-49

²¹ *Ibíd.* P. 19-59

²² MEYERS, Roberts, Handbook Petroleum Refining Process, Mc Graw Hill, Third Edition, pag. 321 a 563

²³ ULLMANS. Handbook Petrochemical Process, Mc Graw Hill, Fourth edition, Volumn II, pag 124 – 187

²⁴ MAHAJAN, Kanti K. Design of Process Equipment, Publishing Inc. Third Edtion, pag 65 to 121

²⁵ SPEIGHT, James G., Chemical and Process Design Handbook, Mc Graw Hill, First edition, 1237 a 2340.

²⁶ BAASEL, William D., Preliminary Chemical Engineering Plant Design, Elsevier, First Edition, 64 a 331

Tabla 15. Comparación de las tres alternativas de evaluadas frente al proceso actual optimizado para reducción de MEA en la succión del compresor.

	Unidad	Actual Optimizado	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
Carga de gases a la torre	lb/h	21394	22140	22340	22460
Flujo de MEA a la torre	lb/h	11234	11445	11500	11500
Temperatura de Gases de entrada	°F	86	87	87	87
Temperatura de MEA	°F	86	96	96	96
Contenido H₂S gases de salida torre	Ppm	33,8	39	47	53
Contenido de MEA gases al compresor	Ppm	474	265	152	115
Costo total del proyecto	USD		476.612	555.977	574.874
Valor presente neto del proyecto	MMUSD		4,14	4,11	7,73
Tasa interna de retorno	%		52,7	63,0	98,3
Conclusión de la evaluación de cada alternativa	-	Esta alternativa no permite mantener un DT° mínimo de 8°F entre la amina absorbente y el gas de carga ocasionando de esta forma una condensación de HC en la T-2872B y una contaminación de la amina.	Esta alternativa mejora la calidad del gas pero no al nivel que se requiere.	Esta alternativa mejora la calidad del gas a niveles aceptables.	Esta alternativa mejora la calidad del gas a niveles razonables sin embargo la variación del flujo de gases no permite garantizar unas velocidades adecuadas en el ciclón y puede generar mayores arrastres de líquido.
Selección de la alternativa		No viable	Viable 2da Opción	Viable 1era Opción	No viable

6.4 INGENIERÍA BÁSICA DE LA ALTERNATIVA SELECCIONADA

Se llevó la simulación de la tecnología seleccionada (Alternativa 2) de forma rigurosa, calculándose balance energético, análisis hidráulico, diseño mecánico de bombas e intercambiadores y diseño mecánico del separador tipo K.O. Drum. En la Figura 14 se observa el diagrama esquemático actual y en la Figura 15 el diagrama esquemático con la alternativa seleccionada (Alternativa 2).

En la Figura 16, se muestra un resumen del detalle mecánico del intercambiador de calor utilizado para el enfriamiento de los gases para lograr la remoción de MEA condensada. De esta misma forma se construyó las hojas de especificaciones mecánicas de cada equipo a utilizar en el proceso de remoción de MEA para esta alternativa específica. Para mayor detalle de la ingeniería básica a implementar, ver las Figuras 17 a la 19.

El intercambiador tiene una longitud de 6 metros, es de tipo horizontal y el número de tubos por paso es $240\sqrt{2}$, con 22 baffles de tipo triple segmental y orientación vertical, con diámetro interno de 956 mm y diámetro externo de 980 mm. El diámetro interno de los tubos es de 19,05 mm y el diámetro externo de 25,4 mm. La caída de presión en la carcasa es de 1,174 y en los tubos es de 0,9991. El separador tipo K.O. Drum tiene una altura de 3,702 m y diámetro de 1,87 m.

Figura 14. Diagrama esquemático del proceso de tratamiento de amina actual.

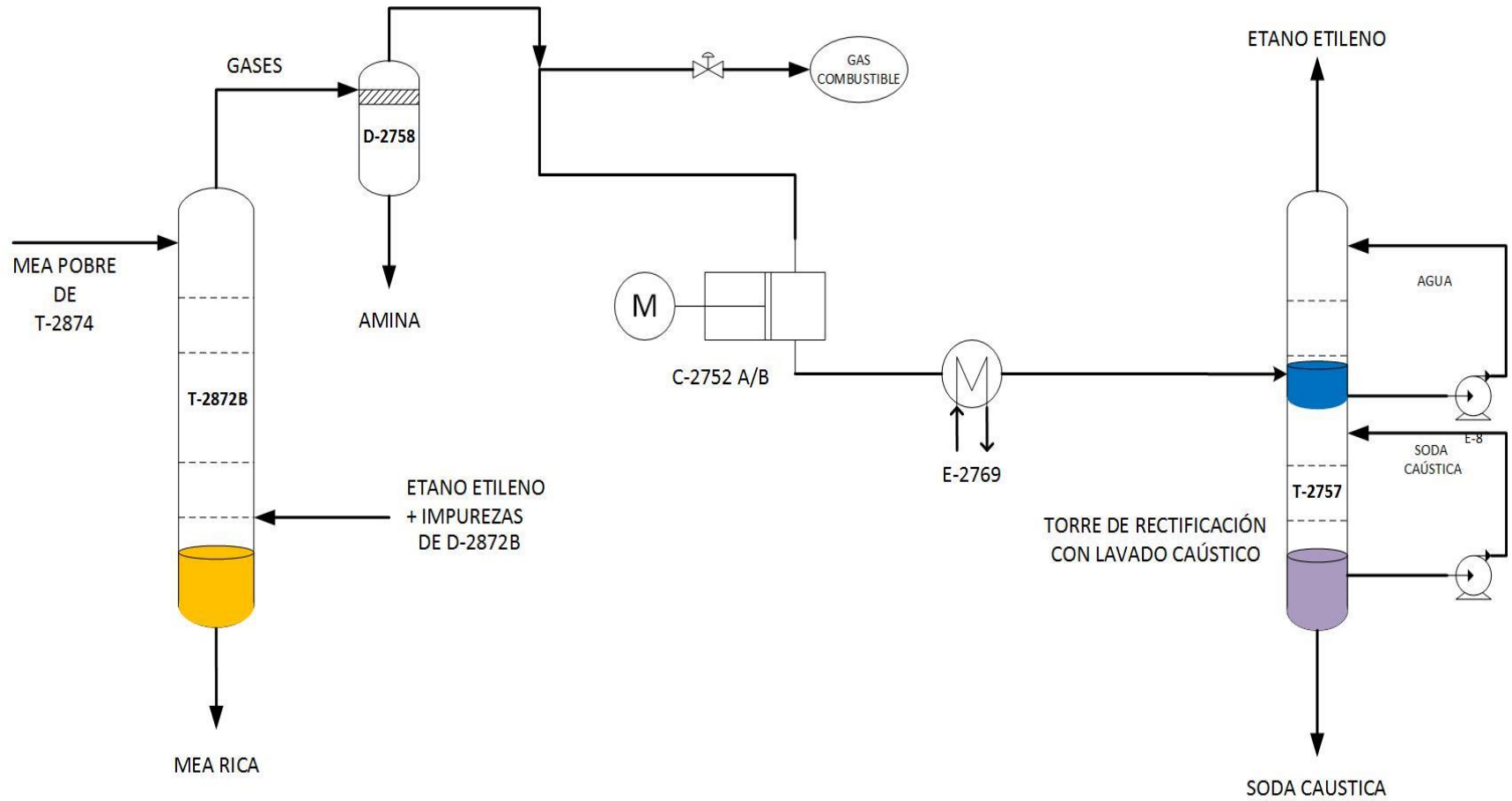


Figura 15. Diagrama esquemático del proceso de tratamiento de amina con la alternativa 2.

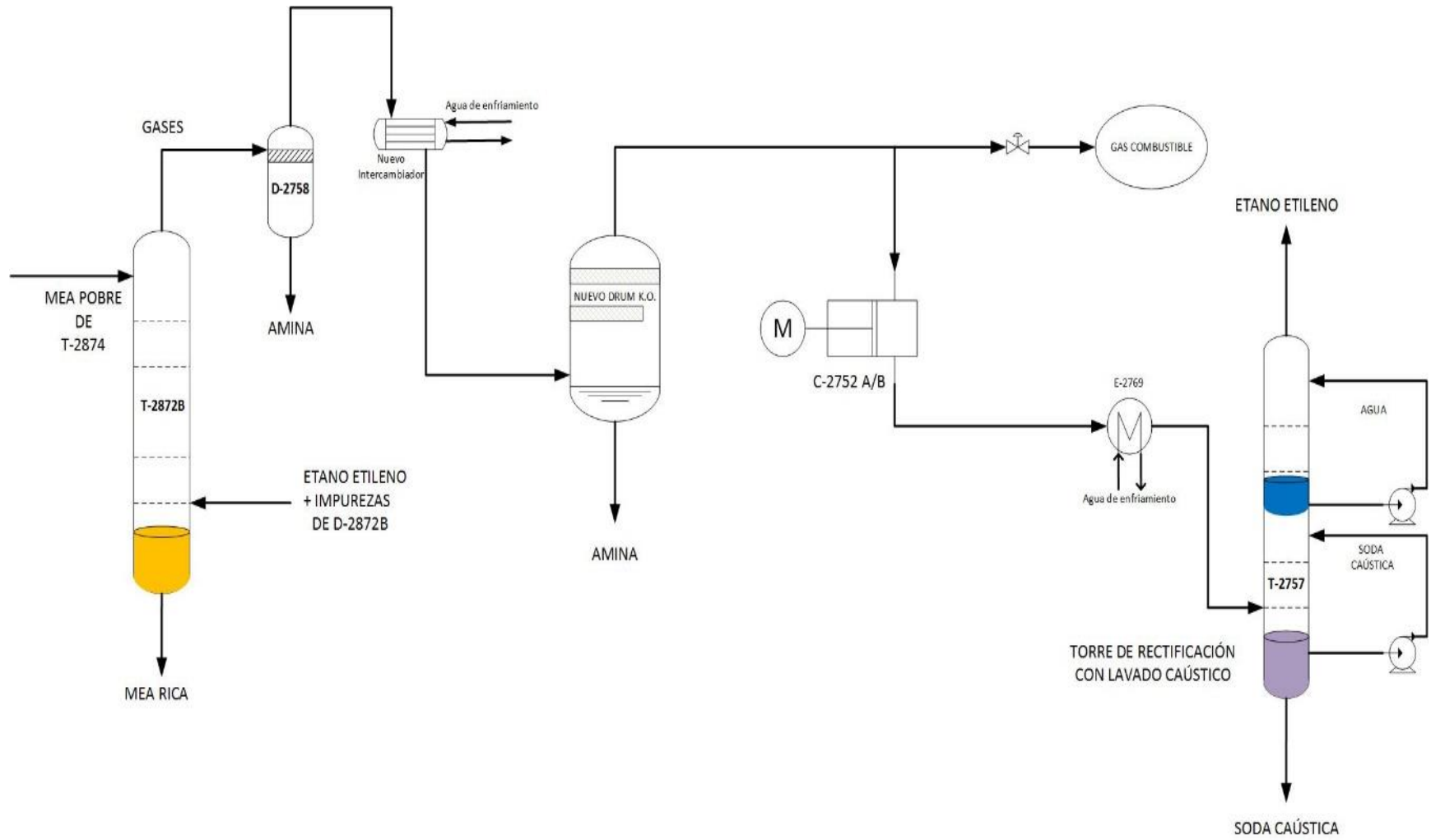


Figura 16. Datos mecánicos del intercambiador de calor según la simulación realizada.

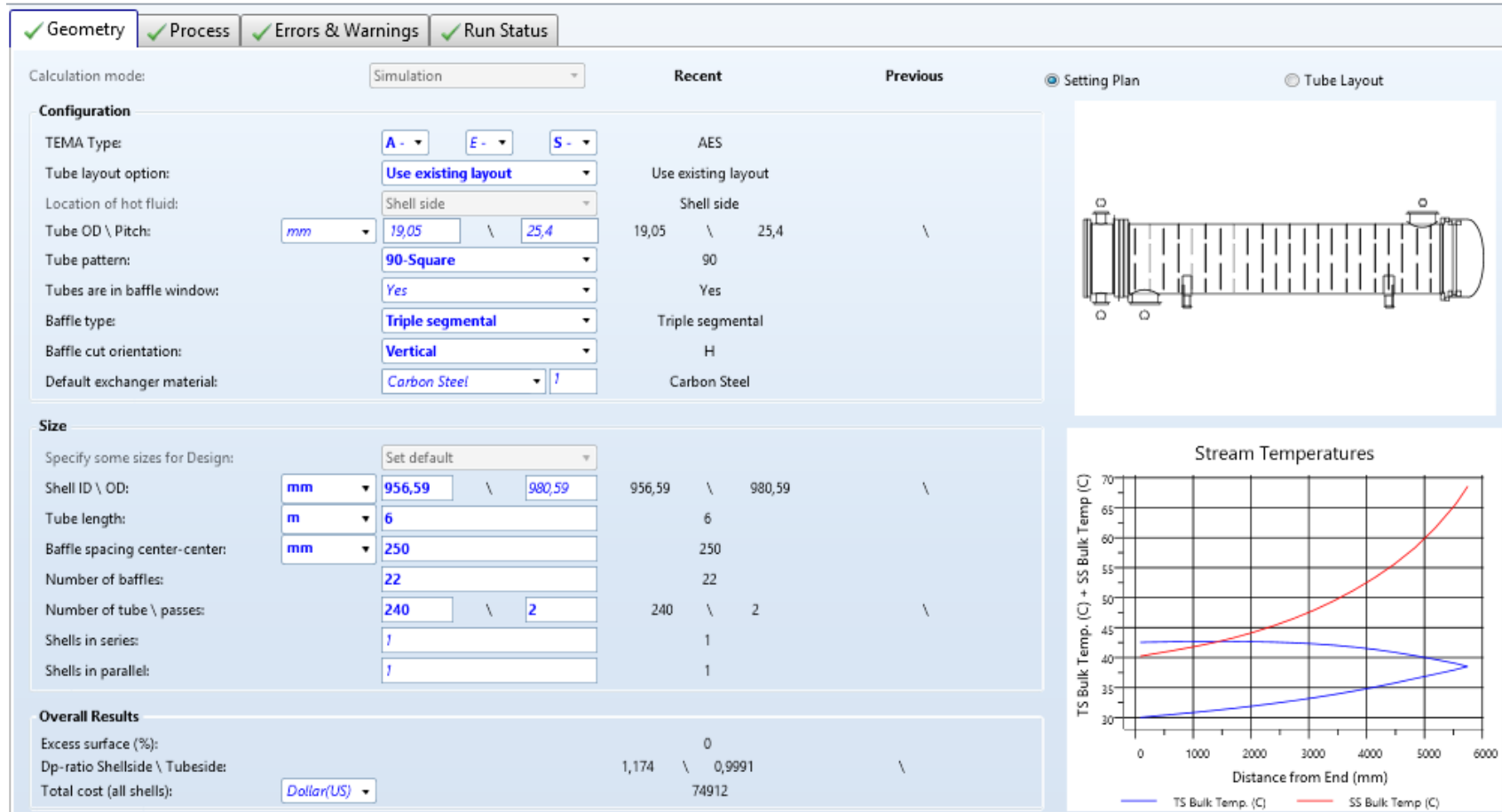


Figura 17. Datos mecánicos del separador tipo K.O. Drum.

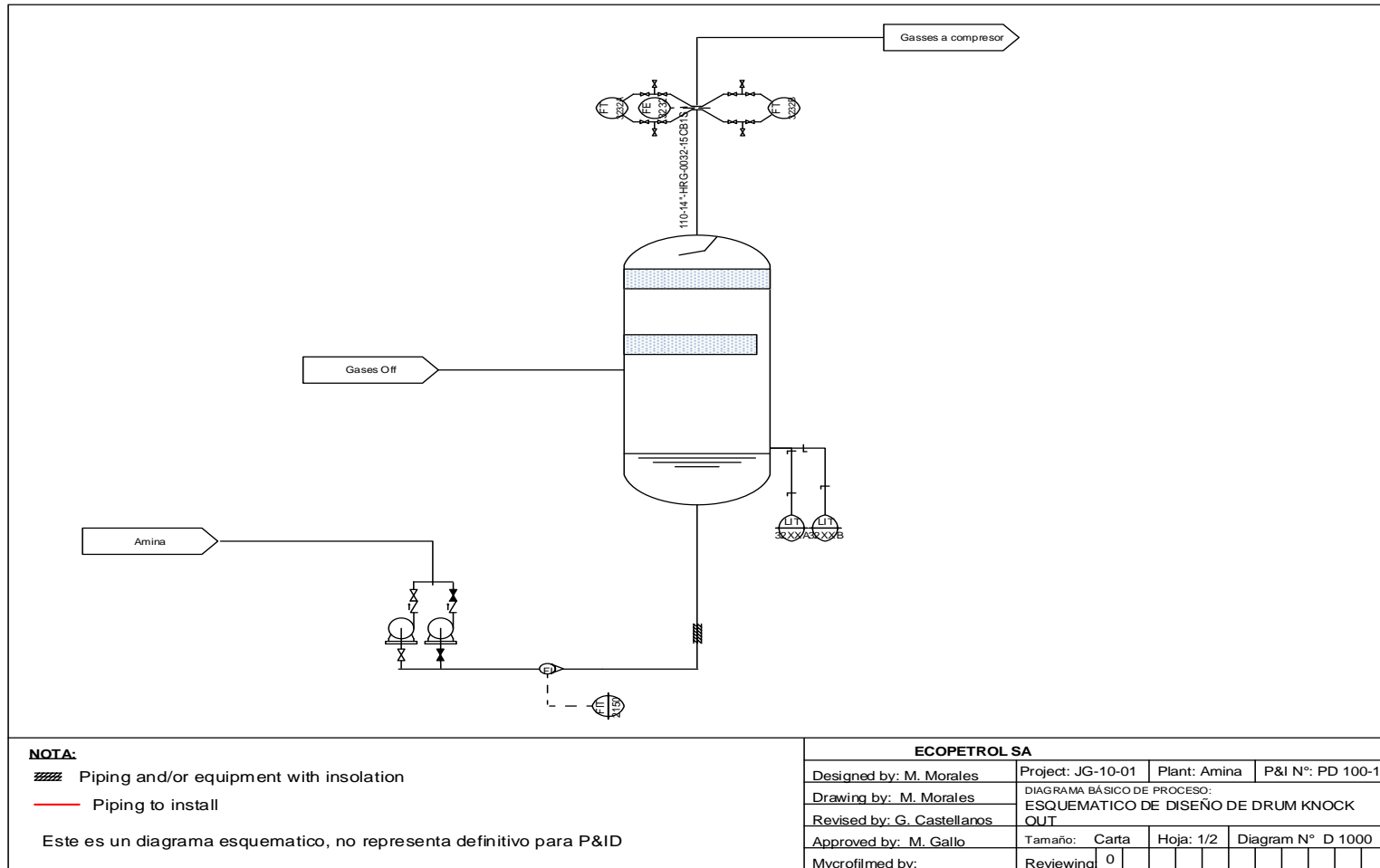


Figura 18. Diseño mecánico del intercambiador de calor y plano mecánico.

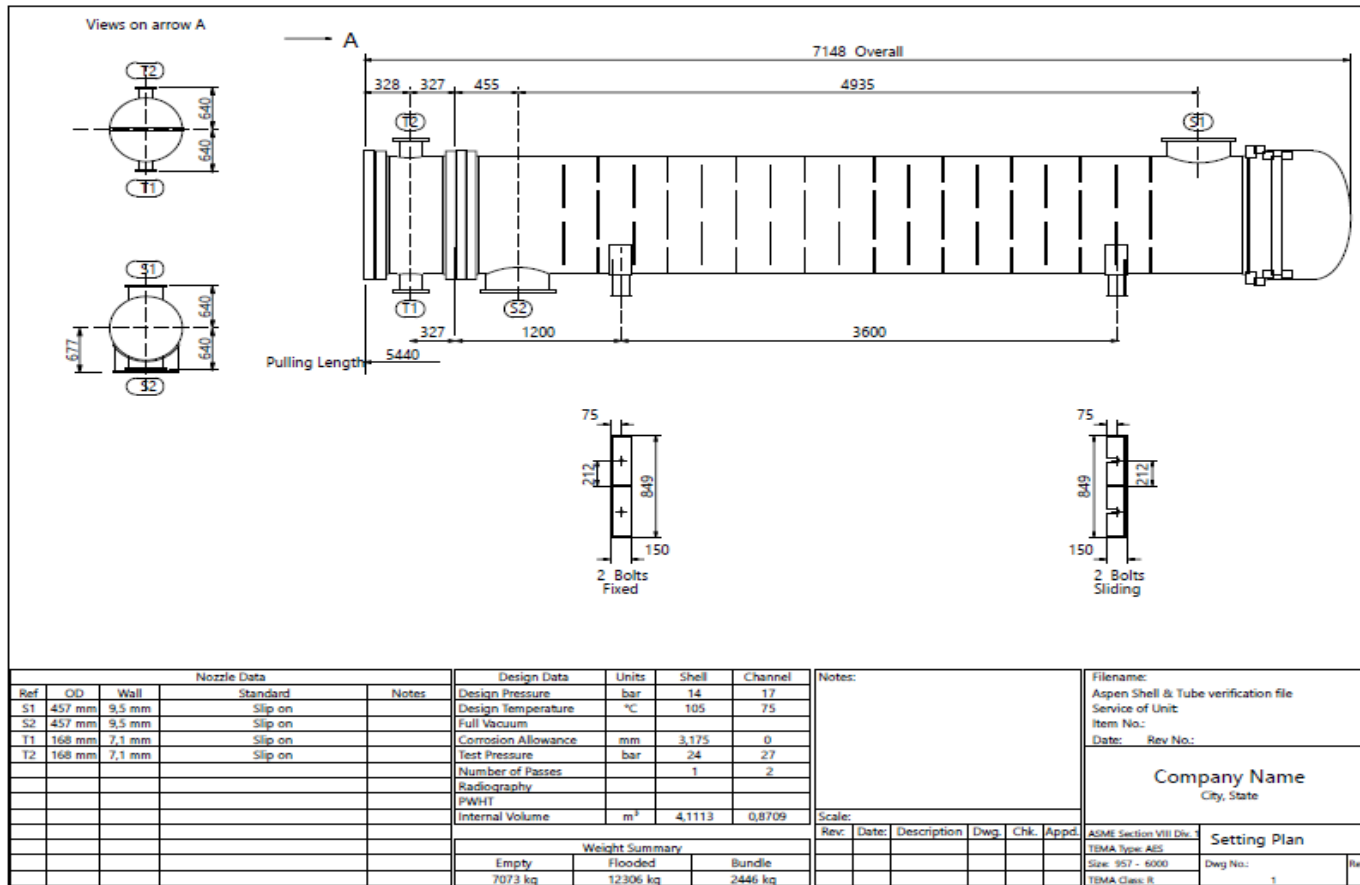
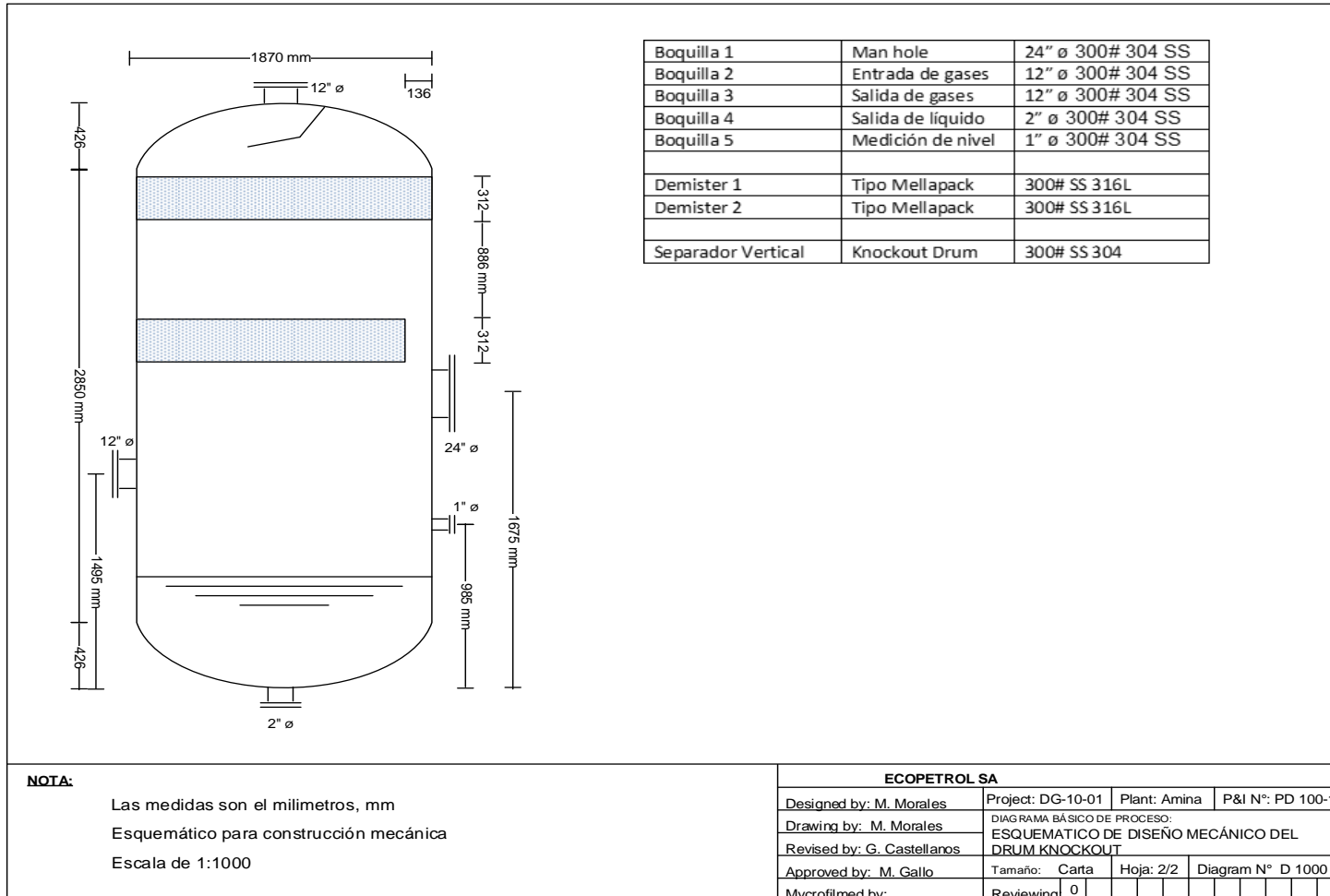


Figura 19. Diseño mecánico y plano de construcción del separador tipo K.O Drum.



7. CONCLUSIONES

- La simulación reproduce resultados del proceso real y el análisis de sensibilidad mostró que los resultados tienen un intervalo del 95% de confianza. Que dichos resultados mostraron que el proceso actual puede ser optimizado incrementando la recuperación de amina en 33% sin diferencial de temperatura y 17% con TDI en 9 °F, asegurando el contenido de H₂S en los gases inferior a 50 ppm.
- Al simular la tecnología de enfriamiento con separador ciclónico o separador tipo KO se logran remoción de líquido en gases del 80 al 85%, respecto al proceso actual, sin embargo, hay algunas advertencias con la alternativa 3 de limitación del proceso por lo que se recomienda usar la alternativa 2.
- Este trabajo concluye que se reducen las fallas del compresor en un porcentaje mayor y permite la posibilidad de aumentar la carga a la planta con los dos equipos en servicio, lo cual representa ahorros mayores de USD 0,8 millones por año.

8. RECOMENDACIONES

- Implementar la alternativa seleccionada en este trabajo, debido a que ofrece ahorros por disminución del mantenimiento del compresor debido a los daños generados por el arrastre de líquidos.
- Finalizar la ingeniería de detalle teniendo en cuenta el esquema propuesto por este proyecto y planteando condiciones de operación de acuerdo con los rangos óptimos de variabilidad propuestos por este proyecto.
- Implementar un modelo de crecimiento de gota de líquido en el intercambiador de calor y el separador de fases, para definir la caída de presión óptima y la presión de operación mínima para asegurar mayor diámetro de gotas y por ende mayor separación.
- La torre de absorción con amina, cuenta con capacidad hidráulica para incremento de carga en un 16% y que el sistema propuesta tendría la capacidad sostener el incremento antes mencionado.

BIBLIOGRAFÍA

ANH Proyectos De Crudo Pesado En Colombia, < <http://www.anh.gov.co/Sala-de-Prensa/Presentaciones/Proyectos%20de%20crudo%20pesado%20en%20Colombia.pdf> > [citado en 13 de Junio de 2015].

ASPEN TECH. [en línea] [Citado el 10 de julio de 2015] Disponible en Internet: <<http://www.aspentech.com/hysys/>>.

BAASEL, William D., Preliminary Chemical Engineering Plant Design, Elsevier, First Edition, 64 a 331.

BAGAJEWICZ* Miguel and SHUNCHENG JI, Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. part i: targeting, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, No. 2, 2001, pag 617-626.

BAGAJEWICZ, M., & Ji, S. Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2001 40(2), 617–626. <http://doi.org/10.1021/ie000302+>

CASTRO J, LIZCANO J, SUAREZ D. Evaluación mediante simulación en PRO II de uso de T-2451 y T-2452 como "spliter" de PGR. Estudios técnicos de proyectos Ecopetrol-ICP. Piedecuesta, 2011.

CHENG L. I. Actualización de las especificaciones de los productos blancos del mercado de exportación de petróleos de Venezuela S.A. Tesis de grado en ingeniería de petróleos. Universidad Central de Venezuela. Caracas, 2006.

ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP I. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190.

ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad cracking Orthoflow. Barrancabermeja. 2010

ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP II. Barrancabermeja. 2010

ECOPETROL S.A. Manual de Descripción de Procesos de la Unidad Cracking UOP I. Barrancabermeja. 2010

ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking Orthoflow. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 156-180.

ECOPETROL S.A. Manual de descripción del proceso de la planta Cracking UOP II. Refinería Barrancabermeja. 2014, p. 170-190.

EMPRESA COLOMBIANA DE PETRÓLEOS S.A. Propilco (ESENTTIA). [en línea] [Citado 10 de julio de 2015]. Disponible en Internet: <<http://www.esenttia.co/>>.

FAHIM, M. A. Fundamentals of petroleum refining. Amsterdam; London: Elsevier Science. [en línea] [Citado el 10 de julio de 2015] Disponible en Internet: <<http://site.ebrary.com/id/10378873>>

FERREIRA M. C., MEIRELLES A. J. A., BATISTA E. A. C. Study of the Fusel Oil Distillation Process. Industrial & Engineering Chemistry Research. 2013, 52, 2336-2351.

FUENTES, Carmelo. Prácticas de laboratorio de Control de Procesos. 2002

GIL, I. Análisis y simulación de procesos en estado estable y dinámico. [en línea] [Citado el 10 de julio de 2015] Disponible en Internet: <http://www.virtual.unal.edu.co/cursos/ingenieria/ana_sim/mod_1/html/contenido04.html>

GOLDHAMMER B, WEBBER C, YEUNG S. Future of opportunity crudes processing. Petroleum Technology Quarterly. 2011, Q4, p. 33-41.

GÓMEZ M, VARGAS C, LIZCANO J. Petrochemical promoters in catalytic cracking. Ciencia, Tecnología y Futuro. 2009, vol. 3, No 5, p. 143-158.

GONELLA. Separadores bifásico y trifásico [en línea] [Citado 10 septiembre 2015] Disponible en Internet: <<http://lito-gonella.com/productos/equipos-petroleros/upstream/>>

HAYANC MICHAEL, Chemical process simulation and the Aspen HYSYS V 8.3 software. Capítulos 1, 2, 3. Lewisburg, 2013.

J01 COMMITTEE, & ACTIVE STANDARD ASTM NACE/ASTMG193. Terminology and Acronyms Relating to Corrosion (p. 20). ASTM International. Retrieved from <http://www.astm.org/doiLink.cgi?G193>.

JOSHI, J. B., PANDIT, A. B., KATARIA, K. L., KULKARNI, R. P., SAWARKAR, A. N., TANDON, D., KUMAR, M. M. Petroleum Residue Upgradation via Visbreaking: A Review. Industrial & Engineering Chemistry Research, 2008 47(23), 8960–8988. <http://doi.org/10.1021/ie0710871>.

KEN Arnold; STEWAR Maurice surface production Operations-Design of oil handling Systems and facilities, Third edition, 2008.ISBN: 978-0-7506-7853-7.

LUDWING, Ernest., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Butterworth-Heineman, Third Edition, Volumn I.

LUDWING, Ernest., Applied Process Design for Chemical and Petrochemical Plants, Butterworth-Heineman, Third Edition, Volumn II.

LUYBEN W.L. Plantwide Dynamic Simulators in Chemical Processing and Control, Marcel Dekker, 2002.

MAHAJAN, Kanti K. Design of Process Equipment, Publishing Inc. Third Edtion, pag 65 to 121.

MARÍN FERREIRA A. Estudio de factibilidad de purificación de propileno en el lado frío de la unidad conocida como orthoflow en la refinería de Barrancabermeja. Universidad Industrial de Santander. Tesis de grado en ingeniería química. Bucaramanga, 2012.

McCABE W L, SMITH J C, HARRIOTT P. Operaciones unitarias en ingeniería química. McGraw-Hill, 7ed. Ciudad de México. 2007.

MEYERS, Robert A. Handbook of petroleum refining processes. McGrwa Hill 3rd edition. United States of America. 11 on may from 2003.

MEYERS, Robert, Petroleum Refining Processes, Mc Graw Hill, Third Edition, 2003. Pag. 123 – 454.

MEYERS, Roberts, Handbook Petroleum Refining Process, Mc Graw Hill, Third Edition, pag. 321 a 563

MINISTERIO DE AMBIENTE Y DESARROLLO SOSTENIBLE. Minambiente presenta nueva Norma de Vertimientos que permitirá mejorar la calidad agua del país. 18 de marzo de 2015 [en línea] [Citado 09 de junio de 2015] Disponible en Internet:

<<https://www.minambiente.gov.co/index.php/component/content/article?id=1700:minambiente-presenta-nueva-norma-de-vertimientos-que-permitira-mejorar-la-calidad-agua-del-pais>>, 18 de marzo de 2015, tomado 09 septiembre 2015.

MINISTERIO DE AMBIENTE Y DESARROLLO SOSTENIBLE. Ministerio de Ambiente y Desarrollo Sostenible Desarrolla el Segundo Conjunto de Talleres de Capacitación y Socialización de la Nueva Norma de Vertimientos: Resolución MADS 0631 de 2015. 2015 [en línea] [Citado 09 de junio de 2015] Disponible en Internet: <<https://www.minambiente.gov.co/index.php/component/content/article/122-noticias-minambiente/1895-ministerio-de-ambiente-y-desarrollo-sostenible-desarrolla-el-segundo-conjunto-de-talleres-de-capacitacion-y-socializacion-de-la-nueva-norma-de-vertimientos-resolucion-mads-0631-de-2015>>, publicado 9 julio 2015, tomado 9 septiembre 2015.

MONOGRAFIAS.COM. Diseño de ciclones convencionales [en línea] [Citado 10 septiembre 2015] Disponible en Internet: <<http://www.monografias.com/trabajos14/ciclon-disenio/ciclon-disenio.shtml>>

NAVARRO Lina, ÁLVAREZ Mario, GROSSO Jorge, NAVARRO Uriel, Separación y caracterización de resinas y asfáltenos provenientes del crudo castilla. evaluación de su interacción molecular, CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro - Vol. 2 Núm. 5 Dic. 2004, pag (44-66).

ORTEGA Javier. Indicadores de Líquido y Humedad. [en línea] [citado 10 de junio de 2015] Disponible en Internet: <www.mundohvacr.com.mx/mundo/.../indicadores-de-líquido-y-humedad>.

PERRY, Robert, Manual del ingeniero químico tomo II, Mc Graw Hill, Sexta edición

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Químico, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004, Tomo 2

PERRY, Robert, Manual del Ingeniero Químico, Mc Graw Hill, Sexta Edición, México 2004 Tomo 4

RICHARD AND COULSON. Applied Processes Design Engineering. Mc Graw Hill. 2nd edition 1998.

SHADBAHR, J., KHOSRAVANI, L., KHORASHEH. Development of a continuous kinetic model for visbreaking reactions. Scientia Iranica, Science Direct, Vol. 18 pag. 465-469.

SHINSKEY Frederic Greg. Distillation Control for Productivity and Energy Conservation. McGraw Hill 2nd edition. United States of America.

SHINSKEY, F. Greg, Distillation Control, Mc Graw Hill, Second Edition, 1997. Pag. 36 – 165.

SPEIGHT, J. G. Visbreaking: A technology of the past and the future. Scientia Iranica, 2012 19(3), 569–573. <http://doi.org/10.1016/j.scient.2011.12.014>.

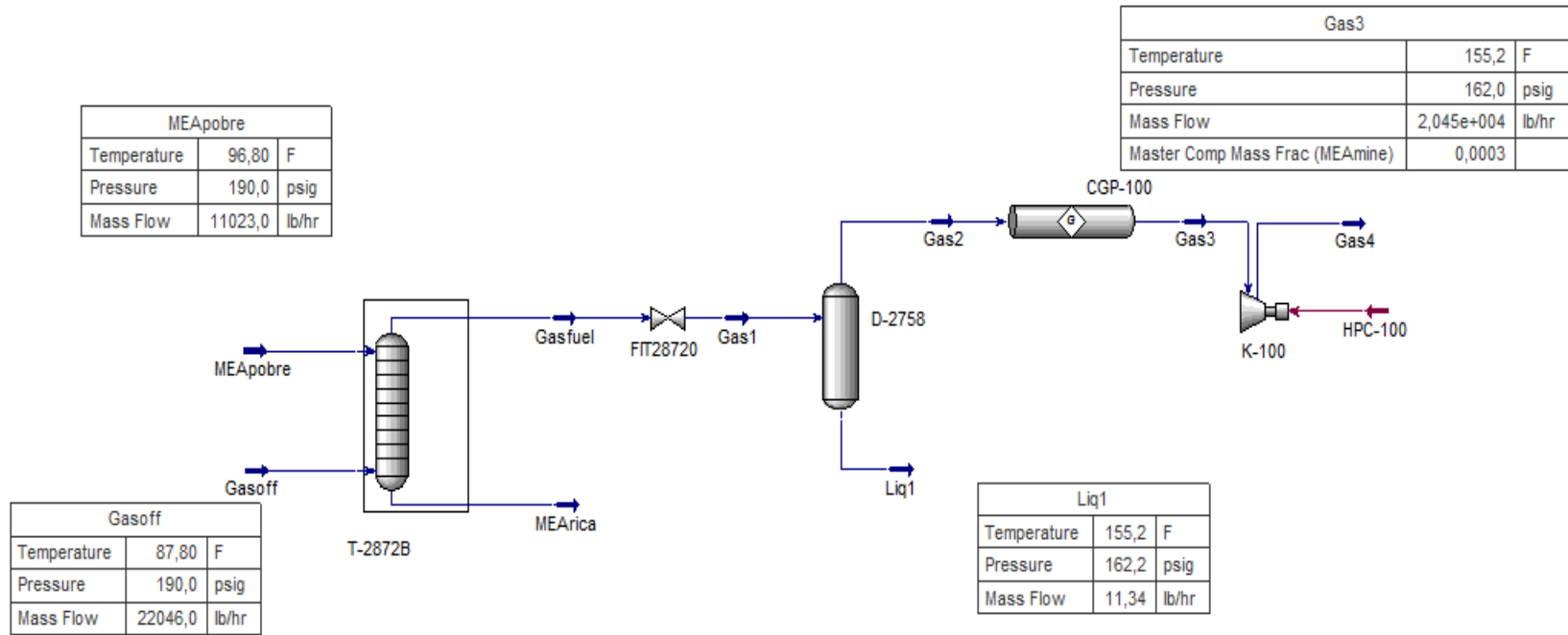
SPEIGHT, James G., Chemical and Process Design Handbook, Mc Graw Hill, First edition, 1237 a 2340.

TPI. Estanques y ciclones ASTM A304/304L [en línea] [citado9 de septiembre de 2015]. Disponible en Internet: <<http://www.tpi.cl/proyectos.aspx?pid=82>>.

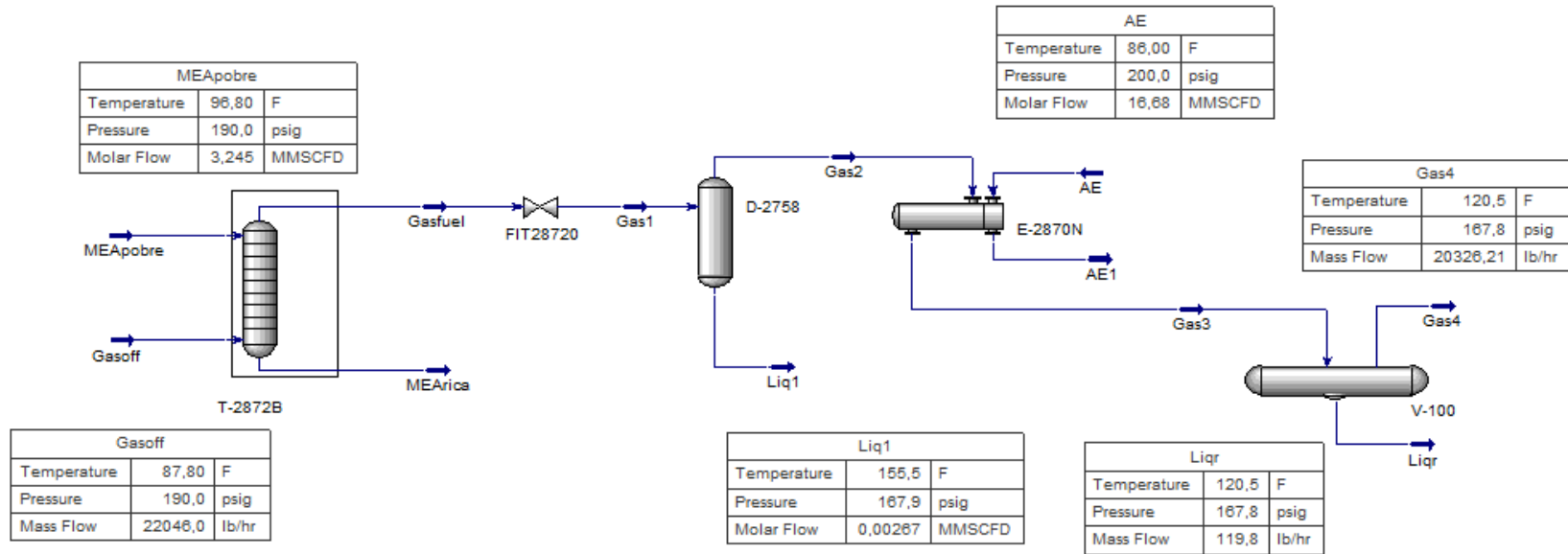
ULLMANS. Handbook Petrochemical Process, Mc Graw Hill, Fourth edition, Volume II, pag 124 – 187

ANEXOS

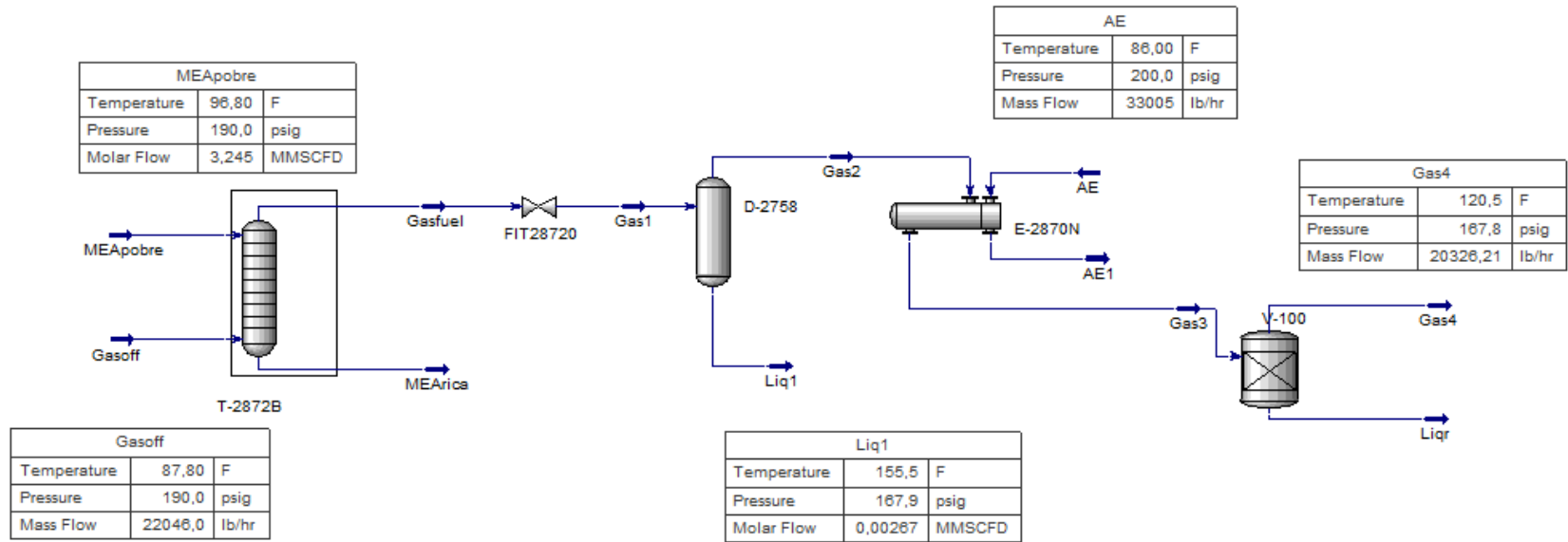
Anexo A. Simulación del sistema actual de la torre de absorción de H₂S.



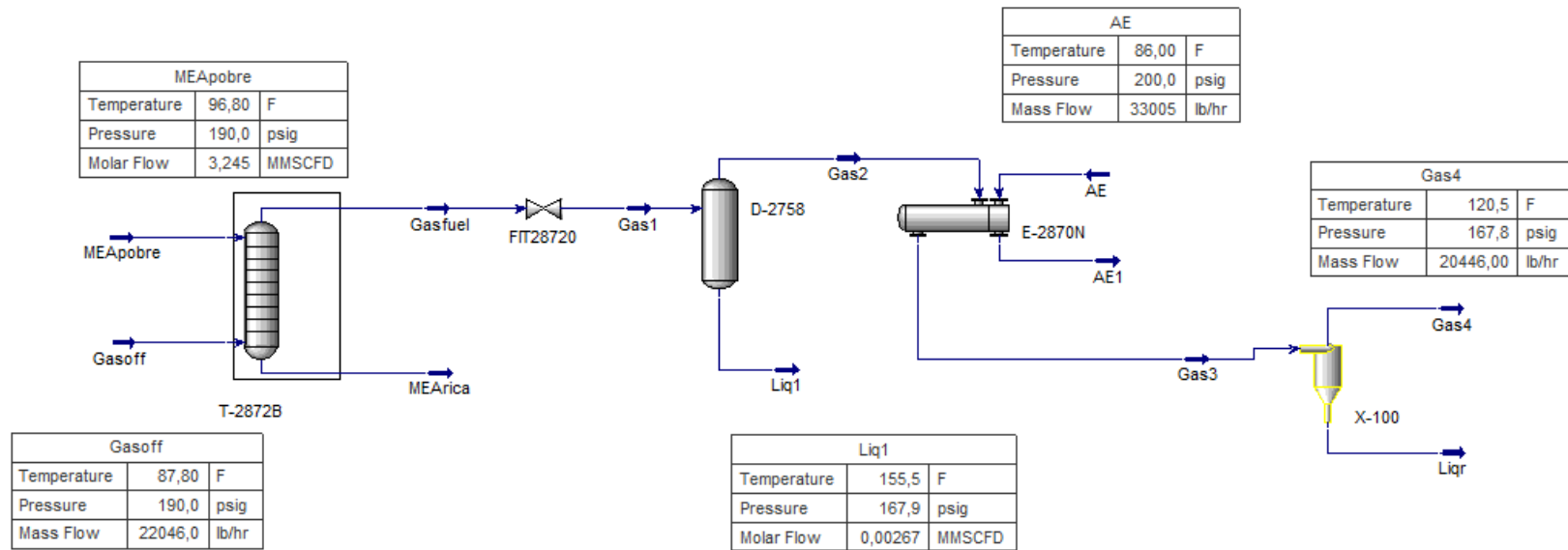
Anexo B. Simulación del separador de fases sencillo horizontal.



Anexo C. Simulación del sistema con separador tipo KO (Knock out).



Anexo D. Simulación del sistema de separación con elemento ciclónico.



Anexo E. Evaluación de costos de la alternativa bifásico estándar.

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	Cantidad	VALOR		TOTAL	IMPORT.	FABRIC.	INSTAL.	AISL.	PINT.	TOTAL
				UND. USD\$	USD\$	USD\$	USD\$	USD\$	USD\$	USD\$	USD\$	
1	EQUIPOS											
1	Bomba de MEA y agua	EA	1	10.000	10.000	2.200	1.200	1.800	600			15.800
2	Enfriador	EA	1	45.000	45.000	9.900	5.400	8.100	2.700			71.100
3	Separador con demister	EA	1	65.000	65.000	14.300	7.800	11.700	3.900			102.700
Total												189.600

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR		TOTAL	INSTAL.	TOTAL
				UND. US\$	US\$	US\$	US\$	US\$
2	OBRAS CIVILES							
1	Obra civil de separador bifásico	EA	1	1.240	1.240	1.240	186	1.426
2	Obra civil de bomba	EA	1	1.240	1.240	1.240	186	1.426
3	Obra civil soportes de tuberías	EA	1	1.240	1.240	1.240	186	1.426
4	Obra civil de enfriador	EA	1	1.240	1.240	1.240	186	1.426
5	Obra civil de intercambiadores de calor.	EA	0	1.240	0	0	0	0
TOTALES US\$						4.960	744	5.704

Anexo F. Evaluación de costos del separador tipo KO.

ITEM	DESCRIPTION	UND	Cantidad	VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	IMPORT. COP\$	FABRIC. US\$	INSTAL. COP\$	AISL. PINT. COP\$	TOTAL USD\$
1	Equipos									
1	Separador con demister e internos de choques	EA	1	90.000	90.000	19.800	10.800	16.200	5.400	142.200
2	Enfriador	EA	1	45.000	45.000	9.900	5.400	8.100	2.700	71.100
3	Bomba de MEA y agua	EA	1	32.000	32.000	7.040	3.840	5.760	1.920	50.560
Total										263.860

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. US\$	TOTAL US\$	INSTAL. US\$	TOTAL US\$
2	Obras Civiles						
1	Obra civil del separador	EA	1	1.240	1.240	186	1.426
2	Obra civil de intercambiador (Enfriador)	EA	1	1.240	1.240	186	1.426
3	Obra civil bomba	EA	1	1.240	1.240	186	1.426

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR UND. USD\$	TOTAL USD\$	IMPORT. USD\$	INSTAL. USD\$	TOTAL USD\$	
					TOTALES US\$	3.720	558	4.278	
4	Instrumentación								
1	FIT (Orifice plate)	EA	1	10.000	10.000	2.200	700	12.900	
2	Válvulas	EA	2	20.000	40.000	0	2.800	42.800	
3	Block Valves	EA	6	2.500	15.000	0	1.050	16.050	
5	TIT	EA	1	5.000	5.000	0	350	5.350	
					TOTALES US\$	70.000	2.200	4.900	77.100

Anexo G. Evaluación de costos del tipo ciclónico

ITEM	DESCRIPTION	UND	CANTIDAD	VALOR	TOTAL	IMPORT.	FABRIC.	INSTAL.	AISL. PINT.	TOTAL
				UND. USD\$	USD\$	COP\$	US\$	COP\$	COP\$	USD\$
1	Equipos									
1	Ciclón Gas-liquido	EA	1	120.000	120.000	26.400	14.400	21.600	7.200	189.600
2	Enfriador	EA	1	55.000	55.000	12.100	6.600	9.900	3.300	86.900
Total										276.500

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR	TOTAL	IMPORT.	INSTAL.	TOTAL
				UND. USD\$	USD\$	USD\$	USD\$	USD\$
4	Instrumentación							
1	FIT (Orifice plate)	EA	1	10.000	10.000	2.200	700	12.900
2	Válvulas de control	EA	1	20.000	20.000	0	1.400	21.400
3	Block Valves	EA	6	2.500	15.000	0	1.050	16.050
4	PIT	EA	1	7.800	7.800	0	546	8.346
5	TIT	EA	2	5.000	10.000	0	700	10.700
TOTALES US\$					62.800	2.200	4.396	69.396

ITEM	DESCRIPCIÓN	UND	CANTIDAD	VALOR	TOTAL	INSTAL.	TOTAL
				UND. US\$	US\$	US\$	US\$
2	Obras civiles						
1	Obra civil de ciclon	EA	1	1.240	1.240	186	1.426
2	Obra civil de enfriador	EA	1	1.240	1.240	186	1.426
3	Obra civil bomba	EA	1	1.240	1.240	186	1.426
4	Obra civil de soporte de tubería	EA	1	1.240	1.240	186	1.426
TOTALES US\$					4.960	744	5.704

Anexo H. Evaluación económica del sistema estándar.

BASES DE LA EVALUACIÓN											
INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$	476,67									
FINANCIACIÓN, %		0%									
TASA DE INTERÉS ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %		8%									
PLAZO DE PAGO, AÑOS		10									
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %		16%									
SEGUROS, % DE INVERSION		0,20%									
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO		5,00%									
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS		10									
DEPRECIACION, %		10,00%									
IMPUESTOS DE RENTA, %		34,00%									
INFLACION ANUAL USA, %		5,00%									
DIAS DE OPERACION PLANTA		349									
TASA DE CAMBIO COL\$/US\$	\$	3.000,00									
SALARIO MINIMO, COL\$	\$	789.454,00									
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.		3									
NUMERO DE TURNOS, UN.		3									
FACTOR PRESTACIONAL		2									
ADMINISTRACION, %		3,00%									
COSTOS DE PRODUCCION, %		15,00%									
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE		18,00%									
EVALUACIÓN ECONÓMICA											
ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	442,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	15,50										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS; MUS\$	10,00										
TOTAL INVERSION, MUS\$	474,70										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	85,45										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		8521,50									
INGRESOS POR VENTA DE PRODUCTOS, MUS\$											
INGRESOS POR VENTA DE AZUFRE, MUS\$		11516,50									
INGRESOS POR VENTA DE GAS DE COLA, MUS\$		335,71									
INGRESOS ETANO-ETILENO, MUS\$		3015,36									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		36784,60									
INGRESOS VENTA POR INCREMENTO DE JET, MUS\$		0,00									
VENTAS TOTALES, MUS\$	51652,17	56946,51	59793,84	62783,53	65922,71	69218,84	72679,79	76313,78	80129,46	84135,94	
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$	29915,07	31410,83	32981,37	34630,44	36361,96	38180,06	40089,06	42093,51	44198,19	46408,10	
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$	10213,94	10724,64	11260,87	11823,92	12415,11	13035,87	13687,66	14372,05	15090,65	15845,18	
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$	8135,22	8541,98	8969,08	9417,53	9888,41	10382,83	10901,97	11447,07	12019,42	12620,39	
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$	48264,23	50677,45	53211,32	55871,88	58665,48	61598,75	64678,69	67912,62	71308,25	74873,67	
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$	61,74	64,83	68,07	71,47	75,05	78,80	82,74	86,88	91,22	95,78	
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$	14,95	15,70	16,49	17,31	18,18	19,08	20,04	21,04	22,09	23,20	
DEPRECIACION, MUS\$	49,84	52,34	54,95	57,70	60,59	63,61	66,80	70,13	73,64	77,32	
MANTENIMIENTO, MUS\$	24,92	26,17	27,46	28,85	30,29	31,81	33,40	35,07	36,82	38,66	
* INTERESES DE FINANCIACION, MUS\$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
SEGUROS, MUS\$	1,00	1,05	1,10	1,15	1,21	1,27	1,34	1,40	1,47	1,55	
COSTO FLOS TOTALES, MUS\$	152,46	160,08	168,08	176,49	185,31	194,58	204,31	214,52	225,25	236,51	
COSTOS TOTALES, MUS\$	48416,69	50837,62	53379,40	56048,37	58850,79	61793,33	64882,99	68127,14	71533,50	75110,18	
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)	3235,48	6108,99	6414,44	6735,16	7071,92	7425,52	7796,79	8186,63	8595,96	9025,76	
IMPUESTOS (MUS\$)	1100,06	2077,06	2180,91	2289,96	2404,45	2524,68	2650,91	2783,45	2922,63	3068,76	
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)	2135,42	4031,93	4233,53	4445,21	4667,47	4900,84	5145,88	5403,18	5673,34	5957,00	
AMORTIZACION PRESTAMO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-560,15	-6336,24	4084,27	4288,48	4502,91	4728,05	4964,46	5212,68	5473,31	5746,98	6034,33
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-560,15	-6034,51	3704,55	3704,55	3704,55	3704,55	3704,55	3704,55	3704,55	3704,55	
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)											
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):											
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)											

Anexo I. Evaluación económica del tipo K.O.

BASES DE LA EVALUACIÓN												
INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$	555,79										
FINANCIACIÓN, %		0%										
TASA DE INTERES ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %		8%										
PLAZO DE PAGO, AÑOS		10										
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %		10%										
SEGUROS, % DE INVERSION		0,20%										
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO		5,00%										
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS		10										
DEPRECIACION, %		10,00%										
IMPUESTOS DE RENTA, %		34,00%										
INFLACION ANUAL USA, %		5,00%										
DIAS DE OPERACION PLANTA		349										
TASA DE CAMBIO COL\$/USDS	\$	3.000,00										
SALARIO MINIMO, COL\$	\$	789.454,00										
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.		3										
NUMERO DE TURNOS, UN.		3										
FACTOR PRESTACIONAL		2										
ADMINISTRACION, %		3,00%										
COSTOS DE PRODUCCION, %		20,00%										
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE		22,00%										
EVALUACIÓN ECONOMICA												
ANO		0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$		510,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$		24,39										
PARTES DE ESPERA, MUS\$		11,33										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS; MUS\$		10,00										
TOTAL INVERSION, MUS\$		555,71										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$		122,26										
FINANCIACION, MUS\$		0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$			55,57									
INGRESOS POR VENTA DE AZUFRE, MUS\$			12256,84									
INGRESOS MAYOR CARGA, MUS\$			437,23									
INGRESOS ETANO-ETILENO, MUS\$			3578,23									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$			41112,20									
INGRESOS VENTA POR INCREMENTO DE JET, MUS\$			0,00									
VENTAS TOTALES, MUS\$			57384,50	63266,41	66429,73	69751,22	73238,78	76900,72	80745,75	84783,04	89022,19	93473,30
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$			31639,29	33221,26	34882,32	36626,44	38457,76	40380,65	42399,68	44519,66	46745,65	49082,93
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$			14485,78	15210,07	15970,57	16769,10	17607,55	18487,93	19412,33	20382,94	21402,09	22472,19
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$			12050,74	12653,28	13285,95	13950,24	14647,76	15380,14	16149,15	16956,61	17804,44	18694,66
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$			58175,81	61084,60	64138,84	67345,78	70713,07	74248,72	77961,15	81859,21	85952,17	90249,78
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$			59,68	62,67	65,80	69,09	72,54	76,17	79,98	83,98	88,18	92,59
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$			17,51	18,38	19,30	20,26	21,28	22,34	23,46	24,63	25,86	27,16
DEPRECIACION, MUS\$			58,35	61,27	64,33	67,55	70,92	74,47	78,19	82,10	86,21	90,52
MANTENIMIENTO, MUS\$			29,18	30,63	32,17	33,77	35,46	37,24	39,10	41,05	43,10	45,26
* INTERESES DE FINANCIACIÓN, MUS\$			0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
SEGUROS, MUS\$			1,17	1,23	1,29	1,35	1,42	1,49	1,56	1,64	1,72	1,81
COSTO FLUJO TOTALES, MUS\$			165,88	174,17	182,88	192,03	201,63	211,71	222,29	233,41	245,08	257,33
COSTOS TOTALES, MUS\$			58341,69	61258,78	64321,72	67537,80	70914,69	74460,43	78183,45	82092,62	86197,25	90507,12
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)			-957,20	2007,63	2108,01	2213,41	2324,08	2440,29	2562,30	2690,42	2824,94	2966,18
IMPUESTOS (MUS\$)			-325,45	1010,24	1060,75	1113,79	1169,48	1227,95	1289,35	1353,82	1421,51	1492,58
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)			-631,75	997,39	1047,26	1099,62	1154,60	1212,33	1272,95	1336,60	1403,43	1473,60
AMORTIZACION PRESTAMO			0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)			-555,71	-628,97	1058,66	1111,59	1167,17	1225,53	1286,81	1351,15	1418,70	1489,64
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)			-555,71	-599,02	960,23	960,23	960,23	960,23	960,23	960,23	960,23	960,23
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)												
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):												
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)												

Anexo J. Evaluación económica del tipo ciclónico.

BASES DE LA EVALUACIÓN											
INVERSION FIJA ESTIMADA, MUS\$	\$	574,87									
FINANCIACIÓN, %		0%									
TASA DE INTERES ANUAL DEL CREDITO, EN DOLARES, %		8%									
PLAZO DE PAGO, AÑOS		10									
INVERSION EN CAPITAL DE TRABAJO, %		10%									
SEGUROS, % DE INVERSION		0,20%									
COSTO INCREMENTAL DE MANTENIMIENTO		5,00%									
TIEMPO DE VIDA DEL PROYECTO, AÑOS		10									
DEPRECIACION, %		10,00%									
IMPUESTOS DE RENTA, %		34,00%									
INFLACION ANUAL USA, %		5,00%									
DIAS DE OPERACION PLANTA		349									
TASA DE CAMBIO COL\$/USDS	\$	3.000,00									
SALARIO MINIMO, COL\$	\$	789.454,00									
NUMERO DE OPERARIOS POR TURNO, UN.		3									
NUMERO DE TURNOS, UN.		3									
FACTOR PRESTACIONAL		2									
ADMINISTRACION, %		3,00%									
COSTOS DE PRODUCCION, %		10,00%									
PRE-COMISION Y COMISION DE ARRANQUE		10,00%									
EVALUACIÓN ECONOMICA											
ANO	0	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
PLANTA & EQUIPOS, MUS\$	522,00										
LICENCIA DE LA TECNOLOGIA, MUS\$	15,50										
PARTES DE ESPERA, MUS\$	7,20										
CARGA INICIAL CATALIZADOR & QUIMICOS, MUS\$	31,30										
TOTAL INVERSION, MUS\$	576,00										
PRE-COMISION Y COMISION, MUS\$	57,60										
FINANCIACION, MUS\$	0,00										
CAPITAL DE TRABAJO, MUS\$		57,60									
INGRESOS POR VENTA DE AZUFRE, MUS\$		23046,02									
INGRESOS POR VENTA DE GAS DE COLA, MUS\$		648,30									
INGRESOS VENTA DE DIESEL POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		158,31									
INGRESOS VENTA DE GASOLINA POR INCREMENTO DE CARGA, MUS\$		42194,10									
INGRESOS VENTA POR INCREMENTO DE JET, MUS\$		0,00									
VENTAS TOTALES, MUS\$	66046,73	72816,52	76457,34	80280,21	84294,22	88508,93	92934,38	97581,10	102460,15	107583,16	
COSTOS MATERIA PRIMA, MUS\$	31705,25	33290,52	34955,04	36702,79	38537,93	40464,83	42488,07	44612,48	46843,10	49185,26	
COSTOS LOGISTICOS, MUS\$	28047,08	29449,43	30921,91	32468,00	34091,40	35795,97	37585,77	39465,06	41438,31	43510,23	
COSTOS DE PRODUCCION, MUS\$	6934,91	7281,65	7645,73	8028,02	8429,42	8850,89	9293,44	9758,11	10246,02	10758,32	
COSTOS TOTALES VARIABLES, MUS\$	66687,24	70021,60	73522,68	77198,82	81058,76	85111,70	89367,28	93835,64	98527,43	103453,80	
COSTOS PERSONAL PLANTA, MUS\$	59,68	62,67	65,80	69,09	72,54	76,17	79,98	83,98	88,18	92,59	
COSTOS ADMINISTRATIVOS, MUS\$	18,14	19,05	20,00	21,00	22,05	23,16	24,31	25,53	26,81	28,15	
DEPRECIACION, MUS\$	60,48	63,50	66,68	70,01	73,51	77,19	81,05	85,10	89,36	93,82	
MANTENIMIENTO, MUS\$	30,24	31,75	33,34	35,01	36,76	38,59	40,52	42,55	44,68	46,91	
* INTERESES DE FINANCIACIÓN, MUS\$	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
SEGUROS, MUS\$	1,21	1,27	1,33	1,40	1,47	1,54	1,62	1,70	1,79	1,88	
COSTO FIJOS TOTALES, MUS\$	169,76	178,24	187,16	196,51	206,34	216,66	227,49	238,86	250,81	263,35	
COSTOS TOTALES, MUS\$	66857,00	70199,85	73709,84	77395,33	81265,10	85328,35	89594,77	94074,51	98778,23	103717,15	
UTILIDAD ANTES DE IMPUESTO (MUS\$)	-810,27	2616,67	2747,50	2884,88	3029,12	3180,58	3339,61	3506,59	3681,92	3866,01	
IMPUESTOS (MUS\$)	-275,49	889,67	934,15	980,86	1029,90	1081,40	1135,47	1192,24	1251,85	1314,45	
UTILIDAD DESPUES DE IMPUESTOS (MUS\$)	-534,78	1727,00	1813,35	1904,02	1999,22	2099,18	2204,14	2314,35	2430,07	2551,57	
AMORTIZACION PRESTAMO	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	0,00	
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CORRIENTES)	-576,00	-531,90	1790,51	1880,03	1974,03	2072,74	2176,37	2285,19	2399,45	2519,42	2645,39
FLUJO DE CAJA (MUS\$ CONSTANTES)	-576,00	-506,57	1624,04	1624,04	1624,04	1624,04	1624,04	1624,04	1624,04	1624,04	
TASA INTERNA DE RETORNO A 10 AÑOS (US\$ CONSTANTES)											98,3%
TIEMPO DE RECUPERACION DE LA INVERSION (AÑOS):											1,7
VALOR PRESENTE NETO (MUS\$)											7.730,25

Anexo K. Resultados de análisis de sensibilidad de simulación.

	Flujo MEA, lb/h	Temp. MEA, °F	Flujo Gas off, lb/h	Temp. Gas off, °F	H2S en MEA, %	H2S gas fuel, ppm	MEA gas fuel, ppm	MEA gas3, ppm
State 1	10000	85	20000	86	6,31799	122,481588	544,58472	239,3824888
State 2	10000	85	20000	90	6,32271	140,411429	580,94157	268,7240498
State 3	10000	85	20000	94	6,32685	165,267838	620,54150	301,2672168
State 4	10000	85	20000	98	6,33027	197,842697	663,21423	337,3639711
State 5	10000	85	20000	102	6,33166	246,957228	709,36053	377,2540738
State 6	10000	85	22000	86	6,85292	298,717324	642,45011	285,8285678
State 7	10000	85	22000	90	6,84620	398,740798	684,41532	318,2684442
State 8	10000	85	22000	94	6,83021	556,218711	728,03016	352,8145454
State 9	10000	85	22000	98	6,79373	836,010704	770,73477	387,4727858
State 10	10000	85	22000	102	6,81711	694,084899	770,70454	387,8232637
State 11	10000	85	24000	86	7,21521	1342,818998	706,45606	341,2030064
State 12	10000	85	24000	90	6,96703	2776,380628	730,64748	370,5183384
State 13	10000	85	24000	94	6,88706	3324,531705	813,15684	389,1650077
State 14	10000	85	24000	98	5,41020	11298,216600	762,20047	359,8131375
State 15	10000	85	24000	102	7,05134	2297,568517	712,01576	355,4232459
State 16	10000	95	20000	86	6,33493	66,921918	590,41082	279,4948645
State 17	10000	95	20000	90	6,33805	121,774809	656,01278	322,2295699
State 18	10000	95	20000	94	6,33758	124,736899	655,91250	323,4331972
State 19	10000	95	20000	98	6,33617	134,055162	655,92881	323,3286304
State 20	10000	95	20000	102	6,33563	137,590178	655,94141	323,3021168
State 21	10000	95	22000	86	6,83515	472,917055	698,05369	323,8453141
State 22	10000	95	22000	90	6,85168	372,320842	697,52808	323,3058498
State 23	10000	95	22000	94	6,79417	721,997327	697,18883	322,2896409
State 24	10000	95	22000	98	6,82645	525,692117	697,39967	366,9207661
State 25	10000	95	22000	102	6,82039	637,975836	754,78977	421,7731992
State 26	10000	95	24000	86	7,38024	534,636058	812,50863	416,0652038
State 27	10000	95	24000	90	7,27028	1154,632112	815,07582	364,3768074
State 28	10000	95	24000	94	7,44392	171,999043	812,71314	416,4625688
State 29	10000	95	24000	98	6,93195	3045,579015	810,34628	363,6571276
State 30	10000	95	24000	102	7,16050	1864,729790	866,21937	429,5748149
State 31	10000	105	20000	86	6,35208	104,840206	736,44671	382,7516599
State 32	10000	105	20000	90	6,34881	126,814032	736,59914	425,7437794
State 33	10000	105	20000	94	6,34806	131,769724	736,66847	378,2050900
State 34	10000	105	20000	98	6,34811	131,468275	736,68224	378,2717133
State 35	10000	105	20000	102	6,35433	146,814964	785,59871	424,6154581
State 36	10000	105	22000	86	6,82478	645,734176	782,37052	401,0875677

	Flujo MEA, lb/h	Temp. MEA, °F	Flujo Gas off, lb/h	Temp. Gas off, °F	H2S en MEA, %	H2S gas fuel, ppm	MEA gas fuel, ppm	MEA gas3, ppm
State 37	10000	105	22000	90	6,80998	837,218508	879,03524	471,6200977
State 38	10000	105	22000	94	6,85027	639,976203	905,47229	511,7739966
State 39	10000	105	22000	98	6,80001	1030,373659	995,84576	563,3389923
State 40	10000	105	22000	102	6,72522	1520,735188	1027,48415	670,2149195
State 41	10000	105	24000	86	6,43786	5887,567370	925,83701	467,9449506
State 42	10000	105	24000	90	6,18204	7326,614081	987,27003	521,8044155
State 43	10000	105	24000	94	7,18649	1750,945916	915,42878	523,1369681
State 44	10000	105	24000	98	7,22627	1543,176317	926,84568	475,4139006
State 45	10000	105	24000	102	7,19914	1805,957672	1014,77167	545,0557048
State 46	11500	85	20000	86	5,58622	28,703141	456,76620	200,7439292
State 47	11500	85	20000	90	5,58391	47,056183	457,12812	190,3867123
State 48	11500	85	20000	94	5,58291	54,693123	457,19859	213,6371249
State 49	11500	85	20000	98	5,58108	68,336584	442,86799	186,4457336
State 50	11500	85	20000	102	5,58102	68,622654	442,85921	187,3260284
State 51	11500	85	22000	86	6,07804	90,578208	519,09958	222,1114723
State 52	11500	85	22000	90	6,07730	95,965205	519,18070	221,7334601
State 53	11500	85	22000	94	6,07713	97,175446	519,20105	221,7799615
State 54	11500	85	22000	98	6,07718	96,849443	519,20439	221,8387331
State 55	11500	85	22000	102	6,08403	136,139075	582,40600	275,2832885
State 56	11500	85	24000	86	6,56885	167,910740	641,98327	292,4525917
State 57	11500	85	24000	90	6,56497	192,890294	641,88622	290,3210422
State 58	11500	85	24000	94	6,54227	337,535566	641,77917	329,2107301
State 59	11500	85	24000	98	6,55668	245,643966	641,90570	291,9478402
State 60	11500	85	24000	102	6,55926	229,237600	641,82724	330,5453319
State 61	11500	95	20000	86	5,60897	48,963705	646,36795	325,8581261
State 62	11500	95	20000	90	5,60889	49,741818	646,33404	327,7914333
State 63	11500	95	20000	94	5,60020	61,690648	581,78142	286,6786991
State 64	11500	95	20000	98	5,60012	62,158324	581,76842	287,6057716
State 65	11500	95	20000	102	5,60011	62,214469	581,76653	287,7455107
State 66	11500	95	22000	86	6,08043	148,674011	579,98031	272,0620950
State 67	11500	95	22000	90	6,08477	118,608442	579,98338	271,8897076
State 68	11500	95	22000	94	6,08500	117,017681	579,95942	271,6549140
State 69	11500	95	22000	98	6,08464	119,509445	579,95950	271,5035953
State 70	11500	95	22000	102	6,08444	120,857578	579,96238	271,4563097
State 71	11500	95	24000	86	6,51886	422,970390	578,08266	291,4570208
State 72	11500	95	24000	90	6,56650	181,395417	629,31776	289,8094496
State 73	11500	95	24000	94	6,46837	805,642142	629,14542	285,5963280
State 74	11500	95	24000	98	6,51529	507,417260	630,20198	327,0758878

	Flujo MEA, lb/h	Temp. MEA, °F	Flujo Gas off, lb/h	Temp. Gas off, °F	H2S en MEA, %	H2S gas fuel, ppm	MEA gas fuel, ppm	MEA gas3, ppm
State 75	11500	95	24000	102	6,53015	412,902863	629,73692	287,9799457
State 76	11500	105	20000	86	5,60926	45,553524	634,73699	323,3376781
State 77	11500	105	20000	90	5,60837	52,397399	634,75200	324,9320269
State 78	11500	105	20000	94	5,60793	55,710770	634,77042	325,0437842
State 79	11500	105	20000	98	5,60777	56,852254	634,77794	325,0541387
State 80	11500	105	20000	102	5,62274	68,968352	751,45281	430,9981034
State 81	11500	105	22000	86	6,12099	97,433381	807,57309	444,7789120
State 82	11500	105	22000	90	6,12059	100,502202	807,75411	443,8424061
State 83	11500	105	22000	94	6,12050	101,172474	807,79358	443,9115039
State 84	11500	105	22000	98	6,12060	100,489696	807,79919	444,0112316
State 85	11500	105	22000	102	6,12088	150,063250	841,03834	485,2667903
State 86	11500	105	24000	86	6,61017	181,045128	898,45131	492,0881060
State 87	11500	105	24000	90	6,60561	210,067560	898,31321	488,9453154
State 88	11500	105	24000	94	6,57925	376,371746	898,15879	488,9736848
State 89	11500	105	24000	98	6,59803	257,836546	898,32166	491,3709217
State 90	11500	105	24000	102	6,59990	246,066083	898,18142	491,0767369

Anexo L. Datos de proceso actual para realizar modelos de regresión y correlación de variables.

	Presión Gas salida T-2752	T° gas salida T-2752	Flujo de gas salida T-2752	Flujo de AMINA a T-2872B	Nivel T-2872B	Flujo de gas Salida T-2872B	Presión salida T-2872B	Nivel D-2758
Fecha	U2750 PI 27518	U2750 TI 27545	U2750 FI 27531	U2870 FT 28702B	U2870 LT 28703	U2870 FI 28720	U2750 PT 27505	U2750 LI 27526
11/12/2016	102,93	93,49	170333,56	-1,50	23,32	4079,16	108,34	40,51
12/12/2016	184,21	107,29	425427,80	110,80	52,59	326088,84	175,76	26,12
12/12/2016	169,59	103,38	289878,26	107,15	54,95	137935,03	168,79	1,59
13/12/2016	189,19	110,08	452119,26	117,67	50,41	351342,31	179,70	0,74
13/12/2016	187,93	110,25	435281,07	122,95	49,97	335836,33	179,99	0,86
14/12/2016	188,13	109,13	437124,77	125,85	49,92	332820,89	179,99	0,57
14/12/2016	179,98	110,54	442252,15	126,33	49,05	344303,28	180,02	0,66
15/12/2016	190,40	108,97	436739,72	125,93	49,99	335900,55	180,01	0,55
15/12/2016	192,65	111,97	468429,45	126,09	49,78	371190,82	180,02	0,66
16/12/2016	192,33	112,15	467197,32	125,81	51,04	367521,71	179,95	0,73
16/12/2016	193,13	113,70	480117,61	126,13	49,88	379418,39	179,96	0,74
17/12/2016	192,68	112,59	474373,31	126,00	49,98	372363,93	180,00	0,68
17/12/2016	194,45	113,77	498952,93	126,12	50,00	396776,26	180,00	0,77
18/12/2016	194,07	111,83	494846,20	125,92	50,84	391467,36	179,99	0,70
18/12/2016	192,70	111,90	474682,39	126,14	51,88	374808,70	180,00	0,76
19/12/2016	193,26	111,48	483301,70	125,95	49,98	381266,64	180,01	0,71
19/12/2016	193,11	112,34	490681,46	125,95	49,70	389009,68	179,40	0,75
20/12/2016	191,74	111,60	490322,60	126,01	48,98	383755,52	178,02	0,67
20/12/2016	192,18	112,32	495956,94	126,09	49,02	390986,20	178,03	0,74
21/12/2016	191,53	111,34	484980,48	126,09	48,98	378049,52	178,02	0,64
21/12/2016	191,99	110,67	491788,04	126,60	49,02	385667,70	178,02	0,56
22/12/2016	191,52	109,74	484666,81	127,02	49,71	378178,13	178,02	0,54
22/12/2016	192,57	111,84	501798,46	127,37	49,96	396927,63	178,01	0,64
23/12/2016	192,06	111,07	494295,53	127,48	49,03	388750,89	178,03	0,58
23/12/2016	192,23	112,08	497945,80	127,55	49,39	393645,39	178,00	0,68
24/12/2016	192,62	111,40	501941,07	127,51	49,35	395104,72	178,00	0,59
24/12/2016	193,71	113,46	518714,21	127,50	49,99	413949,63	178,00	0,71
25/12/2016	192,83	112,78	506525,76	127,55	46,63	400185,46	178,00	0,63
25/12/2016	193,24	113,69	511401,59	127,47	49,97	406292,85	178,01	0,70
26/12/2016	193,49	113,08	515841,98	127,45	49,74	408695,66	178,00	0,64
26/12/2016	194,60	114,00	529302,82	127,52	49,85	424620,37	177,99	0,72
27/12/2016	192,52	112,54	502635,96	127,47	49,48	394698,75	178,02	0,65
27/12/2016	192,62	111,41	503508,81	127,49	50,97	398118,69	178,01	0,75

	Presión Gas salida T-2752	T° gas salida T-2752	Flujo de gas salida T-2752	Flujo de AMINA a T-2872B	Nivel T-2872B	Flujo de gas Salida T-2872B	Presión salida T-2872B	Nivel D-2758
Fecha	U2750 PI_27518	U2750 TI_27545	U2750 FI_27531	U2870 FT_28702B	U2870 LT_28703	U2870 FI_28720	U2750 PT_27505	U2750 LI_27526
28/12/2016	193,24	110,70	513706,63	127,91	49,22	406303,05	178,01	0,71
28/12/2016	193,49	111,37	515748,29	128,04	49,68	411107,64	178,00	0,80
29/12/2016	193,60	110,96	517769,21	128,02	50,02	410714,08	178,01	0,76
29/12/2016	194,12	112,29	524727,71	127,83	50,02	420230,88	177,99	0,83
30/12/2016	194,59	112,22	530898,54	128,00	50,01	424361,25	178,02	0,76
30/12/2016	194,79	112,23	533013,55	127,97	50,01	427905,29	178,00	0,82
31/12/2016	194,93	109,88	535326,73	127,98	50,01	426706,99	178,03	0,63
31/12/2016	195,45	112,42	541131,28	127,99	49,97	435569,58	178,02	0,75
1/01/2017	195,09	111,94	537258,75	128,03	49,99	430854,71	177,99	0,77
1/01/2017	195,62	113,74	544612,73	127,96	50,01	440187,12	178,01	0,84
2/01/2017	195,05	112,44	536917,29	130,08	50,13	430183,15	178,01	0,74
2/01/2017	195,85	113,94	545476,05	133,30	50,64	442084,00	178,01	0,83
3/01/2017	195,40	112,16	540452,81	129,95	49,93	435430,15	178,00	0,75
3/01/2017	193,58	111,40	516167,08	130,01	49,82	414349,53	178,01	0,80
4/01/2017	194,14	111,04	524749,84	129,96	50,29	419881,74	178,02	0,70
4/01/2017	194,00	111,38	521701,48	130,01	49,65	419952,00	178,01	0,80
5/01/2017	194,95	111,37	534364,95	130,00	50,01	430098,24	178,00	0,69
5/01/2017	194,72	111,49	531036,37	130,01	50,01	427041,40	178,00	0,72
6/01/2017	193,19	110,82	512045,42	129,92	50,00	406921,28	178,02	0,70
6/01/2017	193,71	113,01	518036,26	129,99	50,01	414808,04	177,99	0,79
7/01/2017	192,38	111,71	498192,31	130,02	50,03	390488,30	178,04	0,64
7/01/2017	192,60	111,58	502932,69	130,07	50,03	397987,71	177,94	0,74
8/01/2017	191,80	108,33	491363,98	130,87	49,98	384129,18	177,99	0,55
8/01/2017	192,05	109,23	493575,03	131,45	49,19	387462,66	178,01	0,63
9/01/2017	192,05	106,30	492873,36	130,68	49,97	385661,26	178,00	0,43
9/01/2017	192,36	109,20	496976,65	130,03	48,45	393900,04	177,99	0,57
10/01/2017	193,38	107,78	510616,17	129,97	55,39	404476,90	178,03	0,46
10/01/2017	195,58	110,20	537962,63	129,99	56,13	435687,64	178,00	0,60
11/01/2017	193,49	109,23	511878,82	130,01	50,94	408109,74	178,03	0,57
11/01/2017	194,57	110,96	526258,31	130,03	49,62	424947,02	177,98	0,70
12/01/2017	193,97	110,18	518814,02	130,07	48,29	415303,31	178,00	0,64
12/01/2017	194,63	112,08	526669,14	130,04	49,96	425898,87	178,00	0,74
13/01/2017	194,80	111,79	529824,05	129,97	50,02	426929,53	178,01	0,71
13/01/2017	195,14	112,65	534044,44	130,02	50,02	434465,33	178,00	0,78

	Presión Gas salida T-2752	T° gas salida T-2752	Flujo de gas salida T-2752	Flujo de AMINA a T-2872B	Nivel T-2872B	Flujo de gas Salida T-2872B	Presión salida T-2872B	Nivel D-2758
Fecha	U2750 PI_27518	U2750 TI_27545	U2750 FI_27531	U2870 FT_28702B	U2870 LT_28703	U2870 FI_28720	U2750 PT_27505	U2750 LI_27526
14/01/2017	194,70	111,05	529784,40	129,95	49,98	427615,46	178,00	0,67
14/01/2017	195,54	112,30	538673,39	129,98	49,00	439169,28	178,00	0,78
15/01/2017	194,67	109,93	530262,89	129,97	48,64	428911,47	178,01	0,69
15/01/2017	193,66	112,08	517617,08	130,00	50,96	417415,72	178,00	0,77
16/01/2017	194,44	111,30	528613,79	130,03	50,21	425485,75	178,01	0,68
16/01/2017	194,03	111,65	517610,07	131,00	50,41	417874,52	178,00	0,74
17/01/2017	194,15	111,47	519338,79	130,01	48,52	415971,76	177,99	0,67
17/01/2017	193,87	112,34	516684,52	130,03	49,18	415721,50	177,99	0,77
18/01/2017	193,90	111,77	519452,93	130,23	50,34	414709,63	178,02	0,66
18/01/2017	194,81	112,54	528712,60	130,94	49,84	428466,67	177,98	0,76
19/01/2017	192,62	110,97	500178,39	129,95	48,84	395842,63	178,01	0,62
19/01/2017	193,49	112,87	511288,76	130,04	50,00	410561,85	178,01	0,76
20/01/2017	193,57	112,02	513756,06	130,07	49,97	409766,20	178,01	0,67
20/01/2017	194,81	113,61	531033,90	130,00	50,01	430284,15	177,99	0,76
21/01/2017	194,84	112,33	531652,32	129,99	50,00	427947,87	178,01	0,66
21/01/2017	196,02	113,42	545668,93	130,00	49,95	445040,73	178,00	0,74
22/01/2017	194,93	111,98	532429,54	129,99	50,03	429411,45	178,00	0,64
22/01/2017	194,86	113,04	530515,43	130,06	49,91	429827,64	178,01	0,72
23/01/2017	194,56	111,85	526864,80	129,96	50,03	423046,05	178,01	0,62
23/01/2017	195,95	115,17	543271,21	130,03	49,79	442772,55	178,00	0,75
24/01/2017	193,20	112,76	507471,90	130,02	51,85	403645,24	178,00	0,62
24/01/2017	194,22	114,52	517499,32	129,97	50,74	417497,92	178,18	0,78
25/01/2017	194,48	113,73	511220,55	129,97	47,95	409189,23	179,00	0,71
25/01/2017	194,69	114,00	513619,86	129,95	50,65	413945,85	179,02	0,77
26/01/2017	194,28	112,66	509293,77	130,01	48,06	406342,51	179,01	0,68
26/01/2017	194,01	112,16	504053,05	129,96	49,00	405134,35	179,00	0,79
27/01/2017	193,64	111,88	499683,94	129,97	48,99	397083,42	179,01	0,68
27/01/2017	193,87	113,16	501659,39	129,96	49,94	402903,76	179,00	0,80
28/01/2017	193,05	111,50	491227,96	129,92	50,01	387802,38	179,01	0,67
28/01/2017	193,60	113,26	498178,02	129,98	49,98	398846,84	179,01	0,80
29/01/2017	192,76	112,23	485970,98	130,02	50,01	383700,11	179,01	0,72
29/01/2017	193,95	114,36	502310,95	129,95	47,68	402774,49	179,00	0,84
30/01/2017	192,95	112,49	488479,80	129,96	48,15	384131,16	179,01	0,66
30/01/2017	192,84	112,10	486762,64	130,02	49,97	382443,94	178,99	0,70
31/01/2017	192,75	111,27	485418,08	129,95	51,74	379519,47	179,00	0,65

	Presión Gas salida T-2752	T° gas salida T-2752	Flujo de gas salida T-2752	Flujo de AMINA a T-2872B	Nivel T-2872B	Flujo de gas Salida T-2872B	Presión salida T-2872B	Nivel D-2758
Fecha	U2750 PI_27518	U2750 TI_27545	U2750 FI_27531	U2870 FT_28702B	U2870 LT_28703	U2870 FI_28720	U2750 PT_27505	U2750 LI_27526
31/01/2017	193,42	113,15	493210,43	130,01	50,70	391431,19	178,99	0,81
1/02/2017	193,05	113,19	488843,07	129,98	49,63	383846,57	179,01	0,71
1/02/2017	193,72	113,50	495060,07	129,98	49,95	393748,19	178,99	0,84
2/02/2017	193,15	112,41	488502,09	129,97	48,54	383790,89	179,00	0,72
2/02/2017	193,61	112,75	494705,16	130,00	49,24	392871,91	179,01	0,83
3/02/2017	193,12	111,35	490912,79	129,91	49,58	384845,71	179,01	0,71
3/02/2017	194,04	112,66	502259,28	129,99	48,86	400691,44	178,99	0,91
4/02/2017	193,44	112,28	493525,21	129,97	50,00	388020,98	179,01	0,84
4/02/2017	194,35	113,81	505380,73	130,02	49,99	405198,67	178,99	1,02
5/02/2017	193,62	113,68	495747,94	129,99	49,04	392798,87	179,01	0,95
5/02/2017	194,16	115,05	502585,89	130,00	49,54	402187,27	178,99	1,11
6/02/2017	193,74	114,13	495583,54	129,95	51,00	393202,79	179,02	0,96
6/02/2017	194,91	114,96	509786,37	130,01	51,00	410502,41	179,01	1,05
7/02/2017	194,29	114,04	504255,26	130,03	50,51	400995,24	178,99	0,89
7/02/2017	194,64	115,26	503957,48	130,30	50,00	404048,79	178,95	1,01
8/02/2017	193,63	113,87	490471,14	130,04	50,01	387726,23	179,00	0,93
8/02/2017	194,32	115,20	499699,69	129,99	50,01	400341,69	178,98	1,06