

**DIAGNÓSTICO OPERACIONAL DEL CONDENSADOR DE CIMA DE LA TORRE
REGENERADORA DE AMINA EN LA UNIDAD DE PARAFINAS DE LA
GERENCIA DE REFINACIÓN DE BARRANCABERMEJA.**

JUAN DAVID MALAGÓN VILLAFANE

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

2020

**DIAGNÓSTICO OPERACIONAL DEL CONDENSADOR DE CIMA DE LA TORRE
REGENERADORA DE AMINA EN LA UNIDAD DE PARAFINAS DE LA
GERENCIA DE REFINACIÓN DE BARRANCABERMEJA.**

JUAN DAVID MALAGÓN VILLAFANE

Trabajo de grado para optar al título de Ingeniero Químico

Director:

**GIOVANNI MORALES MEDINA
PhD. En Ingeniería Química**

Codirector:

**WILBER ALEXANDER CARMONA PINEDA
Contador Público**

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

2020

DEDICATORIA

A Dios quién como guía ha estado presente en mi vida, bendiciéndome y dándome fuerza para continuar con mis sueños.

A mis padres Luz Marina Villafañe y Lutgardo Malagón y a mis hermanos que siempre han creído en mí y me han apoyado en cada uno de mis proyectos; GRACIAS por ayudarme a culminar esta etapa de mi vida porque sin su trabajo y esfuerzo esto no sería posible, han sido mi motor y mis ganas de salir adelante, sus sabios consejos en el momento justo más el amor incondicional que me brindan son mi energía constante para no desfallecer, este logro es para ustedes.

También quiero agradecer a cada uno de mis compañeros y amigos que conocí durante la carrera con los cuales llevar la carga académica era más divertida, ya que, en cada día de traspaso o cada día de preocupación siempre reíamos por lo bueno o no tan bueno que estaba sucediendo, con ustedes puedo decir que este recorrido fue maravilloso, sin duda la etapa de la universidad es una de las más bonitas, llena de retos, lágrimas, risas y muchos aprendizajes.

Por último, a mis compañeros de trabajo en la práctica empresarial en Ecopetrol de los cuales obtuve gran cantidad de conocimientos tanto científicos como a nivel de crecimiento personal.

JUAN DAVID MALAGÓN VILLAFANE

AGRADECIMIENTOS

A Dios quien nos brindó sabiduría y nos ayudó hacer realidad este sueño.

A la Universidad Industrial de Santander y la escuela de Ingeniería Química por brindarnos excelencia académica y formarnos como unos profesionales competentes.

Al Doctor Giovanni Morales Medina por su apoyo, su disponibilidad, su entrega y acompañamiento constante durante el desarrollo de este proyecto.

A mi familia que ha sido el motor de mi vida para alcanzar cada una de mis metas.

A los profesores de la Universidad Industrial de Santander por su colaboración, motivación y constante apoyo.

Finalmente, a mis compañeros con quien compartí este proceso de formación.

CONTENIDO

1. MARCO TEÓRICO.....	12
2. OBJETIVOS	18
2.1. OBJETIVO GENERAL	18
2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS.....	18
3. ALCANCE	19
4. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA	20
4.1. RECOLECCIÓN DE DATOS DE DISEÑO PARA LA T-1152 Y EL E-1160....	20
4.2. RECOLECCIÓN DE DATOS HISTÓRICOS.....	20
4.3. SIMULACIÓN DE LA T-1152	20
4.4. SIMULACIÓN DEL E-1160.....	21
4.5. DIAGNÓSTICO OPERACIONAL	21
5. RESULTADOS	22
5.1. DATOS HISTÓRICOS DE LA TORRE DE REGENERACIÓN	22
5.2. SIMULACIÓN DE LA TORRE REGENERADORA T1152.....	24
5.3. SIMULACIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR E1160	29
5.4. COMPARACIÓN CON DATOS HISTÓRICOS.....	32
5.5. DIAGNÓSTICO OPERACIONAL	39
6. CONCLUSIONES	44
7. RECOMENDACIONES	45
BIBLIOGRAFÍA	46

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Esquema de la Torre Regeneradora de MDEA T-1152.....	13
Figura 2. Datos históricos y valor normal de temperatura de salida de operación del E-1160.	14
Figura 3. Mediciones de temperatura en la alimentación de la torre a través del tiempo.	23
Figura 4. Mediciones de flujo de vapor que sale por la cima del tambor recolector a través del tiempo.....	24
Figura 5. Simulación Torre Regeneradora en HYSYS.....	25
Figura 6. Perfil de temperatura de la Torre Regeneradora.	26
Figura 7. Perfil de flujos de líquido y de vapor	27
Figura 8. Perfil de flujo máxicos por componente de la fase líquida en la Torre Regeneradora.	27
Figura 9. Perfil de concentraciones en la fase gaseosa.....	29
Figura 10. Simulación E-1160 detallado junto con el tanque recolector D-1156....	30
Figura 11. Comportamiento de las temperaturas de los fluidos dentro del E-116031	
Figura 12. Parte del <i>workbook</i> utilizado para la simulación de la torre dividido en tres secciones.	33
Figura 13. Temperatura fondo T-1152 simulada y medida.	34
Figura 14. Temperatura cima T-1152 simulada y medida.....	35
Figura 15. Ecuaciones de optimización en la simulación de la torre.....	36
Figura 16. Parte del <i>workbook</i> utilizado en la optimización de la simulación de la torre dividido en tres secciones.....	37
Figura 17. Temperatura fondo T-1152 simulada y medida (después de la minimización).	38
Figura 18. Temperatura cima T-1152 simulada y medida (después de la minimización).	39

Figura 19. Parte del workbook utilizado en la optimización de la simulación del intercambiador de calor E-1160 dividido en dos secciones.	41
Figura 20. Resistencia a la transferencia de calor (<i>fouling resistance</i>) a través del tiempo.	42
Figura 21. Desempeño del intercambiador de calor E-1160.	42
Figura 22. Desempeño del intercambiador de calor E-1160 aplicada la solución..	43

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Resumen condiciones de operación para el periodo (01/11/18 – 05/06/19).....	22
Tabla 2. Datos de convergencia suministrados a la simulación de la torre.....	25
Tabla 3. Parámetros de convergencia para la simulación del condensador.	30
Tabla 4. Reporte y comparación de variables de salida intercambiador, torre y datos medidos.....	31

LISTA DE ANEXOS

Anexo A. Condiciones de operación para el periodo comprendido entre 01/01/18 y 01/10/18.....	48
Anexo B. Comparación del comportamiento de las variables en los dos periodos estudiados	48
Anexo C. Variables de entrada y de salida registradas en los <i>Workbook's</i> para las simulaciones de la torre y el condensador de cima.	52
Anexo D. Características físicas del intercambiador de calor y evidencia de ensuciamiento del mismo	55

RESUMEN

TITULO: DIAGNÓSTICO OPERACIONAL DEL CONDENSADOR DE CIMA DE LA TORRE REGENERADORA DE AMINA EN LA UNIDAD DE PARAFINAS DE LA GERENCIA DE REFINACIÓN DE BARRANCABERMEJA*

AUTOR: JUAN DAVID MALAGÓN VILLAFAÑE**

PALABRAS CLAVE: Simulación, torre de desorción, intercambiador de calor, sedimentación de sólidos, amina.

DESCRIPCIÓN:

El presente proyecto se desarrolló en la Gerencia de Refinación de Barrancabermeja perteneciente a la petrolera Ecopetrol S.A. específicamente en la planta de Parafinas y Fenol donde se producen ceras parafínicas, aceites lubricantes, slurry desasfaltado e hidrógeno. En esta última sección se presentó una deficiencia en el proceso de regeneración de Metildietanolamina (MDEA) por lo cual se simuló la torre regeneradora T-1152 en el programa de simulación Aspen HYSYS con el objetivo de reproducir las condiciones de proceso de los años 2018 y 2019 para posteriormente encontrar las condiciones que mejoren los resultados en la operación de regeneración de amina disminuyendo las pérdidas de masa. Los resultados obtenidos demostraron un ensuciamiento creciente en el condensador de cima de dicha torre debido a la precipitación de sólidos disueltos presentes en el agua de enfriamiento que dificulta la transferencia de calor disminuyendo el flujo de condensado. Por lo tanto, para dar solución al problema planteado se propuso aumentar el flujo de agua de enfriamiento en el intercambiador de calor E-1160. También se sugirió estudiar de forma rigurosa la implementación de las siguientes soluciones alternativas: realizar un lavado frecuente en dicho intercambiador y/o mejorar el proceso de tratamiento del agua de enfriamiento para disminuir la concentración de sólidos.

* Trabajo de grado

** Facultad fisicoquímica. Escuela ingeniería química. Director Giovanni Morales Medina. Codirector Wilber Alexander Carmona Pineda.

ABSTRACT

TITLE: OPERATIONAL DIAGNOSIS OF THE TOP CAPACITOR OF THE AMINE REGENERATION TOWER IN THE PARAMPHINE UNIT OF THE BARRANCABERMEJA REFINING MANAGEMENT*

AUTHOR: JUAN DAVID MALAGÓN VILLAFANE**

KEYWORDS: Simulation, desorption tower, heat exchanger, solids sedimentation, amine.

DESCRIPTION:

This project was developed in the Barrancabermeja Refining Management belonging to the oil company Ecopetrol S.A. specifically in the Paraffin and Phenol plant where paraffin waxes, lubricating oils, deasphalted slurry, and hydrogen are produced. In this last section, a deficiency was presented in the Methyldiethanolamine (MDEA) regeneration process, for which the T-1152 regenerating tower was simulated in the Aspen HYSYS simulation program to reproduce the process conditions of the years 2018 and 2019 to later find the conditions that improve the results in the amine regeneration operation, reduce mass losses. The results obtained showed increasing fouling in the top condenser of the said tower due to the precipitation of dissolved solids present in the cooling water, which hinders the transfer of heat, reducing the flow of condensate. Therefore, to solve the problem raised, it was proposed to increase the flow of cooling water in the heat exchanger E-1160. It was also suggested to rigorously study the implementation of the following alternative solutions: carry out frequent washing in the said exchanger and/or improve the cooling water treatment process to reduce the concentration of solids.

* Graduate paper

** Physicochemical faculty. School of chemical engineering. Director Giovanni Morales Medina. Co-director Wilber Alexander Carmona Pineda.

1. MARCO TEÓRICO.

Ecopetrol es la empresa más grande de Colombia y es una compañía integrada del sector de petróleo y gas, que participa en todos los eslabones de la cadena de hidrocarburos: exploración, producción, refinación y comercialización¹. Convirtiéndose así en la principal empresa que suministra combustibles fósiles en el país. La planta de Parafinas y Fenol se encuentra ubicada en el complejo industrial Gerencia Refinería Barrancabermeja y es la encargada de producir ceras de parafinas y bases lubricantes de alta calidad a partir de destilados de crudos parafínicos medios y livianos². En esta planta, el flujo de metildietanolamina (MDEA), utilizado en el retiro de CO₂ del flujo de hidrógeno, se ha visto afectado por una operación deficiente del condensador E-1160; las elevadas temperaturas del flujo de salida del E-1160 han ocasionado pérdidas de amina, lo cual ha afectado la economía del proceso. Una cantidad de 10 barriles mensuales de MDEA son adicionadas para el cubrimiento de esta pérdida. El barril de MDEA en el mercado tiene un valor de \$3'154.000 COP, por lo tanto, la planta tiene pérdidas de alrededor de \$28'000.000 COP/mes solo en reposición de MDEA³.

El intercambiador de calor E-1160 ubicado en la unidad de generación de hidrogeno, cumple la función de condensar MDEA de la corriente de cima de la Torre Regeneradora de Amina T-1152. La corriente de cima está compuesta principalmente por CO₂, agua y MDEA. El proceso de regeneración de amina es favorecido a altas temperaturas y bajas presiones por lo que la torre posee unas condiciones de operación promedio de 200 °F y 13 psig respectivamente⁴. Una vez el flujo pasa por el E-1160 llega al tambor recolector de cima D-1156, en donde se separan los componentes no condensados (ver Figura 1). La MDEA

¹ ECOPETROL S.A., "Quiénes somos", IRIS plataforma virtual, 2019. [En línea]. [Citado 05- Mar- 2019]. Disponible en: <http://iris/contenido/contenido.aspx?catID=280&conID=39385>.

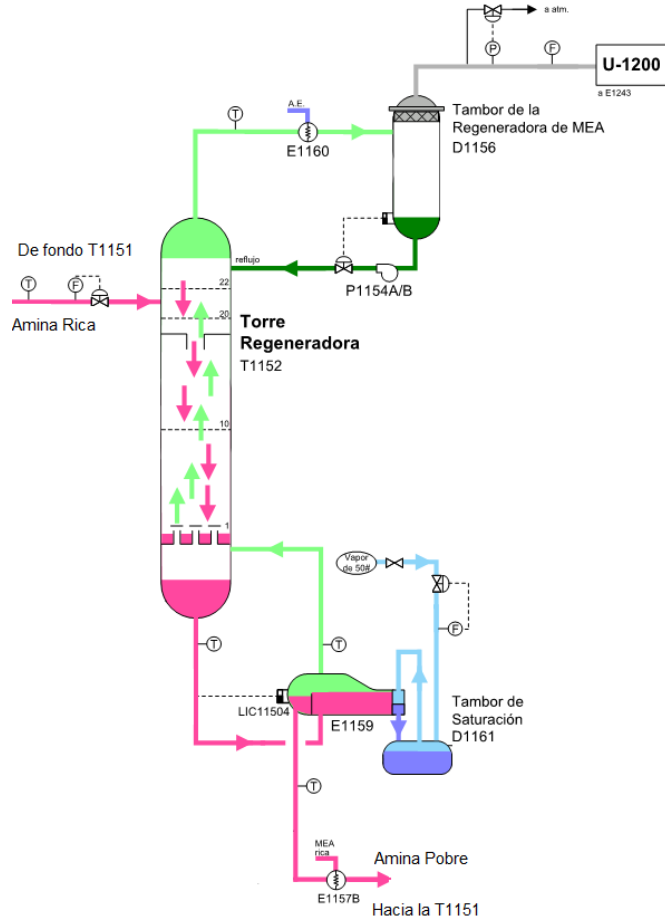
² ECOPETROL S.A., "Manual de entrenamiento planta de Parafinas y Fenol". (3a edición). Barrancabermeja, Colombia. (2008)

³ ECOPETROL S.A., "Seguimiento consumo químicos 2019". Barrancabermeja, Colombia. (2019).

⁴ ECOPETROL S.A., "Manual de descripción de unidades de proceso, generación de H₂". Barrancabermeja, Colombia. (2009)

condensada es re-circulada a la torre, manteniendo la temperatura de cima controlada.

Figura 1. Esquema de la Torre Regeneradora de MDEA T-1152



Fuente: ECOPETROL S.A., “Manual de descripción de unidades de proceso, generación de H2”. Barrancabermeja, Colombia. (2009)

En los reportes operativos de los últimos meses, la operación del IC E-1160, lado proceso, ha reportado temperaturas por encima del valor definido en diseño; la Figura 2. presenta algunos datos operacionales de esta temperatura entre enero y octubre de 2018. Los valores de temperatura por encima de la de diseño conllevan

pureza mínimo del 84%. Debido a esto, la operación de la torre T-1152 y de su intercambiador E-1160 se presenta como crítica para la consecución de los valores de pureza adecuados en el flujo de hidrógeno.

El análisis y diseño térmico de un intercambiador de calor fundamentalmente requiere la aplicación de la primera ley de la termodinámica. Este análisis proporciona la transferencia de energía total, que puede ser expresada mediante la ecuación 1⁶:

$$-\dot{Q}_{perdida} + \dot{E}_{entrada} - \dot{E}_{salida} = 0 \quad (\text{Ec. 1})$$

Dónde: $\dot{Q}_{perdida} = \text{Calor discipado al ambiente}$, $\dot{E}_{entrada} = \text{Energía recibida}$, $\dot{E}_{salida} = \text{Energía entregada}$.

El modelo de transferencia de calor plantea el balance para determinar la transferencia de calor entre los dos fluidos cuando la tasa de flujo de calor perdida es igual a cero ($Q_{pérdida}=0$). Lo anterior se puede expresar mediante la ecuación 2⁷:

$$\dot{Q} = (\dot{m}C_p)_f (T_{f,salida} - T_{f,entrada}) = (\dot{m}C_p)_c (T_{c,entrada} - T_{c,salida}) \quad (\text{Ec. 2})$$

Dónde: los subíndices f y c = fluido de baja y alta temperatura, respectivamente. mC_p = la razón de capacidad calorífica y T = las temperaturas de los fluidos de entrada y de salida.

Así, la tasa de transferencia de calor se puede igualar al coeficiente de transferencia de calor global entre los fluidos a alta y a baja temperatura para completar el modelo⁸.

Existen dos métodos generales para el análisis térmico de los intercambiadores, a saber:

⁶ KREITH, F., MANGLIK, R., BOHN, M. "Principles of heat transfer" (7a Edición.). Estados Unidos de América: Cengage Learning. (2011)

⁷ Ibíd.

⁸ Ibíd.

- A. Método de la diferencia media logarítmica de temperatura (LMTD, sigla en inglés de Log Mean Temperature Difference): se aplica cuando se conocen o se pueden determinar las temperaturas a la entrada y a la salida de los fluidos, con el objetivo de definir el área superficial de transferencia de calor⁹.
- B. Método de la efectividad-NTU: se emplea cuando se conocen los flujos de masa y las temperaturas de entrada de ambos fluidos de trabajo, y el área superficial para la transferencia de calor del intercambiador¹⁰.

De otro lado, el factor de ensuciamiento representa la resistencia teórica al flujo de calor debido a la acumulación de una capa de suciedad u otra sustancia en uno o los dos lados de las superficies del tubo¹¹. Existen varios tipos de ensuciamiento, como son: ensuciamiento químico en el que cambios químicos en el fluido causan que se deposite una capa de ensuciamiento sobre la superficie (interna o externa) de los tubos; ensuciamiento biológico causado por el crecimiento de organismos en el fluido que se depositan en la superficie; ensuciamiento por depósito en el que las partículas en el fluido se acumulan en la superficie cuando la velocidad cae por debajo de cierto nivel crítico que en el caso de agua de enfriamiento es 3 ft/s¹²; ensuciamiento por corrosión en el que una capa producto de la corrosión se acumula en la superficie del tubo, formando una capa extra, normalmente de material con un alto nivel de resistencia térmica¹³.

En el análisis del intercambiador de calor, resulta conveniente combinar todas las resistencias térmicas (efectos de los fenómenos de convección, conducción y sustancias depositadas en los tubos) que se encuentran en la trayectoria del fluido a alta temperatura hacia el fluido a baja temperatura en una sola resistencia (R), y

⁹ *Ibíd.*

¹⁰ *Ibíd.*

¹¹ HRS Heatexchangers, "Factores de ensuciamiento en intercambiadores de calor" Hrs-heatexchangers.com, 2014. [En línea]. [Citado 05- Mar- 2019]. Disponible en: <https://www.hrs-heatexchangers.com/es/recursos/factores-de-ensuciamiento-en-intercambiadores-de-calor/>

¹² ROYAL DUTCH SHELL. "Industrial Services in Oil Companies". Estados Unidos de América. (1990)

¹³ HRS Heatexchangers. Op. Cit

expresar la razón de la transferencia de calor entre los dos fluidos como se muestra en la ecuación 3¹⁴.

$$\dot{Q} = \frac{\Delta T}{R} = UA_s \Delta T_m \quad (\text{Ec 3})$$

Dónde: ΔT = Diferencia de temperatura de los fluidos, R = Resistencia total, U = Coeficiente total de transferencia de calor, A_s = Área de transferencia de calor y ΔT_m = Diferencia promedio de las temperaturas del fluido.

El análisis del funcionamiento de la torre de regeneración y de su condensador de cima puede estar basado en resultados de simulaciones con un paquete comercial como Aspen HYSYS. En este paquete, las características de internas, tanto de la torre como de los intercambiadores (modelo riguroso) deben ser especificadas, según su configuración en planta. La torre regeneradora está compuesta internamente por 22 platos tipo válvula de acero al carbón enumerados de forma ascendente, la alimentación ingresa por encima del plato número 20, los reflujo de vapor y de condensado por encima de los platos 1 y 22 respectivamente. Por su parte, el equipo E-1160 es un intercambiador de tubo y carcasa tipo AES (según ASME), con 4 pasos por lo tubos y uno por la carcasa, cada paso está compuesto por 93 tubos, cada uno de 1" de diámetro exterior, un espesor de 3/32", 240" de longitud, organizados en escuadra rotada a 45° y un *pitch* de 1,3". El equipo posee 12 *baffles* verticales tipo simple con un corte de 25%, todo en acero al carbón (Figura D.1). Simulado junto al tambor recolector.

¹⁴ CENGEL, Yunus. Boles, Michael. "Thermodynamics: an engineering approach", 4a edición, Mc Graw Hill, New York, Estados Unidos de America, 2002.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Analizar las condiciones de proceso que conllevan a la disminución de la pérdida de MDEA en la operación de la torre regeneradora de amina T-1152 de la GRB, por medio de una simulación computacional validada con datos de proceso en el periodo comprendido entre noviembre del 2018 y junio del 2019.

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Desarrollar una simulación en el programa Aspen Hysys que represente la operación de la torre T-1152 y su condensador de cima E-1160 en las respectivas condiciones de diseño.
- Validar la simulación desarrollada en las condiciones de operación actuales de la T-1152, por comparación con los datos de proceso para el periodo comprendido entre noviembre del 2018 y junio del 2019.
- Proponer una estrategia operacional con base en los resultados de la simulación que conduzca a la mejora de la transferencia de calor en el condensador de cima.

3. ALCANCE

Este proyecto presentó a Ecopetrol S.A., el diagnóstico operacional del condensador de cima de la torre regeneradora de amina en la unidad de Generación de Hidrogeno en la planta de Parafinas y Fenol por medio de simulaciones validadas con datos históricos de proceso. Además, se planteó una solución que al implementarla pueda conducir a la mejora en la transferencia de calor en dicho intercambiador.

4. DESCRIPCIÓN METODOLÓGICA

Área de estudio: el estudio se desarrolló en la Refinería de Barrancabermeja, Santander (Colombia), perteneciente a ECOPETROL S.A. más específicamente en la planta de Parafinas y fenol.

4.1. RECOLECCIÓN DE DATOS DE DISEÑO PARA LA T-1152 Y EL E-1160

En esta primera fase se procedió a obtener la información necesaria para el desarrollo de la simulación tales como *datasheet*, planos y reportes de diseño de la torre y el condensador en los diferentes puntos de información.

4.2. RECOLECCIÓN DE DATOS HISTÓRICOS

Se recopilaron los valores de las variables operacionales (temperaturas, presiones y caudales) reportados por los sensores de la T-1152 y del E-1160 para los periodos de operación mencionados anteriormente (operación diaria). Estos valores serán descargados del sistema de gestión y almacenamiento de datos de proceso de la GRB, denominado PI.

4.3. SIMULACIÓN DE LA T-1152

La torre despojadora T-1152, junto con su condensador E-1160 y su rehervidor, fueron simulados en Aspen Hysys. La simulación de la torre regeneradora para las condiciones de diseño fue definida estructuralmente con los datos obtenidos del *datasheet* (número de platos, plato de ingreso de la corriente de entrada, plato de ingreso del reflujo del condensador, plato de ingreso del reflujo del rehervidor). Una vez definida estructuralmente se ingresaron los valores de las variables de entrada (presentadas en la tabla C.1 del en el anexo C) por medio de la herramienta *Workbook*, complemento de Excel “Aspen ASW”. Por medio del *Workbook* fue posible la validación de los resultados de la simulación. Posterior a esto se utilizó otro *workbook* con una función de optimización para determinar la composición correcta de entrada a la torre para cada corrida en la simulación; para

el proceso de optimización se decidió tomar una muestra representativa de los datos para reducir el tiempo de simulación, definida mediante la aplicación de la siguiente ecuación¹⁵:

$$n = \frac{N * Z^2 * p * (1 - p)}{(N - 1) * e^2 + Z^2 * p * (1 - p)} \quad (\text{Ec. 4})$$

Dónde: N = Número total de datos= 141, Z = Factor de probabilidad= 1,96, p = Proporción muestral= 0,5, e = Error= 0,1, n = Muestra representativa

4.4. SIMULACIÓN DEL E-1160

Por otra parte, el condensador de cima se simuló detalladamente basado en el *datasheet* del equipo. Esta simulación fue desarrollada para determinar la variación de la resistencia a la transferencia de calor exhibida en los datos históricos. Las condiciones del flujo de proceso fueron tomadas de la simulación de la torre; el caudal de agua de enfriamiento fue definido mediante medición directa en planta. Al igual que en la simulación de la torre se utilizó un *workbook* que por medio de iteraciones sucesivas dirigidas a la minimización del error cuadrático medio respecto a los datos de proceso.

4.5. DIAGNÓSTICO OPERACIONAL

Los problemas de ensuciamiento en el intercambiador E-1160 fueron analizados según los resultados de la simulación. Una vez determinado esto se planteó una solución con el fin de obtener un funcionamiento eficiente del condensador de cima y por consiguiente de la Torre Regeneradora.

¹⁵ HERNÁNDEZ SAMPIERI, R., FERNÁNDEZ COLLADO, C., & BAPTISTA LUCIO, P. "Metodología de la investigación: selección de la muestra", (5a edición.). México D.F.: McGraw-Hill, 2014.

5. RESULTADOS

5.1. DATOS HISTÓRICOS DE LA TORRE DE REGENERACIÓN

En la siguiente tabla se presentan los valores promedio, mínimos, máximos, desviaciones estándar y coeficientes de variación de las variables de operación de la torre regeneradora en los años 2018-2019 (01 noviembre – 06 junio) tomadas diariamente.

Tabla 1. Resumen condiciones de operación para el periodo (01/11/18 – 05/06/19).

Condición	Valor mínimo	Promedio	Valor máximo	Desviación estándar	Coefficiente de variación
Carga cima a la torre [BPH*]	783,7	838,1	896,9	17,3	0,0206
Temperatura entrada MDEA rica a torre [°F]	202	210	215,2	2,4	0,0113
Temperatura fondo de la torre [°F]	190	233,8	243,4	4,8	0,0205
Temperatura cima de la torre [°F]	194,8	200,9	210,6	2,8	0,0137
Temperatura salida del rehervidor a la torre [°F]	230,5	240,9	248,2	3,2	0,0133
Temperatura reflujo del condensador a la torre [°F]	83,1	89,2	98,3	1,7	0,0200
Flujo de MDEA a la torre de absorción T-1151 [BPH]	727,7	795,2	840,1	19,3	0,0242
Flujo de salida D-1156 por la cima [Lb/h]	3088,4	4984,9	6416,3	649,4	0,1303
Flujo de agua de enfriamiento en el E-1160 [GPM**]	-	380***	-	-	

* Barriles por hora

** US galones por minuto

*** Única medición

Según la Tabla 1, la variable con mayor estabilidad (menor coeficiente de variación) durante la ventana de operación correspondió a la temperatura de alimentación a la torre (Figura 3). Esta estabilidad puede ser atribuida a los controles de procesos aguas arriba de la torre. Por otro lado, la variable con mayor variabilidad (mayor coeficiente de variación) correspondió al flujo de salida por la cima del tambor D-1156 (Figura 4), debido a la fluctuación de la composición del flujo de entrada a la torre, la cual depende de los requerimientos de absorción de CO₂ en la torre T-1151.

Figura 3. Mediciones de temperatura en la alimentación de la torre a través del tiempo.

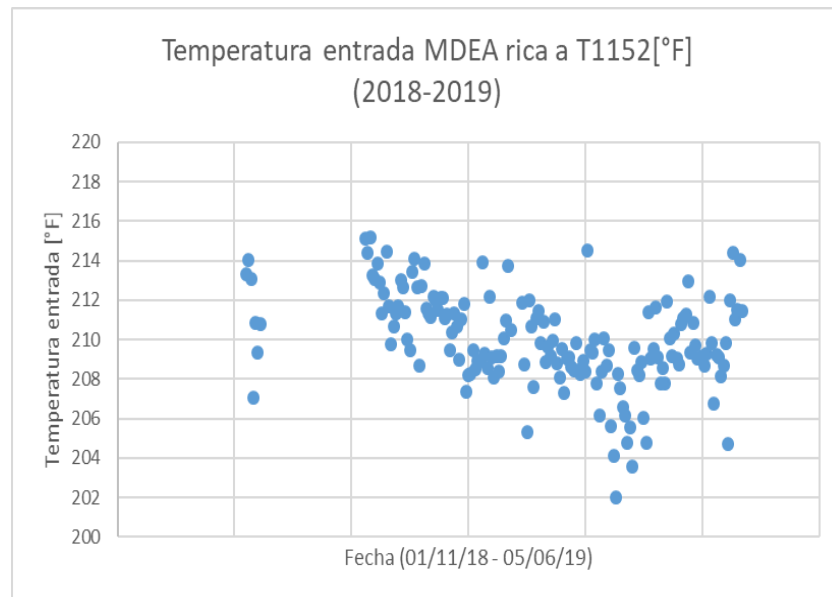
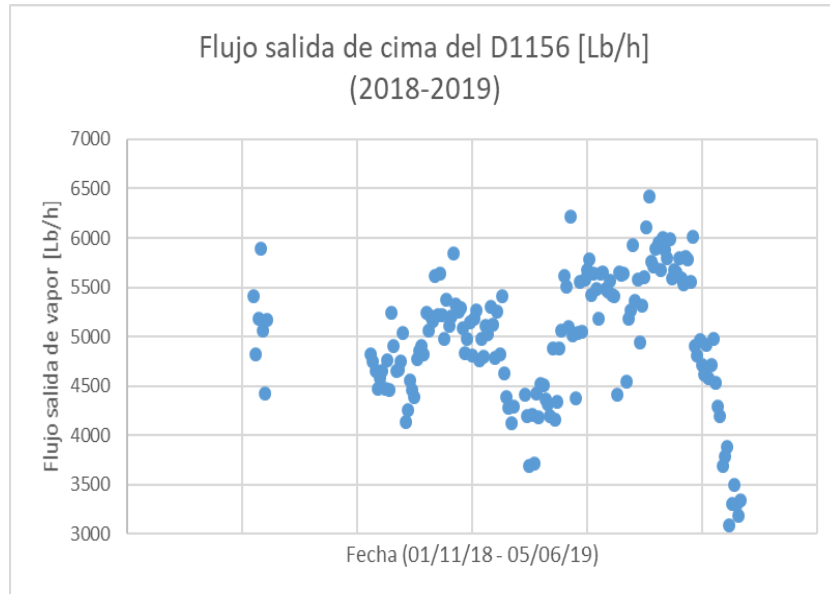


Figura 4. Mediciones de flujo de vapor que sale por la cima del tambor recolector a través del tiempo



5.2. SIMULACIÓN DE LA TORRE REGENERADORA T1152

Los objetos utilizados en la simulación de la Torre Regeneradora son mostrados en la Figura 5. Los parámetros de convergencia que se ingresaron al simulador se presentan en la Tabla 2.

Figura 5. Simulación Torre Regeneradora en HYSYS.

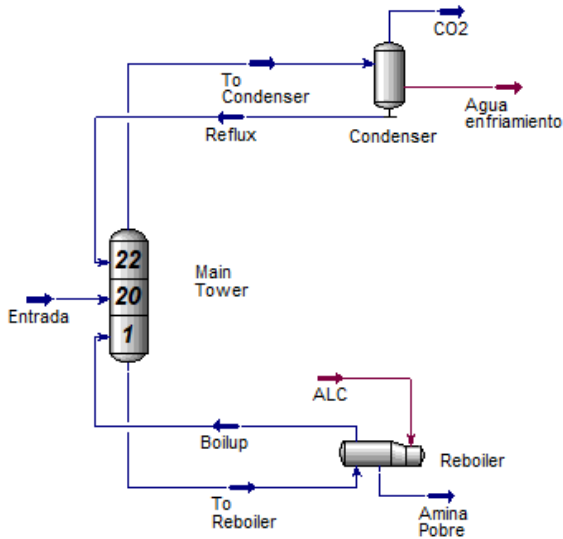
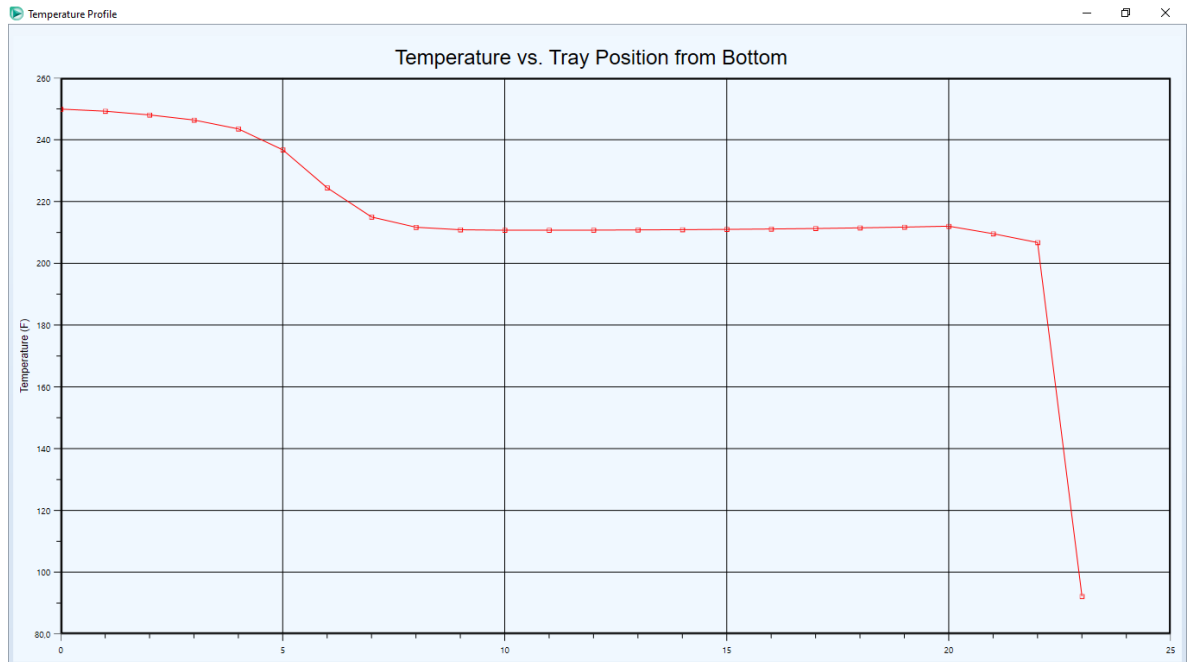


Tabla 2. Datos de convergencia suministrados a la simulación de la torre.

Parámetros de convergencia simulación torre	
Temperatura de alimentación [°F]	210,9
Presión de alimentación [psia]	27,3
Caudal de alimentación [BPH]	828,70
CO2 en la alimentación [p/p]	0,0218
H2O en la alimentación [p/p]	0,7822
MDEA en la alimentación [p/p]	0,1960
Flujo de salida de vapor [Lb/h]	5056,9
Temperatura de reflujo condensador [°F]	92,2

Los resultados de la convergencia de la simulación son reportados en las Figuras 6 – 9. El perfil de la temperatura en la torre se presenta en la Figura 6; según esta figura, el mayor cambio en la temperatura de la torre se presenta entre los platos 4 y 7. El perfil de temperatura depende de la cantidad de mezcla que entra por el plato 20, y la cantidad de fluido que asciende en forma de vapor desde el rehervidor. El número de platos por encima del plato 7 genera un perfil constante de temperatura.

Figura 6. Perfil de temperatura de la Torre Regeneradora.



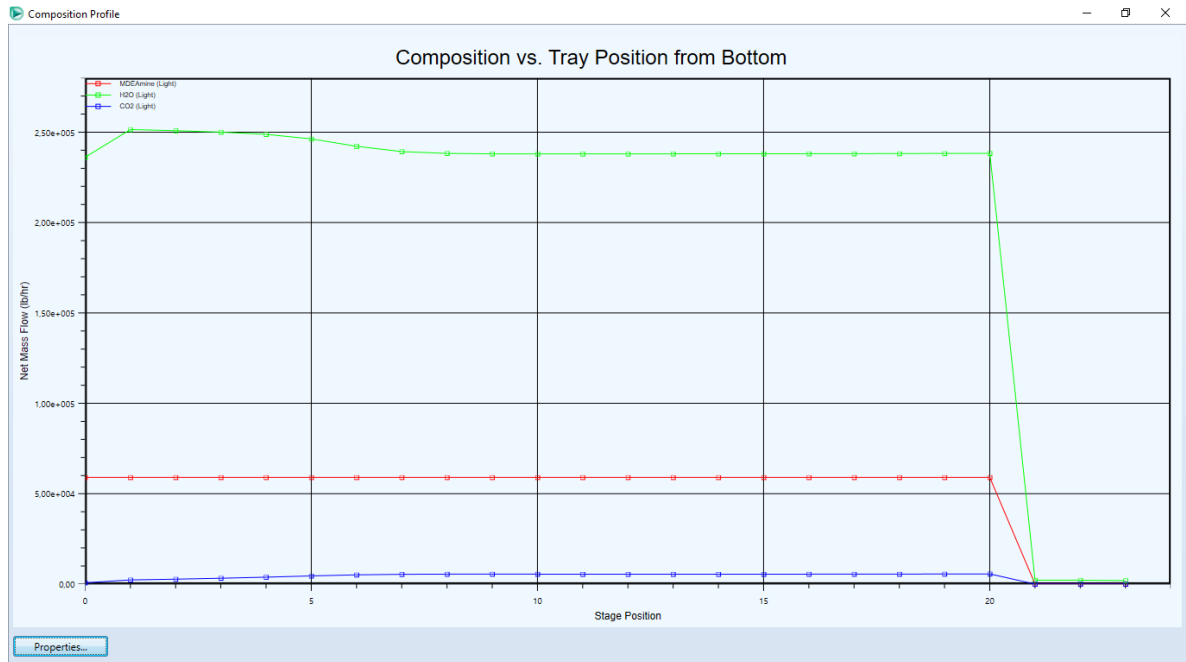
Como se puede observar en la Figura 7, los perfiles de flujo de líquido y de vapor permanecen constantes o en equilibrio dinámico, del plato 7 en adelante. En esta zona se presenta un intercambio de materiales a temperatura constante. En platos inferiores del 7, la cantidad de vapor es superior debido a la cantidad de material volátil proveniente del rehervidor; el componente condensable del vapor del rehervidor (agua) es transferido al líquido, por lo cual este flujo también presenta un valor mayor en los platos inferiores.

Figura 7. Perfil de flujos de líquido y de vapor



En la Figura 8 se presenta la variación de la composición del flujo de líquido a lo largo de la torre. Según esta figura, el flujo de MDEA en la fase líquida se mantiene casi constante a lo largo de la torre; esto indica que su concentración en la fase vapor es despreciable. Por otra parte, la composición del agua y de CO₂ muestran fluctuaciones importantes, producto del despojo y el enriquecimiento en las diferentes secciones de la torre. Como fue mencionado arriba, el flujo de líquido se enriquece de agua por debajo del plato 7; el perfil de flujo de agua en la torre puede ser analizado en la Figura 8. Por su parte, el contenido de CO₂ en el líquido se ve reducido entre los platos 1 y 7 debido a la desorción ocasionada por el incremento en la temperatura (Figuras 6 y 8).

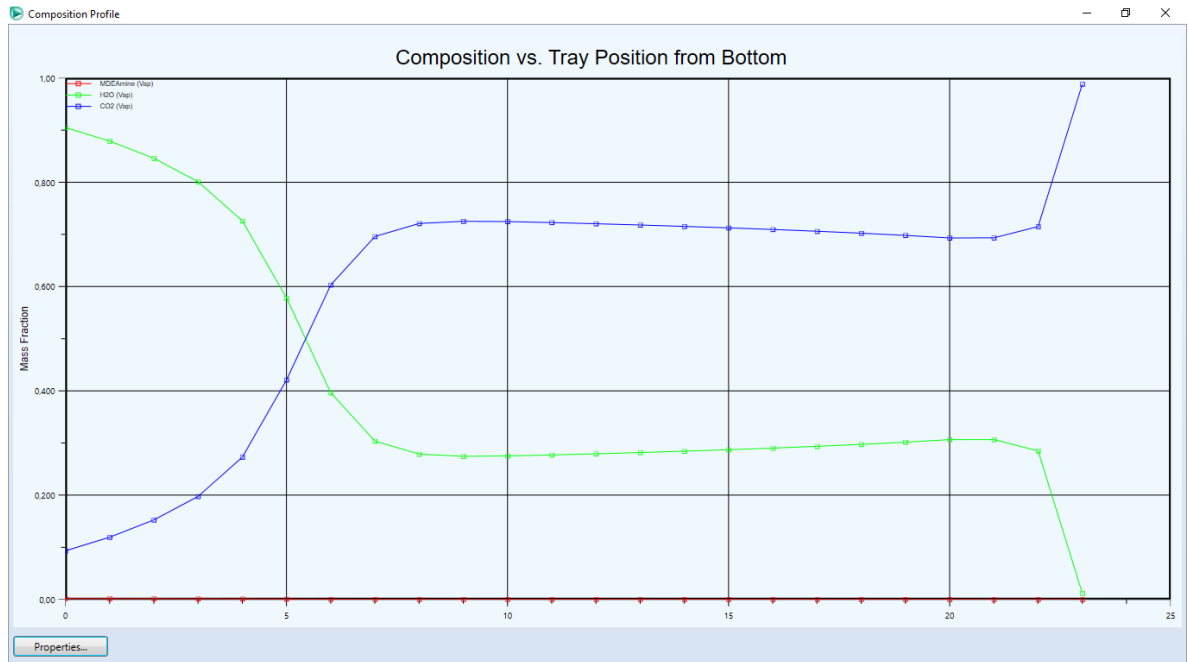
Figura 8. Perfil de flujo másicos por componente de la fase líquida en la Torre Regeneradora.



La concentración porcentual base másica de agua y de CO₂ en la fase gaseosa que sale por la cima, corresponde a 30 y 70 %, respectivamente. Entre los platos 7 y 22, la concentración en la fase gaseosa varía levemente, mientras que por debajo del plato 7, la concentración de vapor de agua aumenta drásticamente y la concentración de CO₂ disminuye también drásticamente; las concentraciones porcentuales de agua y CO₂ en el vapor del plato 1 reportan los valores de 90 y 10%, respectivamente, como resultado del intercambio de materia con el líquido, en la sección entre los platos 1 y 7 (Figura 9). Las tendencias de temperaturas, flujos y concentraciones obtenidas en la simulación se encuentran en concordancia con diferentes reportes de la literatura abierta¹⁶.

¹⁶ GUTIÉRREZ, Juan. BENÍTEZ, Leonel. RUIZ, Liliana. ERDMANN, Eleonora. TARIFA, Enrique. "Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural con aminas. Análisis del uso de diferentes simuladores". Salta, Argentina, 2012

Figura 9. Perfil de concentraciones en la fase gaseosa



5.3. SIMULACIÓN DEL INTERCAMBIADOR DE CALOR E1160

En la Figura 10 se presentan los objetos utilizados en la simulación del condensador de cima. El perfil de temperatura en el condensador es mostrado en la Figura 11; según esta figura, el fluido de enfriamiento exhibe un menor cambio en la temperatura (línea azul), comparado con el fluido de proceso (línea roja). El flujo de agua de enfriamiento recorre el intercambiador por dentro de los tubos donde hay 4 pasos, por lo cual el perfil de temperatura para este flujo (línea azul, Figura 11) presenta cambios de dirección. En la tabla 3 se presentan los parámetros de convergencia suministrados.

Figura 10. Simulación E-1160 detallado junto con el tanque recolector D-1156.

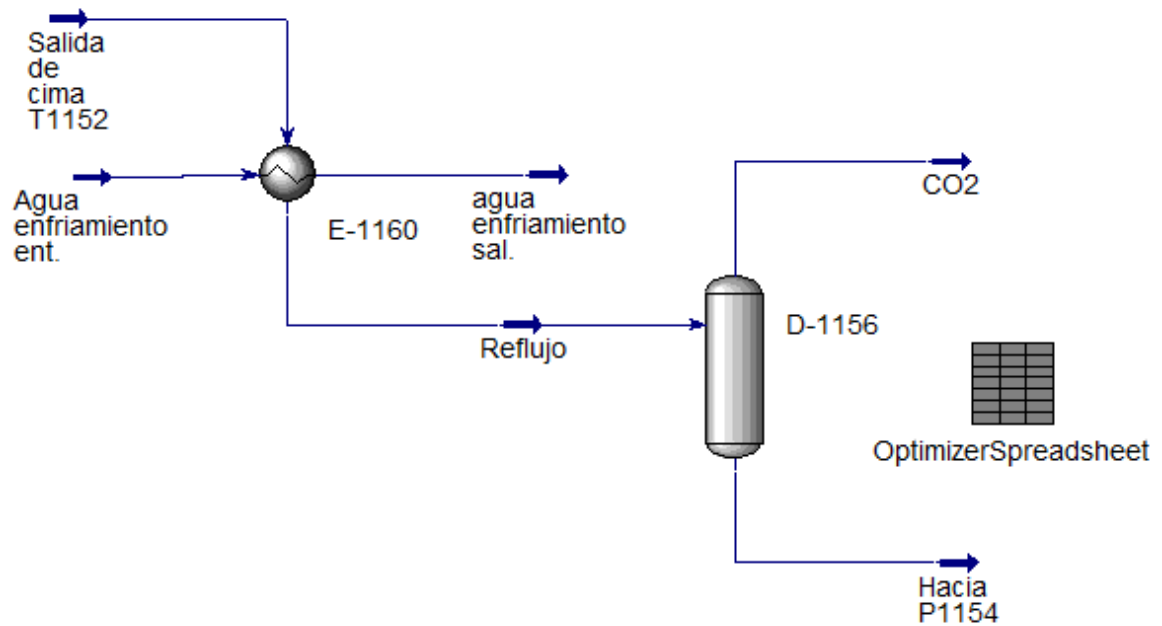
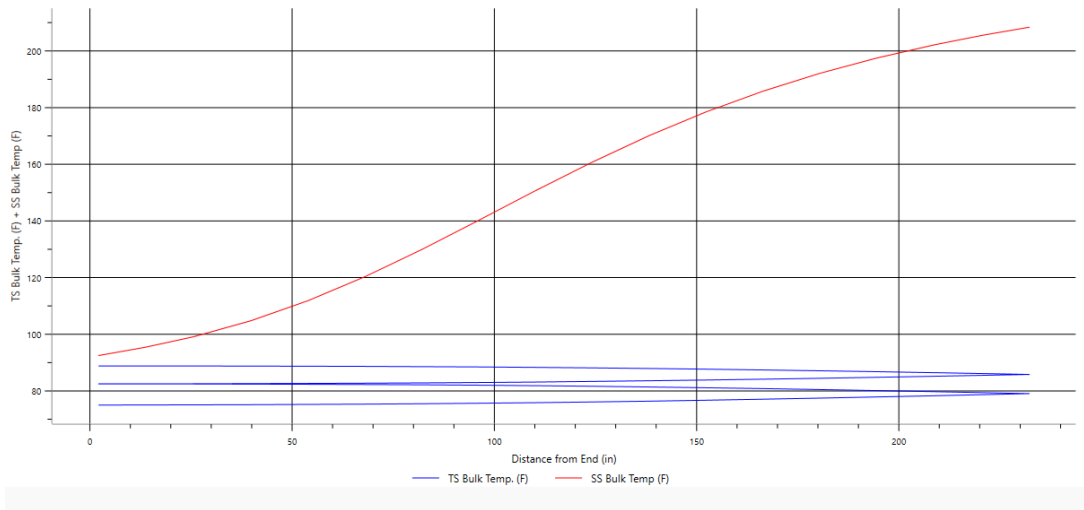


Tabla 3. Parámetros de convergencia para la simulación del condensador.

Parámetros de convergencia simulación E-1160	
Temperatura de alimentación [°F]	208,7
Presión de alimentación [psia]	27,
Flujo de alimentación [Lb/h]	7156,3
CO2 en la alimentación [p/p]	0,6988
H2O en la alimentación [p/p]	0,3012
MDEA en la alimentación [p/p]	3,2E-13
Flujo de agua de enfriamiento [Lb/h]	190000
Temperatura de entrada del agua de enfriamiento [°F]	75
Presión de entrada del agua de enfriamiento [psia]	36

Figura 11. Comportamiento de las temperaturas de los fluidos dentro del E-1160



La composición del vapor a la salida del tambor recolector muestra gran porcentaje másico de CO₂ de alrededor del 99%, un 1% de agua y un porcentaje despreciable de MDEA lo cual refleja una alta eficiencia en el proceso de despojo de CO₂. El calor retirado por el agua de enfriamiento para la condensación de agua y de amina es de 2,41 millones de BTU/h siendo similar al de diseño. La temperatura de condensación es de 92,19°F siendo igual a la medida en planta, mostrando fidelidad de la simulación a la realidad. También se reporta alto grado de compatibilidad entre las simulaciones del intercambiador y de la torre como se evidencia en la tabla 4.

Tabla 4. Reporte y comparación de variables de salida intercambiador, torre y datos medidos.

Variable/fuente	Simulación torre	Simulación intercambiador	Medida en planta
Temperatura de condensación [°F]	92,19	92,18	92,19
Duty [BTU/h]	2410461,37	2409558,42	No reporta
CO ₂ de reflujo [p/p]	0,9882	0,9881	No reporta
H ₂ O de reflujo [p/p]	0,0118	0,0119	No reporta
Amina de reflujo [p/p]	5,82E-23	5,93E-23	No reporta

5.4. COMPARACIÓN CON DATOS HISTÓRICOS

Los resultados de simulación para comparación con los históricos fueron obtenidos por medio del *workbook* de Aspen, como fue mencionado en la metodología; las variables de entrada y de salida para las simulaciones de la torre y del condensador se presentan en las tablas C.1 y C.2 del Anexo C. Las variables de salida de la simulación para comparación fueron definidas como las temperaturas de cima y de fondo de la torre, debido a su disponibilidad en los históricos. Los resultados de las simulaciones de la torre de desorción son mostrados en la Figura 12. Por su parte, las Figuras 13 y 14 presentan las gráficas de paridad para las variables de salida de la torre.

Al realizar la comparación entre los datos simulados y medidos se evidencia que la simulación reproduce una mayor temperatura que los reportados en los históricos (ver Figura 13 y Figura 14). Esto puede deberse a que el flujo de salida de vapor después del condensador fue utilizado como parámetro de convergencia y a que las concentraciones de alimentación a la torre fueron mantenidas constantes durante la comparación; estos valores de concentración fueron medidos para una sola muestra dada la dificultad de esta medición y a la carencia de los respectivos sensores. Debido a esto, si se ingresa menos CO₂ que el real la torre se va a tener que calentar aún más para poder evaporar más agua y de esta manera cumplir con el requisito de flujo de vapor a la salida. Por el contrario, si se ingresa más CO₂ que el real, la temperatura de la torre descende de tal manera que permita que flujo excedente de CO₂ salga por el fondo. Por lo tanto, para determinar la concentración real en la corriente de entrada se aplicó una minimización a la suma de las diferencias entre las variables medidas y simuladas (flujo de vapor a la salida, temperatura de reflujo y temperatura fondo de la torre) al cuadrado; las variables independientes fueron tomadas como las composiciones de CO₂ y de agua en la corriente de entrada (ver Figura 15). La optimización fue aplicada a una muestra representativa, según lo descrito en la metodología (ver Figura 16).

Figura 12. Parte del workbook utilizado para la simulación de la torre dividido en tres secciones.

		Input															
Scenario	Active	1.Phase - Temperatur e.Overall.O verall	1.Std Liq Vol Flow Spec.Std Liq Vol Flow Spec	T-100.Spec Value.Ovhd Vap Rate.Ovhd Vap Rate	T-100.Spec Value.Temp erature.Tem perature	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall I.MDEAmine MDEAmine	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall I.H2O.H2O	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall I.CO2.CO2	Amina Pobre.Std Liq Vol Flow Spec	Amina Pobre.Over all and Phase Comp Mass Frac.Overall I.MDEAmine MDEAmine	Amina Pobre.Over all and Phase Comp Mass Frac.Overall I.H2O.H2O	Amina Pobre.Over all and Phase Comp Mass Frac.Overall I.CO2.CO2	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.22__ Main Tower.22__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.21__ Main Tower.21__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.20__ Main Tower.20__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.19__ Main Tower.19__ Main Tower	
F	F	barrel/hr	lb/hr	F	F	F	F	F	barrel/day	F	F	F	F	F	F	F	
Case 1		210	877,08333	5300	89	3,731E-22	0,0106295	0,9893705	21008,076	0,1998735	0,7993138	0,0008127	88,995148	221,93498	224,37178	226,77779	237,51144
Case 2		213,33769	828,74188	5409,1816	98,242584												
Case 3		214,04863	827,48584	4820,355	90,746933	6,507E-23	0,0112323	0,9887677	19820,898	0,1997515	0,7988225	0,001426	90,730344	209,75945	212,58688	214,99946	214,6943
Case 4		213,071	825,44098	5181,0562	94,009209	5,093E-20	0,012463	0,987537	19769,365	0,2000022	0,7997894	0,0002084	94,031427	243,60401	244,05884	245,63635	246,10833
Case 5		207,04402	826,00183	5888,5571	92,421799												
Case 6		210,8598	828,70056	5056,9175	92,187073	3,089E-21	0,0117577	0,9882423	19848,591	0,1999063	0,7994238	0,0006699	92,177014	231,42706	233,18951	235,55875	241,68629
Case 7		209,35883	828,97729	4425,7534	91,696091	3,146E-23	0,011574	0,988426	19859,085	0,1994796	0,7977451	0,0027753	91,67773	204,08263	206,96944	209,36213	209,38396
Case 8		210,78049	828,37262	5175,394	91,998016	4,152E-20	0,0117009	0,9882991	19840,094	0,1999833	0,7997283	0,0002884	92,02321	242,85693	243,41461	245,31578	245,97047
Case 9		215,11215	783,78503	4822,4985	87,740143	8,145E-21	0,0102086	0,9897914	18773,07	0,1999349	0,7995632	0,0005019	87,731131	238,261	239,38907	241,67842	244,10393
Case 10		214,4063	825,16882	4743,959	88,845528	5,44E-23	0,0105699	0,9894301	19765,958	0,1997099	0,7986691	0,001621	88,818972	210,18479	213,04904	215,47429	215,13587

Output																	
T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.18__ Main Tower.18__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.17__ Main Tower.17__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.16__ Main Tower.16__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.15__ Main Tower.15__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.14__ Main Tower.14__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.13__ Main Tower.13__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.12__ Main Tower.12__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.11__ Main Tower.11__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.10__ Main Tower.10__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.9__M ain Tower.9__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.8__M ain Tower.8__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.7__M ain Tower.7__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.6__M ain Tower.6__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.5__M ain Tower.5__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.4__M ain Tower.4__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.3__M ain Tower.3__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.2__M ain Tower.2__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.1__M ain Tower.1__M ain Tower
F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F
241,23552	242,94914	244,14998	245,11966	245,93617	246,6408	247,2614	247,81775	248,32432	248,79175	249,22802	249,6392	250,02995	250,40388	250,76384	251,11208	251,4504	251,78032
214,46903	214,31979	214,32278	214,74396	216,58474	221,90009	230,98824	238,58147	242,46993	244,5387	245,95482	247,06795	247,98997	248,77562	249,4594	250,06632	250,61271	251,11445
246,48818	246,83349	247,15936	247,47325	247,77919	248,07953	248,37566	248,66848	248,95849	249,24625	249,53218	249,81639	250,09899	250,38008	250,65973	250,93801	251,21499	251,49334
243,43598	244,53289	245,40971	246,14592	246,78157	247,34288	247,84829	248,31097	248,74048	249,144	249,5267	249,89259	250,24474	250,58555	250,9169	251,24024	251,55673	251,86748
209,40791	209,43365	209,46088	209,48935	209,51887	209,54926	209,58051	209,61326	209,65066	209,7086	209,86575	210,50184	213,26118	222,24734	235,72098	243,57977	246,72621	248,43752
246,42009	246,82366	247,19665	247,54775	247,88289	248,20665	248,52176	248,82999	249,13252	249,43075	249,72518	250,01641	250,3049	250,59094	250,87496	251,15658	251,43695	251,71634
245,07678	245,82828	246,45601	247,00113	247,48482	247,92406	248,33244	248,71418	249,0773	249,42516	249,76165	250,0887	250,40665	250,71812	251,02479	251,32592	251,62338	251,91707
214,87003	214,66424	214,50732	214,4184	214,49163	215,02441	217,2031	223,29124	232,90544	240,10411	243,59427	245,50147	246,84699	247,91732	248,8067	249,56613	250,22877	250,81745

Agua enfriamient o.Heat Flow.Heat Flow	ALC.Heat Flow.Heat Flow	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser. Phase - Mass Frac.Overall I.MDEAmine MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser. Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall I.MDEAmine MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser. Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall I.H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser. Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall I.CO2.CO2	T-100.My SubFlowshe et.Streams.R eflux.Overall I and Phase Comp Mass Flow.Overall I.MDEAmine MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.R eflux.Overall I and Phase Comp Mass Flow.Overall I.H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.R eflux.Overall I and Phase Comp Mass Flow.Overall I.CO2.CO2	T-100.My SubFlowshe et.Streams.B oilup.Overa ll and Phase Comp Mass Flow.Overall I.MDEAmine MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.B oilup.Overa ll and Phase Comp Mass Flow.Overall I.H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.B oilup.Overa ll and Phase Comp Mass Flow.Overall I.CO2.CO2	T-100.My SubFlowshe et.Streams.B oilup.Overa ll and Phase Comp Mass Flow.Overall I.H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.B oilup.Overa ll and Phase Comp Mass Flow.Overall I.CO2.CO2	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Over all and Phase Comp Mass Flow.Overall I.MDEAmine MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Over all and Phase Comp Mass Flow.Overall I.H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Over all and Phase Comp Mass Flow.Overall I.CO2.CO2	Status
Btu/hr	Btu/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	barrel/day	lb/hr	lb/hr	lb/hr	barrel/day	
4747487,9	20244515	9495,1691	4,221E-12	0,4465078	0,5534922	4,008E-08	4183,2995	8,937938	42,18303	21067,836	303,38582	1470,4993	62550,45	271044,54	557,54907	22455,321	Ready
2410848,4	15205896	6922,8438	4,26E-13	0,3105352	0,6894648	2,949E-09	2095,615	4,3761035	30,726318	15557,018	624,02947	1119,1811	59004,263	251396,99	1045,0196	20892,187	Ready
166923692	180456248	156601,78	7,708E-10	0,9654051	0,0345949	0,0001207	151119,59	302,07291	382,1185	189493,07	217,19163	13017,103	59209,921	424739,72	278,48649	32775,991	Ready
8681327,1	23139493	12829,618	3,506E-11	0,6090884	0,3909116	4,498E-07	7754,8905	15,885627	48,471537	24148,741	242,22721	1676,7495	59108,579	260329,69	440,15554	21506,9	Ready
1764797,6	15530368	5955,0716	1,586E-13	0,2644578	0,7355422	9,446E-10	1523,6118	3,1421785	28,26006	14948,051	1950,5975	1186,2799	59108,09	251216,12	2752,5582	20898,604	Ready
84896958	99457749	82003,711	7,417E-10	0,9357666	0,0642334	6,082E-05	76675,83	157,28064	210,39792	104358,49	205,79935	7175,9969	59247,134	340444,93	290,93171	27003,082	Ready
18970505	30996947	21856,925	1,843E-10	0,7798268	0,2201732	4,028E-06	16995,363	36,935361	65,256478	32435,957	190,14151	2240,9014	55924,309	25822,92	330,36484	20999,807	Ready
2426344,7	14926135	6858,2081	4,358E-13	0,3143525	0,6856475	2,989E-09	2105,7089	4,5115005	29,785634	15163,357	766,94972	1104,0849	58838,192	250346,8	1244,2876	20811,268	Ready

Figura 13. Temperatura fondo T-1152 simulada y medida.

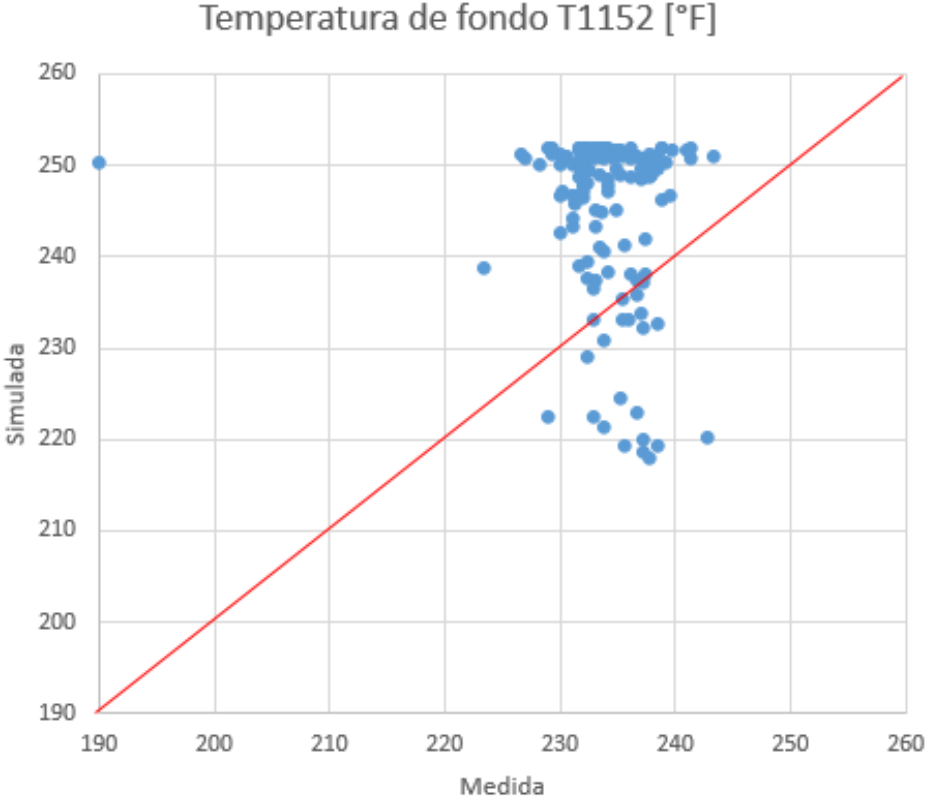
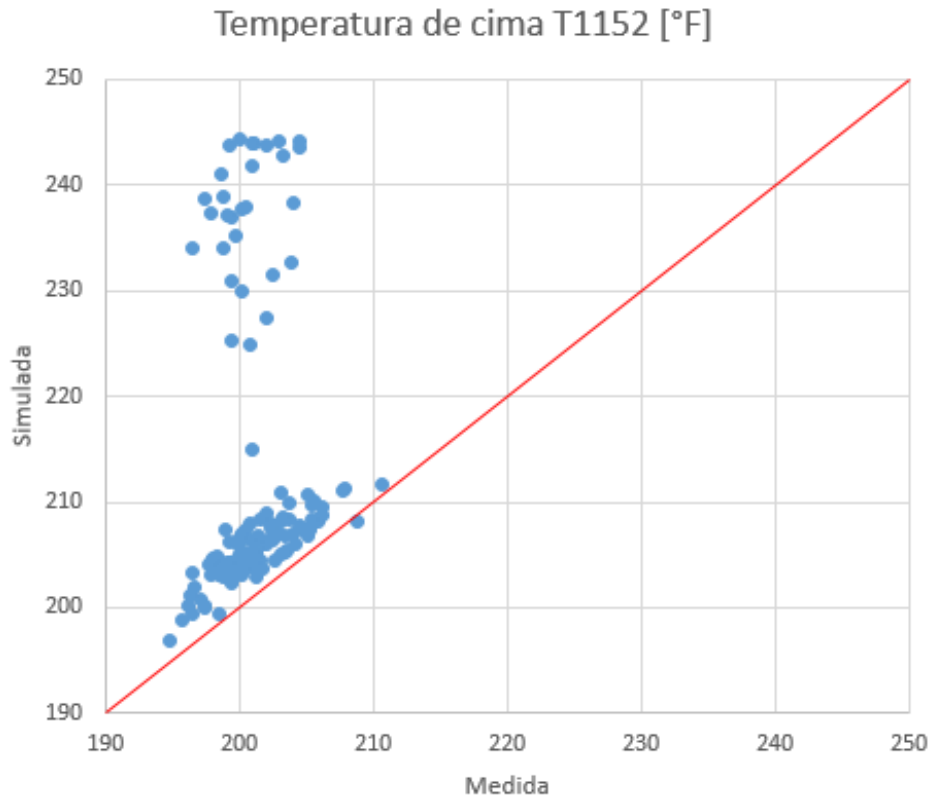


Figura 14. Temperatura cima T-1152 simulada y medida.



En la Figura 15 se muestran las ecuaciones y los parámetros definidos en la optimización con el objeto *optimizer* de Aspen. En esta figura, se presenta el *optimizer*, en donde cada casilla representa a: A1 flujo de vapor de salida simulación, A2 flujo de vapor de salida medido, B1 temperatura de reflujo simulación, B2 temperatura de reflujo medido, C1 temperatura fondo de la torre simulación, C2 temperatura fondo de la torre medido.

Figura 15. Ecuaciones de optimización en la simulación de la torre.

The screenshot displays the Optimizer software interface with several windows open. The main window shows the 'Adjusted (Primary) Variables' table, and two smaller windows show the 'Formula Summary' and the 'Spreadsheet: OptimizerSpreadsheet' data.

Object	Variable Description	Low Bound	Current Value	High Bound	Reset Value	Enabled
OptimizerSpreads	D1: Overall and Phase Comp	0.0095	0.0206	0.4000	<empty>	<input checked="" type="checkbox"/>
OptimizerSpreads	D2: Overall and Phase Comp	0.3925	0.7834	0.8000	<empty>	<input checked="" type="checkbox"/>

Cell	Formula	Result
A3	=(A1-A2)^2	0.0000
B3	=(B1-B2)^2	0.0000
B4	=A3+B3+C3	0.1291
C3	=(C1-C2)^2	0.1291

	A	B	C	D
1	4907 lb/hr	87.94 F	233.5 F	0.0206
2	4907	87.94	233.1	0.7834
3	0.0000	0.0000	0.1291	
4		0.1291		
5				
6				
7				
8				
9				
10				

Figura 16. Parte del workbook utilizado en la optimización de la simulación de la torre dividido en tres secciones.

		Input																
Scenario	Active	1.Phase - Temperature,Overall,Overall	1.Std Liq Vol Flow Spec.Std Liq Vol Flow Spec	T-100.Spec Value.Ovhd Vap Rate.Ovhd Vap Rate	T-100.Spec Temperature.Tem perature	OptimizerSp readsheet.C ell Matrix.A.2.2	OptimizerSp readsheet.C ell Matrix.B.2.2	OptimizerSp readsheet.C ell Matrix.C.2.2	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.M DEAmine.MDEA mine	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall .H2O.H2O	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall .CO2.CO2	Amina Pobre.Std Liq Vol Flow Spec.Std Liq Vol Flow Spec	Amina Pobre.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall .MDEAmine	Amina Pobre.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall .H2O.H2O	Amina Pobre.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall .CO2.CO2	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.22__ Main Tower.22__ Main Tower		
F	F	F	barrel/hr	lb/hr	F	F	F	F	F	F	F	barrel/hr	F	F	F	F		
Case 1		208,68314	868,79437	3695,1257	88,167122	3695,1257	88,167122	233,86185	1,93393E-23	0,0103526	0,9896474	867,51298	0,1983273	0,7964242	0,0052485	203,43064		
Case 2		209,2596	827,00244	5027,748	93,226341	5027,748	93,226341	231,96939	4,8895E-23	0,0121516	0,9878484	825,16509	0,1993281	0,7950722	0,0055996	206,68935		
Case 3		213,25572	829,4549	4466,5464	90,710258	4466,5464	90,710258	236,90863	6,93494E-23	0,0112219	0,9887781	827,87036	0,1989496	0,796137	0,0049134	210,33653		
Case 4		209,16655	863,89929	5588,4336	90,825394	5588,4336	90,825394	230,36009	4,26164E-23	0,0112735	0,9887265	861,84695	0,1995383	0,7945901	0,0058716	207,37746		
Case 5		209,48561	830,89099	5567,0664	89,785553	5567,0664	89,785553	233,67145	4,05396E-23	0,0109011	0,9890989	828,86054	0,1996694	0,7951116	0,005219	207,73663		
Case 6		208,84888	829,83447	4313,9717	89,845985	4313,9717	89,845985	232,74089	2,60132E-23	0,01092	0,98908	828,30138	0,1988456	0,7957311	0,0054234	204,33258		
Case 7		211,05846	831,23877	4827,6753	88,985283	4827,6753	88,985283	234,13521	4,26312E-23	0,0106244	0,9893756	829,50991	0,1991802	0,7955322	0,0052876	208,34881		

Output																	
T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.21__ Main Tower.21__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.20__ Main Tower.20__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.19__ Main Tower.19__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.18__ Main Tower.18__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.17__ Main Tower.17__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.16__ Main Tower.16__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.15__ Main Tower.15__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.14__ Main Tower.14__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.13__ Main Tower.13__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.12__ Main Tower.12__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.11__ Main Tower.11__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.10__ Main Tower.10__ Main Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.9__M ain Tower.9__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.8__M ain Tower.8__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.7__M ain Tower.7__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.6__M ain Tower.6__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.5__M ain Tower.5__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.4__M ain Tower.4__M ain Tower
F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F	F
206,40415	208,77949	208,87019	208,95551	209,03598	209,1121	209,18431	209,253	209,31853	209,38124	209,4414	209,49929	209,55515	209,60933	209,66285	209,72094	209,81401	210,12298
209,51643	212,02943	211,41406	210,92494	210,53189	210,21375	209,9551	209,74438	209,57277	209,43339	209,32085	209,23072	209,15945	209,10409	209,06307	209,03897	209,05336	209,24689
213,15887	215,63274	215,05441	214,59947	214,23771	213,94821	213,71589	213,52953	213,38067	213,26283	213,17103	213,10134	213,0489	213,01302	212,99002	212,98821	213,05461	213,4376
210,24784	212,7953	211,96857	211,32161	210,8072	210,39336	210,05765	209,78375	209,55947	209,37549	209,22454	209,1008	208,99957	208,91691	208,84979	208,79844	208,78457	208,92364
210,62497	213,17447	212,28987	211,60338	211,06132	210,62799	210,2786	209,99532	209,76496	209,57753	209,42529	209,30215	209,20329	209,12505	209,06538	209,02838	209,04944	209,34199
207,26004	209,70449	209,50812	209,34788	209,21741	209,11177	209,02761	208,96455	208,92048	208,88151	208,85405	208,83494	208,82252	208,81558	208,81368	208,82013	208,86048	209,09495
211,24497	213,74593	213,12338	212,63201	212,2397	211,92422	211,66951	211,4636	211,29741	211,16383	211,05704	210,97107	210,90148	210,85262	210,81518	210,79726	210,82803	211,08566

T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.3__M ain Tower.3__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.2__M ain Tower.2__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.1__M ain Tower.1__M ain Tower	T-100.Stage Liq. Temperatur e to below.Reboil er.Reboiler	Agua enfriamien to.Heat Flow.Heat Flow	ALC.Heat Flow.Heat Flow	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser.P hase - Mass Flow.Overall I.Overall	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T eams.To Condenser.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall.M DEAmine.MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser. Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall .H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Condenser. Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall .CO2.CO2	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Std Liq Vol Flow Spec.Std Liq Vol Flow Spec	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall .MDEAmine	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall .H2O.H2O	T-100.My SubFlowshe et.Streams.T o Reboiler.Overa ll and Phase Comp Mass Frac.Overall .CO2.CO2	Status
F	F	F	F	Btu/hr	Btu/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	lb/hr	barrel/hr	F	F	F	
211,67102	218,467	233,79272	244,21163	1450140,9	14027207,44	4943,0674	1,35853E-13	0,2596915	0,7403085	895,36352	0,1905085	0,7936674	0,0158241	Ready
210,43531	216,31003	231,50226	243,41356	2206969,3	13446504,53	6947,9225	2,28649E-13	0,2845478	0,7154522	850,43882	0,191638	0,7916108	0,0167513	Ready
215,36805	222,9409	236,76853	244,98119	2287788,3	12719036,98	6462,1262	4,63426E-13	0,3157272	0,6842728	854,77302	0,1911906	0,7942329	0,0145766	Ready
209,89686	215,03667	229,80852	242,79057	2534144,4	13916890,65	7785,2464	2,57638E-13	0,2901427	0,7098573	886,82095	0,1921069	0,7906791	0,017214	Ready
211,03929	218,5869	234,30202	244,30414	2568945,3	13908407,44	7795,8229	2,74832E-13	0,2931149	0,7068851	857,13916	0,1913453	0,7923389	0,0163159	Ready
210,46339	216,95667	232,55394	243,81498	1744184,6	13642741,58	5820,7203	1,58665E-13	0,2663111	0,7336889	854,71136	0,1909662	0,7925666	0,0164672	Ready
212,54187	219,11617	233,88025	244,13349	2288001,7	13186669,28	6813,6667	3,18711E-13	0,2982627	0,7017373	855,64608	0,1914473	0,7927622	0,0157905	Ready

Una vez realizada la optimización, los datos simulados muestran mayor exactitud con los históricos (Figuras 17 y 18). Las desviaciones leves que muestran los resultados de simulación pueden ser atribuidas a factores como son: la calibración y precisión de los equipos de medición, así como a muestras en estado dinámico en los datos históricos. Por otra parte, la ecuación 5 relaciona la concentración de CO₂ en el alimento con el caudal de entrada a la torre y el flujo de vapor de cima a la salida del tambor; esta ecuación fue obtenida con los resultados del proceso de minimización, reportando un valor de coeficiente de regresión cuadrado de 0,9806. Esta ecuación resulta de utilidad para la operación ya que se puede determinar la composición en la alimentación de la torre conociendo el caudal de alimentación y el flujo de vapor de salida que son variables que se pueden conocer por los dispositivos de medición en planta.

Figura 17. Temperatura fondo T-1152 simulada y medida (después de la minimización).

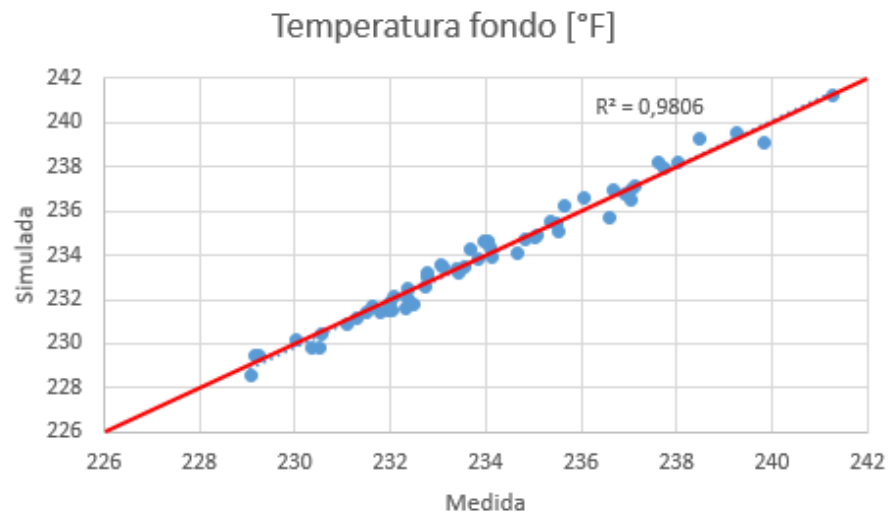
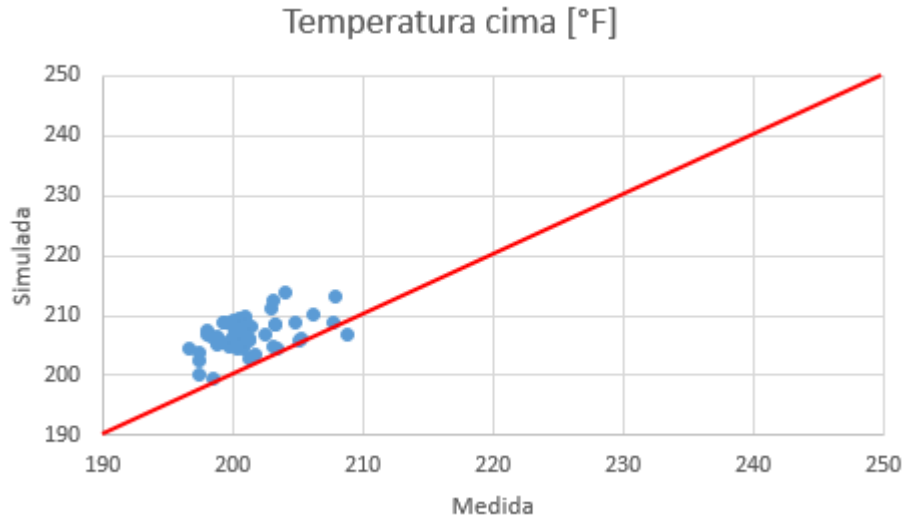


Figura 18. Temperatura cima T-1152 simulada y medida (después de la minimización).



$$X_{CO_2} \left[\frac{p}{p} \right] = 0,7885 + 1,33 \times 10^{-5} \dot{Q}_{ent} [BPH] - 3,42 \times 10^{-6} \dot{m}_{vap,sal} \left[\frac{lb}{h} \right] \quad (\text{Ec. 5})$$

5.5. DIAGNÓSTICO OPERACIONAL

El diagnóstico operacional se basó en la determinación de la resistencia a la transferencia de calor, mostrada en el condensador de cima. El comportamiento de la resistencia fue determinado con los datos ajustados de la simulación de la torre T1152 y un proceso de optimización donde la función objetivo es minimizar el absoluto de la diferencia entre la temperatura de salida del lado carcasa simulada y medida, variando dicha resistencia a la transferencia de calor por el lado tubos; los datos de la optimización son mostrados en la Figura 19. Los resultados de la variación de la resistencia térmica del condensador de cima, en el periodo de datos históricos es presentada en la Figura 20; según esta figura, la resistencia a la transferencia de calor aumenta a medida en que avanza el tiempo en el periodo

evaluado; lo anterior indica que se presenta ensuciamiento en los tubos del intercambiador. Por otra parte, los resultados de simulación también reportan la velocidad máxima del agua de enfriamiento por el lado tubos; el valor reportado por Aspen Hysys corresponde a 2,7 ft/s (Figura 21). Esta velocidad resulta menor que la velocidad crítica o mínima para evitar sedimentación (3 ft/s), por lo cual se sugiere que el tipo de ensuciamiento que exhibe el condensador es de sedimentación de sólidos disueltos. Por esto, la solución recomendada para una adecuada operación de la Torre Regeneradora y para evitar la pérdida de amina, es aumentar el flujo de agua utilizada en el condensador de cima. El aumento del flujo de agua debe alcanzar un valor de velocidad que sea mayor que la velocidad crítica de sedimentación. El flujo recomendado en el presente documento corresponde a 280000 Lb/h (560 GPM) para cumplir con el requisito mínimo de velocidad sin variar significativamente el calor transferido evitando también incurrir en el uso de exceso de agua; con este valor de flujo, la velocidad del agua de enfriamiento alcanza el valor de 4 ft/s, sobrepasando al valor crítico (Figura 22).

Figura 19. Parte del workbook utilizado en la optimización de la simulación del intercambiador de calor E-1160 dividido en dos secciones.

Optimización E-1160																
Input																
Scenario	Active	Salida de cima T1152.Phase - Temperature.Overall.Overall	Salida de cima T1152.Phase - Mass Flow.Overall.Overall	Salida de cima T1152.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.Overall	Salida de cima T1152.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.H2S.H2S	Salida de cima T1152.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.MDEAmine	Salida de cima T1152.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.H2O.H2O	OptimizerSpreadsheet.Cell Matrix.A.2.2	CO2.Phase - Temperature.Overall.Overall	CO2.Phase - Pressure.Overall.Overall	CO2.Phase - Mass Flow.Overall.Overall	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.Overall	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.H2S.H2S	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.MDEAmine	CO2.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.H2O.H2O	
F		F	lb/hr					F	psia	lb/hr						
06-nov-18 00:00:00	Case 1	*	204,90219	6006,80624	0,72940787	0	1,66867E-13	0,27059213	91,6960907	91,3569772	26,6673974	4429,57578	0,98840024	0	3,1844E-23	0,01159976
07-nov-18 00:00:00	Case 2	*	208,336831	7300,24862	0,70183887	0	3,23093E-13	0,29816113	91,9980164	91,9966434	26,6227449	5180,7419	0,98814369	0	5,9509E-23	0,01185631
22-dic-18 00:00:00	Case 3	*	213,72267	7338,65069	0,65162405	0	8,91875E-13	0,34837595	87,7401428	87,7241004	26,5312388	4826,82	0,98961429	0	9,1913E-23	0,01038571
24-dic-18 00:00:00	Case 4	*	213,09552	6995,67919	0,65796753	0	8,60604E-13	0,34203247	89,2040558	89,2029079	26,5699532	4648,56229	0,9891274	0	1,0453E-22	0,0108726
25-dic-18 00:00:00	Case 5	*	210,336533	6462,12622	0,68427277	0	4,63426E-13	0,31572723	90,7102585	90,7094092	26,6253255	4468,62436	0,98861773	0	7,0801E-23	0,01138227
27-dic-18 00:00:00	Case 6	*	210,774361	6767,57994	0,68026501	0	5,00127E-13	0,31973499	90,8937454	90,8869054	26,5901078	4652,74671	0,98853842	0	7,6901E-23	0,01146158
30-dic-18 00:00:00	Case 7	*	208,945562	6334,16137	0,69661747	0	3,60608E-13	0,30338253	90,08992	90,0851089	26,6379344	4458,32654	0,98884628	0	5,3935E-23	0,01115372
18-ene-19 00:00:00	Case 8	*	205,273585	6567,46245	0,7265746	0	1,79635E-13	0,2734254	88,4596405	88,4590824	26,606098	4819,15097	0,98939686	0	2,5499E-23	0,01060314
19-ene-19 00:00:00	Case 9	*	211,024302	7667,66704	0,6779486	0	5,16076E-13	0,3220514	88,5288544	88,5279011	26,5915844	5248,98349	0,98936774	0	6,2294E-23	0,01063226
22-ene-19 00:00:00	Case 10	*	209,307028	7376,87397	0,69346471	0	3,72961E-13	0,30653529	88,2127609	88,2005899	26,6198511	5165,19268	0,98948955	0	4,5784E-23	0,01051045
26-ene-19 00:00:00	Case 11	*	209,739737	7494,18188	0,6896409	0	3,99524E-13	0,3103591	90,2483444	90,2460182	26,6058501	5222,21724	0,98877566	0	5,9407E-23	0,01122434
29-ene-19 00:00:00	Case 12	*	208,910065	7266,74291	0,6969248	0	3,51232E-13	0,3030752	88,0840836	88,082313	26,630643	5113,30891	0,98953348	0	4,3088E-23	0,01046652

Output														
Hacia P1154.Phase - Mass Flow.Overall.Overall	Hacia P1154.Std Liq Vol Flow Spec	Hacia P1154.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.Overall	Hacia P1154.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.H2S.H2S	Hacia P1154.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.MDEAmine	Hacia P1154.Overall and Phase Comp Mass Frac.Overall.H2O.H2O	E-1160.Exchanger Cold Duty	E-1160.Exchanger Performance.UA.UA	E-1160.LMTD.LMTD	Streams.agua enfriamiento sal.Overall	Streams.agua enfriamiento sal.Overall	Streams.agua enfriamiento sal.Overall	Status		
lb/hr	barrel/hr					Btu/hr	Btu/F-hr	F	psia	lb/hr	lb/hr			
1577,23046	4,50535208	0,00204028	0	6,3551E-13	0,99795972	1821771,65	35061,9698	51,958618	85,4726199	34,1866615	190000	Ready		
2119,50672	6,05433523	0,00201973	0	1,1128E-12	0,99798027	2434601,61	46262,6712	52,6256124	88,9704459	34,195624	190000	Ready		
2511,8307	7,17517244	0,00213044	0	2,6057E-12	0,99786956	2877933	59247,7826	48,5745226	91,4936128	34,2020476	190000	Ready		
2347,11691	6,70460335	0,00209168	0	2,5651E-12	0,99790832	2687151,98	53250,4938	50,4624758	90,4084523	34,1992583	190000	Ready		
1993,50186	5,69444696	0,00205453	0	1,5022E-12	0,99794547	2286959,21	43945,3403	52,04099	88,128822	34,1934739	190000	Ready		
2114,83323	6,04102075	0,00204696	0	1,6004E-12	0,99795304	2424253,03	46495,1623	52,1398938	88,9114611	34,1954526	190000	Ready		
1875,83483	5,35835134	0,0020726	0	1,2177E-12	0,9979274	2157562,8	42174,5503	51,1579284	87,3906602	34,1915998	190000	Ready		
1748,31147	4,99412485	0,00211551	0	6,7479E-13	0,99788449	2025180,39	41777,5371	48,4753376	86,6349074	34,1896923	190000	Ready		
2418,68355	6,90906611	0,0021124	0	1,6361E-12	0,9978876	2778842,31	56761,2091	48,9567103	90,9301345	34,2006386	190000	Ready		
2211,68129	6,31777159	0,00212397	0	1,244E-12	0,99787603	2547982,79	52580,3103	48,458873	89,6164435	34,1973208	190000	Ready		
2271,96465	6,48989265	0,00206565	0	1,3178E-12	0,99793435	2609877,03	51339,0095	50,8361348	89,9687149	34,1981512	190000	Ready		
2153,434	6,15139106	0,00212822	0	1,1852E-12	0,99787178	2482554,26	51387,0089	48,3109274	89,2436147	34,1963789	190000	Ready		

Figura 20. Resistencia a la transferencia de calor (*fouling resistance*) a través del tiempo.

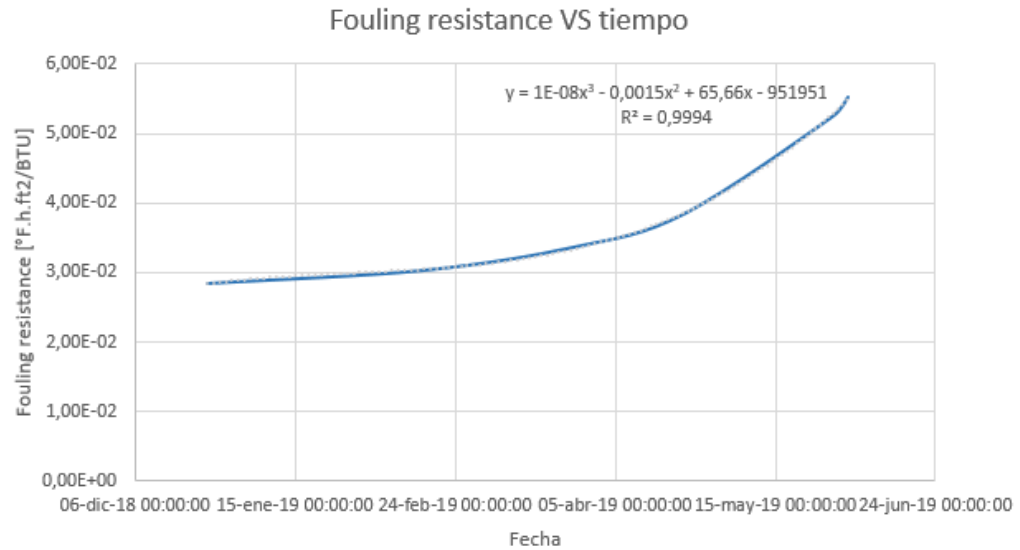


Figura 21. Desempeño del intercambiador de calor E-1160.

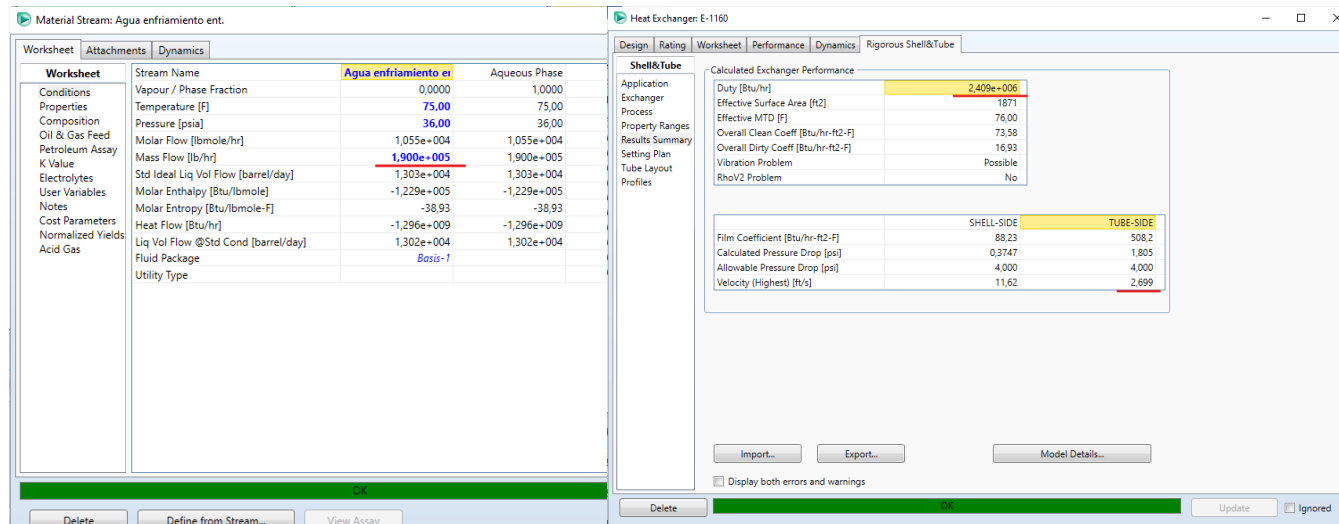
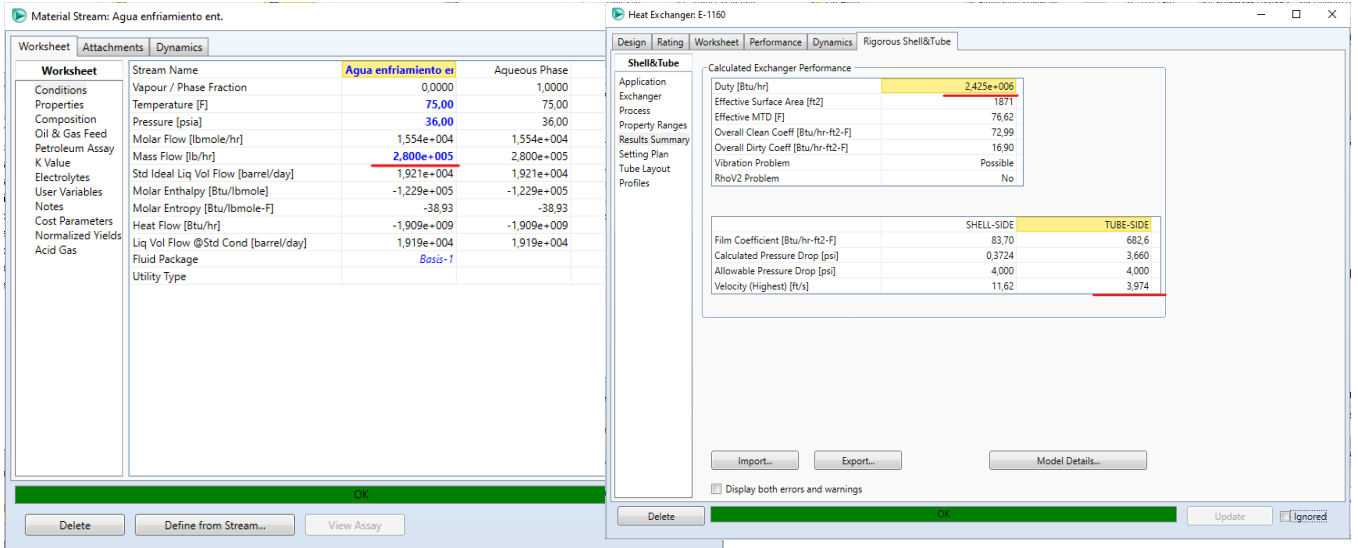


Figura 22. Desempeño del intercambiador de calor E-1160 aplicada la solución.



6. CONCLUSIONES

Se desarrolló una simulación en el programa Aspen HYSYS que representó la operación de la Torre Regeneradora T-1152 y de su condensador de cima E-1160 en las condiciones respectivas de diseño.

Se validó la simulación desarrollada en las condiciones de operación en el periodo comprendido entre noviembre del 2018 y junio del 2019 por medio del ajuste de la composición de entrada. Para esto, una función de minimización fue aplicada, alcanzando bajos errores en la reproducción de las temperaturas de cima y de fondo de la torre.

Se realizó la simulación del condensador de cima utilizando los resultados obtenidos en la simulación de la torre y se ajustaron los valores de temperatura y de flujos variando la resistencia a la transferencia de calor. Los resultados de la simulación sugieren un comportamiento creciente de esta resistencia en el periodo de operación analizado. La causa del ensuciamiento corresponde a la sedimentación de sólidos disueltos en el agua de enfriamiento.

Se planteó, con base en los resultados de simulación, como principal solución aumentar el caudal de agua de enfriamiento que pasa por el intercambiador de calor a un valor de 560 GPM. Con este flujo, la velocidad del agua de enfriamiento reporta un valor mayor que la velocidad crítica de sedimentación.

7. RECOMENDACIONES

Se recomienda realizar un análisis de impacto para los demás equipos que intervienen en la operación a la hora de implementar la solución propuesta en el proyecto.

Se recomienda analizar la implementación de las siguientes soluciones alternativas como son revisar y mejorar el proceso de tratamiento de agua de enfriamiento para reducir la concentración de sólidos disueltos, realizar un lavado (retrolavado) periódico del intercambiador de calor por el lado tubos para remover los sólidos que ya se han sedimentado.

BIBLIOGRAFÍA.

ABDULRAHMAN, R. SEBASTINE, I. "Natural gas sweetening process simulation and optimization: A case study of Khurmala field in Iraqi Kurdistan region" Irak, 2013.

CENGEL, Yunus. Boles, Michael. "Thermodynamics: an engineering approach", 4ª edición, Mc Graw Hill, New York, Estados Unidos de America, 2002.

ECOPETROL S.A., "Instructivo de funcionalidad de la refinería de Barrancabermeja". Barrancabermeja, Colombia (1970).

ECOPETROL S.A., "Manual de descripción de unidades de proceso, generación de H₂". Barrancabermeja, Colombia. (2009)

ECOPETROL S.A., "Manual de entrenamiento planta de Parafinas y Fenol". (3ª edición). Barrancabermeja, Colombia. (2008)

ECOPETROL S.A., "Seguimiento consumo químicos 2019". Barrancabermeja, Colombia. (2019).

ECOPETROL S.A., "PI Datalink, datos historicos". Barrancabermeja, Colombia. (2018)

ECOPETROL S.A., "Quienes somos", IRIS plataforma virtual, 2019. [En línea]. [Citado 05- Mar- 2019]. Disponible en: <http://iris/contenido/contenido.aspx?catID=280&conID=39385>.

GUTIÉRREZ, Juan. BENÍTEZ, Leonel. RUIZ, Liliana. ERDMANN, Eleonora. TARIFA, Enrique. "Simulación del proceso de endulzamiento de gas natural con aminas. Análisis del uso de diferentes simuladores". Salta, Argentina, 2012.

HERNÁNDEZ SAMPIERI, R., FERNÁNDEZ COLLADO, C., & BAPTISTA LUCIO, P. "Metodología de la investigación: selección de la muestra", (5ª edición.). México D.F.: McGraw-Hill, 2014.

HRS Heatexchangers, "Factores de ensuciamiento en intercambiadores de calor" Hrs-heatexchangers.com, 2014. [En línea]. [Citado 05- Mar- 2019]. Disponible en: <https://www.hrs-heatexchangers.com/es/recursos/factores-de-ensuciamiento-en-intercambiadores-de-calor/>

KREITH, F., MANGLIK, R., BOHN, M. "Principles of heat transfer" (7^a Edición.). Estados Unidos de América: Cengage Learning. (2011)

ROYAL DUTCH SHELL. "Industrial Services in Oil Companies". Estados Unidos de América. (1990)

ANEXOS

ANEXO A. Condiciones de operación para el periodo comprendido entre 01/01/18 y 01/10/18.

Tabla A1. Resumen condiciones de operación para el periodo (01/01/18 – 01/10/18).

Condición	Valor mínimo	Promedio	Valor máximo	Desviación estándar
Carga cima a la torre [BPH]	789,2	825,1	861,3	17,7
Temperatura entrada MDEA rica a torre [°F]	203	211,1	218,3	2,7
Temperatura fondo de la torre [°F]	217,7	237,5	252,2	8,2
Temperatura cima de la torre [°F]	198,2	207,5	219,9	3,5
Temperatura salida del rehervidor a la torre [°F]	239	247,4	253,1	2,6
Temperatura reflujo del condensador a la torre [°F]	90,6	162,4	191,1	17,5
Flujo de MDEA a la torre absorbidora T-1151 [BPH]	703	751,3	791,5	23,3
Flujo de salida D-1156 por la cima [Lb/h]	3699,6	6419,7	8257,1	819,1
Flujo de agua de enfriamiento en el E-1160 [GPM]	-	60	-	-

ANEXO B. Comparación del comportamiento de las variables en los dos periodos estudiados

Figura B1. Tendencia caudal de alimentación a la torre en los diferentes periodos.

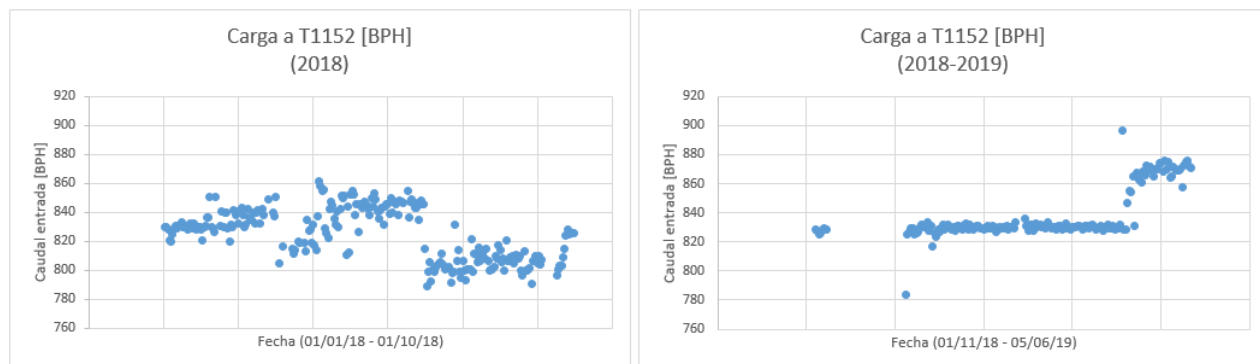


Figura B.2. Tendencia temperatura de alimentación a la torre en los diferentes periodos.

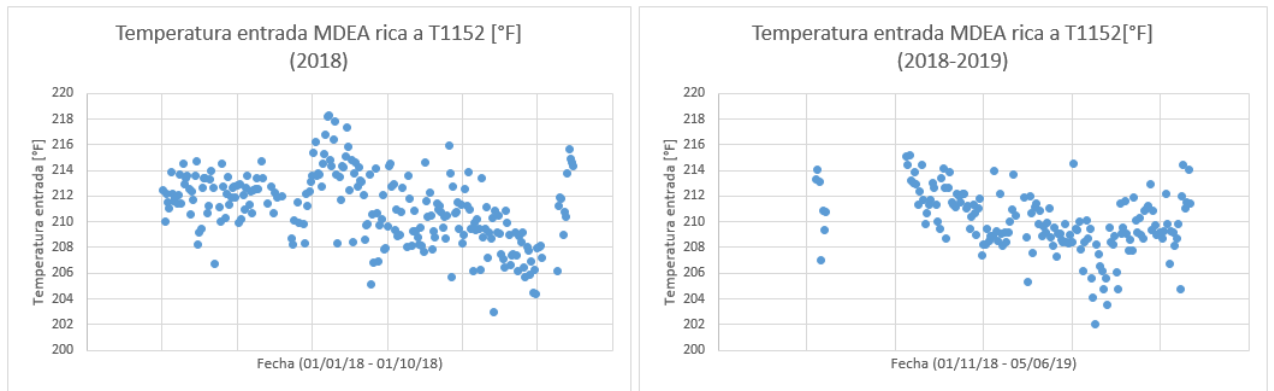


Figura B.3. Tendencia temperatura de fondo de la torre en los diferentes periodos.

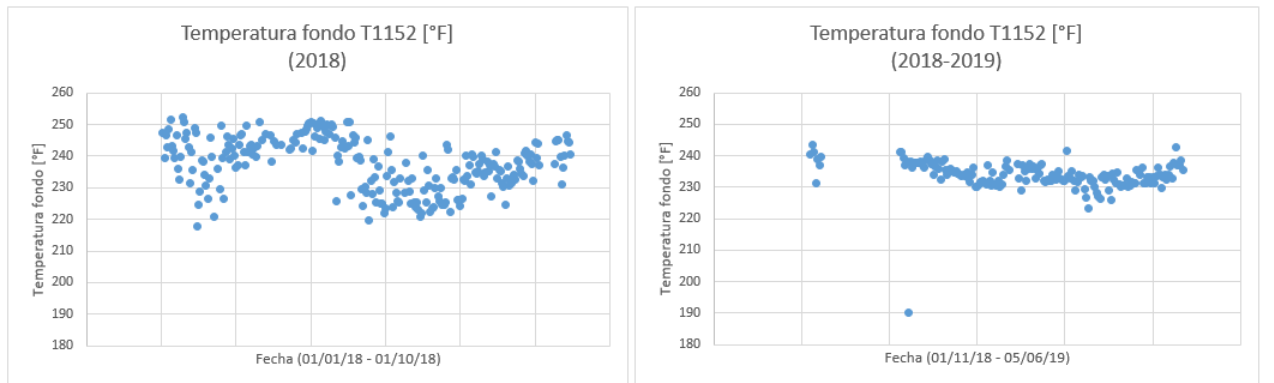


Figura B.4. Tendencia temperatura de cima de la torre en los diferentes periodos.

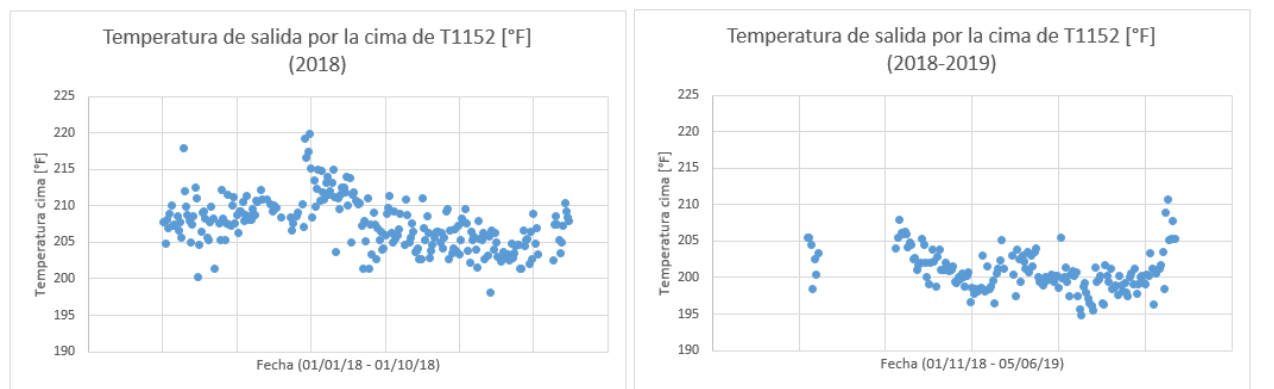


Figura B.5. Tendencia temperatura de salida del rehervidor en los diferentes periodos.

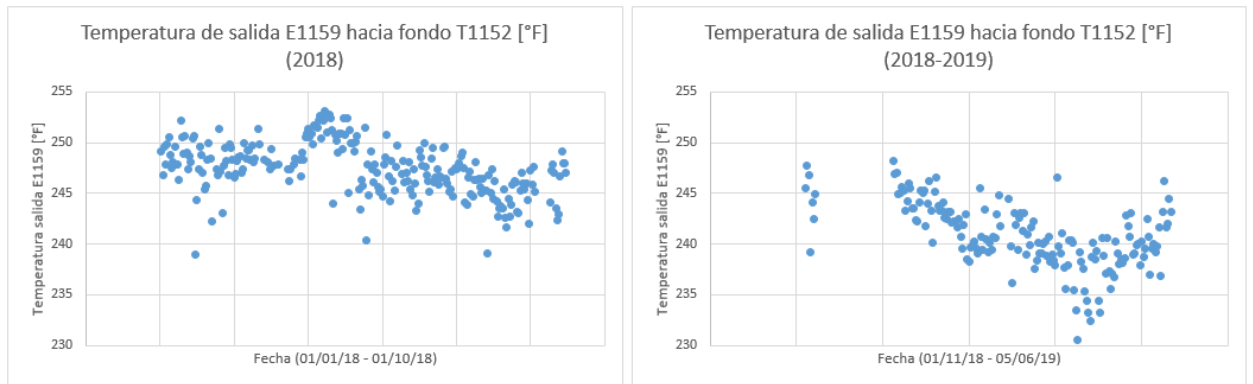


Figura B.6. Tendencia caudal de salida amina pobre en los diferentes periodos.

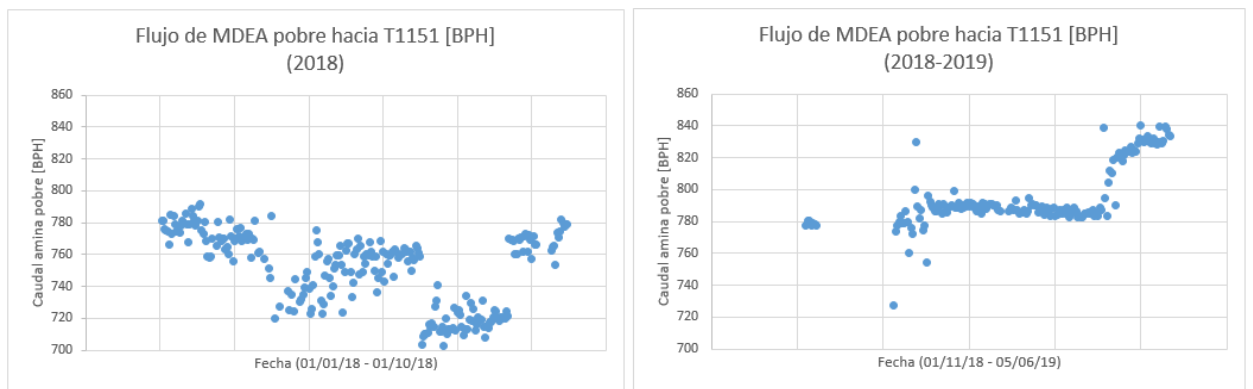


Figura B.7. Tendencia flujo de salida de vapor en los diferentes periodos.

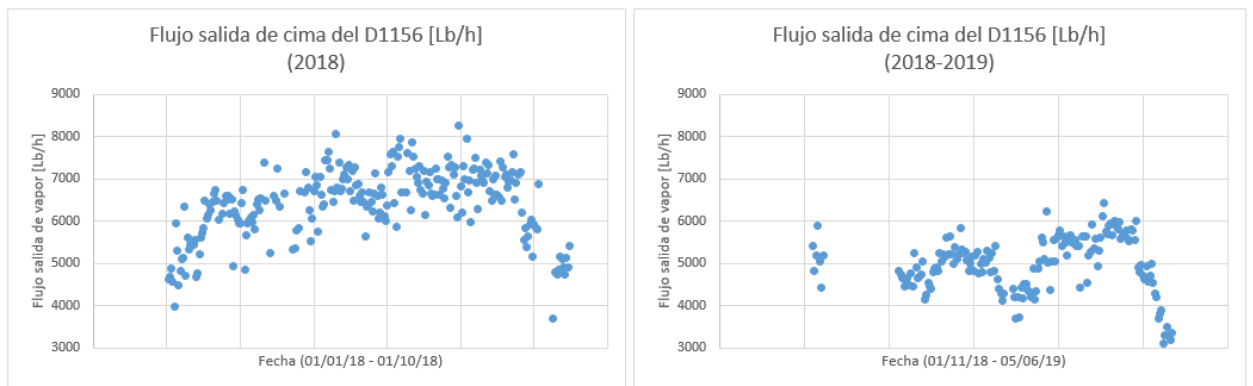
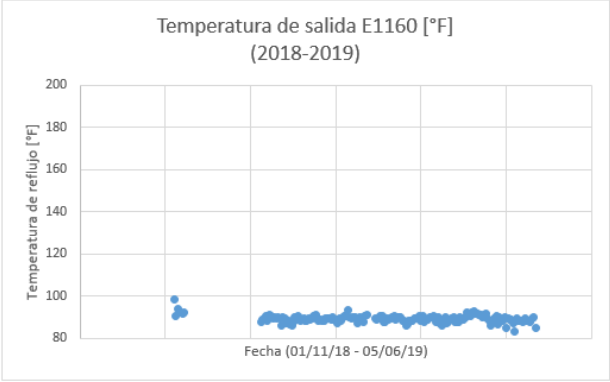
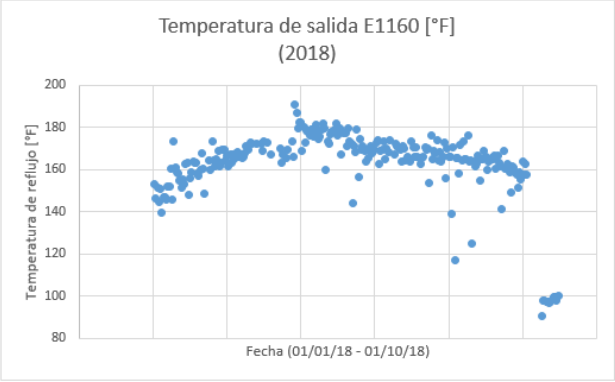


Figura B.8. Tendencia temperatura de salida del condensador en los diferentes periodos.



ANEXO C. Variables de entrada y de salida registradas en los *Workbook's* para las simulaciones de la torre y el condensador de cima.

Tabla C.1. Variables de entrada y salida simulación T-1152.

Variables de entrada	Variables de salida
Temperatura corriente de alimentación a T-1152 [°F]	Composición másica salida superior del D-1154
Caudal de alimentación [BPH]	Caudal de salida por el fondo de la torre después del rehervidor [std. BPD]
Flujo de salida superior del D-1154 [Lb/h]	Composición másica salida fondo de la torre
Temperatura de reflujo del condensador [°F]	Temperatura de cada etapa de la torre [°F]
	Presión en cada etapa de la torre [psia]
	Calor extraído por el agua de enfriamiento [BTU/h]
	Calor suministrado por aceite liviano de ciclo (ALC) [BTU/h]
	Flujo de entrada al condensador de cima [Lb/h]
	Composición másica flujo de entrada al condensador de cima
	Flujo másico por componente del reflujo del condensador [Lb/h]
	Flujo másico por componente del reflujo del rehervidor [Lb/h]
	Caudal del reflujo del rehervidor [std. BPD]
	Flujo másico por componente antes del rehervidor [Lb/h]
	Caudal antes del rehervidor [std. BPD]

Tabla C.2. Variables de entrada y salida simulación E-1160.

Variables de entrada	Variables de salida
Temperatura de entrada proceso [°F]	Temperatura salida agua de enfriamiento [°F]
Flujo másico de entrada proceso [Lb/h]	Presión salida agua de enfriamiento [psia]
Composiciones másicas de entrada proceso	Flujo agua de enfriamiento [Lb/h]
Temperatura de salida proceso [°F]	Temperatura de salida proceso (optimización) [°F]
	Presión de salida proceso [psia]
	Flujo salida superior D-1154
	Composición másica flujo salida superior D-1154
	Flujo hacia reflujo [Lb/h]
	Caudal hacia reflujo [BPH]
	Composición másica reflujo
	Duty del E-1160 [BTU/h]
	UA del E-1160 [BTU/°F*h]
	LMTD del E-1160 [°F]

Figura C.1. Condiciones de la corriente de entrada a la torre.

Material Stream: 1

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Stream Name	1	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	Vapour / Phase Fraction	0,0017	0,0017	0,9983
Properties	Temperature [F]	210,9	210,9	210,9
Composition	Pressure [psia]	27,30	27,30	27,30
Oil & Gas Feed	Molar Flow [lbmole/hr]	1,374e+004	23,17	1,372e+004
Petroleum Assay	Mass Flow [lb/hr]	3,009e+005	714,4	3,002e+005
K Value	Std Ideal Liq Vol Flow [barrel/day]	2,058e+004	56,41	2,053e+004
Electrolytes	Molar Enthalpy [Btu/lbmole]	-1,237e+005	-1,350e+005	-1,237e+005
User Variables	Molar Entropy [Btu/lbmole-F]	-40,59	-3,014	-40,65
Notes	Heat Flow [Btu/hr]	-1,700e+009	-3,128e+006	-1,697e+009
Cost Parameters	Liq Vol Flow @Std Cond [barrel/day]	1,989e+004	56,41	1,987e+004
Normalized Yields	Fluid Package	Basis-1		
Acid Gas	Utility Type			

OK

Delete Define from Stream... View Assay

Figura C.2. Composición de la corriente de entrada a la torre.

Material Stream: 1

Worksheet Attachments Dynamics

Worksheet	Mass Fractions	Vapour Phase	Aqueous Phase
Conditions	MDEAmine	0,1960	0,1965
Properties	H2O	0,7850	0,7862
Composition	CO2	0,0190	0,0174
Oil & Gas Feed	H2S	0,0000	0,0000
Petroleum Assay			
K Value			
Electrolytes			
User Variables			
Notes			
Cost Parameters			
Normalized Yields			
Acid Gas			

Total 1,00000

Edit... View Properties... Basis...

OK

Delete Define from Stream... View Assay

ANEXO D. Características físicas del intercambiador de calor y evidencia de ensuciamiento del mismo

Figura D.1. Características físicas del E-1160 en la simulación.



Figura D.2. Optimización de la simulación E1160.

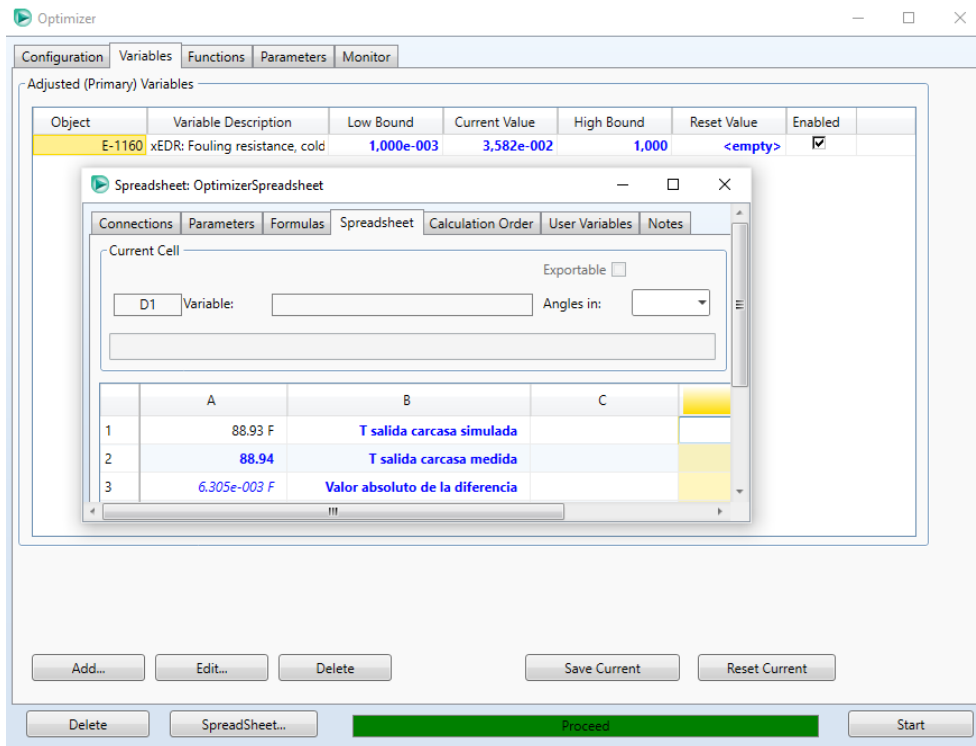


Figura D.3. Haz de tubos del E-1160 en el año 2018



Fuente: ECOPETROL S.A., "PI Datalink, datos historicos". Barrancabermeja, Colombia.
(2018)