



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA
INGENIERÍA QUÍMICA – INGENIERÍA DE PROCESOS

**DIAGNÓSTICO Y PROPUESTA DE MEJORA DE LA PLANTA COMBINADA I DE LA
REFINERÍA MIGUEL HIDALGO**

TESIS
QUE PARA OPTAR POR EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERÍA

PRESENTA:
JAZMÍN LORENA DÍAZ DE LA ROSA

TUTOR PRINCIPAL
ING. CELESTINO MONTIEL MALDONADO
PROGRAMA DE MAESTRÍA Y DOCTORADO EN INGENIERÍA

CIUDAD UNIVERSITARIA, CD. MX., MARZO DE 2020



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

JURADO ASIGNADO:

Presidente: Dr. Montiel López José Ramón Fco. J.

Secretario: Dr. Rivera Toledo Martín.

1er. Vocal: Dr. Muñoz Arroyo José Antonio

2do. Vocal: M.I. Aguirre Constantino José Luis.

3er. Vocal: Ing. Montiel Maldonado Celestino.

Lugar donde se realizó la tesis:

Universidad Nacional Autónoma de México (UNAM),
Facultad de Química, Conjunto E, Edificio de Ingeniería Química,
Laboratorio de Simulación y Optimización de Procesos (LSyOP)

TUTOR DE TESIS:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

FIRMA

AGRADEZCO

A Dios, por guiarme, darme la oportunidad y los medios para realizar este sueño.

Al Consejo Nacional de Humanidades, Ciencias y Tecnologías, por la beca otorgada para la realización de este posgrado e investigación.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, por darme la oportunidad de cursar el programa de posgrado en Ingeniería y creer en mí al haberme seleccionado para estudiar en la máxima casa de estudios del país y una de las más importantes del mundo.

A todas las maravillosas y profesionales personas que contribuyeron en la realización de este trabajo con sus valiosísimas aportaciones.

A todas las personas que formaron parte de esta etapa en mi vida académica, profesional y personal y que contribuyeron de una u otra forma para alcanzar este objetivo: Señores Raúl Laurens, David Guadarrama y Manuel del Villar Casillas.

*A mis padres:
Eliseo Díaz Hernández y
Alma Patricia de la Rosa Martínez de Escobar.*

ÍNDICE

1. INTRODUCCIÓN.....	6
2. ANTECEDENTES DE LA PLANTA.....	9
2.1 REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.....	9
2.2 LOCALIZACIÓN DE LA PLATA.....	11
2.3 DESCRIPCIÓN DEL PROCESO PLANTA COMBINADA I REFINERÍA MIGUEL HIDALGO.....	11
2.4 CONSIDERACIONES.....	16
3. JUSTIFICACIÓN.....	24
4. OBJETIVOS.....	25
5. HIPÓTESIS.....	25
6. METODOLOGÍA.....	26
CARACTERIZACIÓN DEL CRUDO REVAMP.....	28
7. RESULTADOS.....	32
7.1 COMPARATIVA DE TEMPERATURAS Y FLUJOS.....	41
7.2 COMPARATIVA DE RENDIMIENTOS Y ESPECIFICACIONES.....	51
7.3 COMPARATIVA DE CAPACIDADES DE EQUIPOS.....	59
7.4 INDICADORES DE SUSTENTABILIDAD DE LA PLANTA.....	73
8. CONCLUSIONES.....	75
9. REFERENCIAS.....	77
10. APÉNDICES.....	79
APÉNDICE 1. CONCEPTOS BÁSICOS.....	79
APÉNDICE 2. PROPUESTA DE MEJORA EN INTERNOS.....	85
APÉNDICE 3. EVALUACIÓN Y REVAMP PRELIMINAR DE INTERNOS.....	87

1. INTRODUCCIÓN

La industria del petróleo es una de las más poderosas a nivel mundial, pues hoy en día la economía aún está basada en combustibles fósiles y su prevalencia se estima en varias décadas, a la par, por supuesto, del desarrollo de otras tecnologías verdes. Por esa razón, y sobre todo en América Latina, las tecnologías e infraestructura para la competitividad y cobertura de necesidades energéticas son una inversión viable todavía.

El gobierno de México, por su parte, es un actor importante en el mercado internacional y sus producciones nacionales son fundamentales para abastecer el mercado local. Como parte de la estrategia económica y energética, está apostando por reconfigurar las refinerías existentes y maximizar la producción. Como parte de la estrategia, estudios y análisis de las plantas son requeridas. El presente trabajo forma parte del conjunto de estudios que se están realizando para integrar las bases que permitan tomar decisiones de impacto industrial en los revamps y reconfiguraciones que se están planeando.

Una refinería es un conjunto de plantas donde el crudo y otros productos son procesados para obtener derivados que satisfagan un conjunto de requerimientos regulatorios. Está definida por sus unidades de proceso y capacidad de carga o producción. La capacidad de carga es el volumen de crudo alimentado a la unidad de procesamiento mientras que la capacidad de producción se refiere a los barriles producidos de producto. Dependiendo el nivel de complejidad (muy simple, compleja o integrada), una refinería debe comprender principalmente tres secciones: separación, conversión y terminación, que incluyen a su vez diversas operaciones unitarias para las cuales se han desarrollado diversas tecnologías [17].

En la industria petrolera el método convencional para la primera destilación de crudo desalado es la tecnología de destilación atmosférica y de vacío, la cual procesa el petróleo crudo, pero conlleva un alto consumo de energía. Por esta razón se están estudiando otras tecnologías, como la tecnología de destilación progresiva, por ejemplo, que fue patentada en 1986 en Estados Unidos pero aún no ha sido muy estudiada [18]. Por esa razón, la tecnología de destilación atmosférica y de vacío es la más extendida y es la que se usará en este trabajo, pues la planta en cuestión la emplea.

Una unidad de destilación de crudo convencional consiste en un tren de precalentamiento, un desalinizador, un tanque preflash, un horno, una columna de destilación atmosférica y de vacío. Se describen a continuación [19].

1. Desalinizador: Su función es extraer las sales solubles en agua (más del 90% en peso), sólidos suspendidos del petróleo crudo en la fase acuosa (capa inferior en el desalinizador).
2. Tren de precalentamiento: Se compone de muchos intercambiadores de calor con el crudo en el lado del tubo.
3. Horno: Es un calentador a fuego directo donde el petróleo crudo se lleva a la temperatura de entrada deseada del tanque de preflash o la columna de destilación.
4. Columna de despunte: La columna separa los componentes más ligeros del petróleo crudo antes de que ingrese al horno. Si el petróleo crudo alimentado a

una columna atmosférica es pesado y casi no contiene hidrocarburos ligeros, es posible evitar el uso de esta columna.

5. Columna de destilación atmosférica: El crudo se fracciona a presión atmosférica en esta columna en productos derivados del petróleo (denominados también productos primarios, destilados, fracciones o cortes). La destilación continua fraccional (denominada también rectificación) es un proceso fisicoquímico en el que se separan numerosos hidrocarburos según sus temperaturas de ebullición, y se obtienen nuevas mezclas químicas diferentes. Estas combinaciones de compuestos químicos (productos derivados del petróleo) se retiran de la columna de acuerdo con sus temperaturas de ebullición. Los gases y la nafta se retiran de la cabeza de la columna de destilación (sobrecarga). Las fracciones más pesadas, gasolina, queroseno, gasóleo ligero y pesado, y aceite combustible se retiran de diferentes secciones de la columna. Estos productos derivados del petróleo, desde gases hasta líquidos viscosos, no son combustibles terminados y tienen un destino diferente. Algunos de ellos se utilizan para necesidades internas en la refinería. Otros se envían para un tratamiento posterior para obtener productos terminados. El tercer grupo es la materia prima para la industria petroquímica. El fondo residual después de la destilación atmosférica se envía a la siguiente unidad.

6. Unidad de destilación al vacío El residuo atmosférico se destila en una columna de vacío para obtener productos derivados del petróleo útiles. Al disminuir la presión, se reduce el punto de ebullición de los hidrocarburos y se minimiza su destrucción. Por lo tanto, los fondos atmosféricos no acondicionados se transforman en hidrocarburos ligeros, gasóleo ligero al vacío y gasóleo pesado al vacío. La fracción más ligera junto con el vapor salen por la parte superior de la columna de destilación. El residuo de vacío se extrae de la parte inferior de la columna y se envía a otras unidades como craqueo térmico, cocker o unidad de desasfaltado para su posterior procesamiento.

Muchas refinerías han experimentado cambios inesperados en las propiedades del crudo causadas por la disminución de la disponibilidad de aceites ligeros y el aumento gradual en el suministro de crudo pesado y pesado medio. Originalmente, las refinerías se han diseñado para procesar petróleo crudo de una composición particular y producir productos con propiedades específicas. En esta situación, las refinerías se han visto obligadas a hacer coincidir la composición del crudo con la configuración de la refinería mediante, por ejemplo, el mezclado de dos o más crudos para lograr el equilibrio adecuado de las cualidades de alimentación [20], lo que trae consigo nuevos problemas asociados con las incompatibilidades de alimentación [21], por lo que muchas veces se pueden requerir un rediseño de las unidades de refinación y / o el desarrollo de conceptos de refinación completamente nuevos. Los esquemas avanzados de refinación deben ser capaces de procesar crudos pesados como el Maya [21]. Esta ha sido la problemática en la planta Combinada I en la Refinería Miguel Hidalgo, México, para la cual se desarrollará este trabajo de tesis, cuyo contenido se ha estructurado de la siguiente forma:

Como antecedentes del estudio en cuestión, en el capítulo 2 se presentan la descripción, características de diseño y operación actual de la planta en el capítulo 2 y se establecen las bases de diseño para el estudio a realizar.

En el capítulo 3 se exponen las razones que sustentan la viabilidad de este estudio, mostrando el impacto de los resultados a obtener no solo en la Planta Combinada I sino

en la refinería y la industria petrolera del país, pues el funcionamiento de esta planta define el rendimiento de toda la refinería y de la calidad de productos a comercializar.

En el Capítulo 4 se delimitan el objetivo general y los objetivos particulares de la investigación, los cuales delimitan también el alcance del presente trabajo. La hipótesis establecida en el Capítulo 5 permite seguir una ruta estratégica para la solución de preguntas de investigación que ayuden a encontrar las respuestas o mejoras deseadas.

Así mismo, en el capítulo 6 se establece una metodología para comprobar la hipótesis planteada, de tal forma que se describen paso a paso y sección por sección los puntos clave a ejecutar y vigilar, así como los métodos empleados para el diagnóstico y propuesta de mejora. Se incluye también la caracterización del crudo usado actualmente en la planta, el cual es diferente respecto al crudo original para el cual la planta fue diseñada.

Los resultados de la evaluación de la planta son presentados en el capítulo 7 y estos son comparativas de valores de propiedades y características de las condiciones anteriores de alimentación y operación versus las condiciones de revamp propuesto, entonces se comparan: perfiles de temperatura y flujo en las etapas de separación, parámetros óptimos aceptados en la industria y valores obtenidos para el revamp propuesto, especificaciones y rendimientos de los productos, cargas térmicas y temperaturas en los equipos de intercambio de calor y capacidades de equipos de bombeo. Se añade un caso de estudio, donde se evalúa la sustentabilidad técnica del revamp de la planta respecto al caso base.

Las conclusiones se detallan en el capítulo 8 y se indican los objetivos logrados, la verificación de la hipótesis planteada y el resumen de las propuestas de mejora viables de ser implementadas.

Finalmente, en el capítulo 8 se enlistan las referencias empleadas para sustentar el presente trabajo. La presente tesis no estaría completa sin anexar en los Apéndices los conceptos básicos que fundamentan las operaciones unitarias empleadas en el proceso de destilación de crudo y los cambios de internos que se realizan en la simulación del revamp, los cuales son pieza clave para la operación correcta de la planta hoy en día ante el cambio de crudo.

Como resultado de este diagnóstico se obtendrán mejoras que, junto a estudios paralelos y otros más detallados que se desprendan, impactarán de forma positiva la ingeniería, procura y construcción del proyecto de revamp que se ejecute.

2. ANTECEDENTES DE LA PLANTA

2.1 Refinería Miguel Hidalgo.

Ubicada en el municipio de Tula, Hidalgo, México, comprende tres secciones: separación, conversión y terminación, en cada sección existen unidades de proceso que aplican combinaciones de presión, temperatura y catálisis para realizar su función.

- A) En la sección de separación está la unidad de destilación de crudo, que es el "corazón" de cualquier refinería de petróleo y consta de un tren de precalentamiento, un desalinizador, un torre de despunte, un horno, una columna de destilación atmosférica y otra de destilación al vacío. El petróleo crudo se precalienta y se trata en los desalinizadores para eliminar las sales disueltas. Luego el petróleo crudo se despunta y calienta en hornos, y la mezcla líquido-vapor resultante fluye a través de una línea de transferencia para entrar a la columna de destilación atmosférica. Esta columna es el "órgano principal" de cualquier crudo unidad de destilación en la que se destila el crudo y se obtienen diversos productos derivados del petróleo. Estos productos se envían a otras unidades para su tratamiento posterior con el fin de obtener combustibles útiles u otras sustancias como materias primas para las plantas petroquímicas, químicas y farmacéuticas. El producto más pesado, el fondo residual, fluye hacia la columna de destilación al vacío donde se destila al vacío para formar también productos petrolíferos valiosos. Esta planta es el objeto de estudio del presente trabajo.

Otros procesos de las secciones de conversión y terminación son:

B) Craqueo

El craqueo es el proceso en el que los hidrocarburos de cadena larga se rompen en moléculas más simples de hidrocarburos ligeros. Este proceso se realiza en el craqueo térmico y catalítico. Este último incluye el craqueo catalítico fluido de la FCC y el hidrocrqueo.

- Craqueo térmico. Los procesos térmicos (no catalíticos) más predominantes son el craqueo térmico visbreaking (leve) y el coqueo (severo). El visbreaker está destinado a reducir los residuos producidos en la unidad de destilación y a aumentar el rendimiento del combustible GOLA y el aceite de calefacción, que son más valiosos. Un visbreaker rompe térmicamente grandes moléculas de hidrocarburos en el residuo para disminuir su viscosidad (por eso se le llamó "visbreaker") y para producir pequeñas cantidades de GLP y gasolina.
- Craqueo catalítico. Es el proceso de convertir fracciones de hidrocarburos de alto peso molecular de aceites crudos en presencia de catalizador en gasolina, gases olefinicos y otros productos más valiosos.

La unidad de craqueo catalítico de fluidos (FCC, por sus siglas en inglés) está destinada a producir gasolina de alto octanaje. A diferencia de las destilaciones atmosféricas y al vacío, que son procesos de separación físicoquímicos, el FCC es un proceso químico que utiliza un catalizador para crear nuevas moléculas más pequeñas a partir de moléculas de hidrocarburo más grandes (gasóleo, aceite combustible pesado y residuos). Los principales productos de la FCC son la gasolina, el gasóleo, el aceite de calefacción, el aceite cíclico y los hidrocarburos olefinicos.

El hidrocrqueo es un tipo de craqueo catalítico en presencia de hidrógeno a temperatura y presión elevadas. Los principales productos del hidrocrqueo son la gasolina, el queroseno y el combustible GOLA.

C) Hidroprocesamiento

El hidroprocesamiento es un proceso para estabilizar catalíticamente los productos del petróleo y/o eliminar elementos objetables de las materias primas mediante una reacción con hidrógeno. La estabilización suele consistir en la conversión de hidrocarburos insaturados (olefinas y diolefinas inestables) en parafinas. Se obtienen productos de mayor valor: gasolina, queroseno y combustible GOLA. Entre los elementos objetables que se eliminan mediante el hidroprocesamiento se encuentran el azufre, el nitrógeno, el oxígeno, los haluros y los metales traza. Cuando el proceso se emplea específicamente para la eliminación de azufre se suele denominar hidrodesulfuración (HDS). El hidroprocesamiento también se denomina hidrotratamiento, hidroconversión, hidrodefinición, hidrofisuración, desulfuración o hidrodesulfuración.

- La hidrodesulfuración (HDS) es un proceso químico catalítico que se utiliza para eliminar el azufre de los productos derivados del petróleo, como la nafta, la gasolina, el queroseno, el combustible diésel... El propósito de eliminar el azufre es reducir las emisiones de dióxido de azufre que resultan de la quema de combustibles. Otra razón importante para eliminar el azufre es que, incluso en concentraciones extremadamente bajas, envenena los catalizadores de metales nobles.

D) Reformado catalítico

La reformación catalítica es un proceso catalítico en el que se produce gasolina de alto octanaje (rica en aromáticos) a partir de la nafta.

- Reformado con Regeneración Catalítica Continua (CCR). Esta regeneración incluye la quema del coque del catalizador y el reacondicionamiento de los metales activos del catalizador. La CCR se desarrolló en 1971. El proceso emplea la regeneración continua de catalizadores en la que el catalizador se retira continuamente del último reactor, se regenera en un entorno controlado y luego se transfiere de nuevo al primer reactor.
- La unidad de isomerización está destinada a la transformación de moléculas lineales de hidrocarburos en moléculas ramificadas que poseen un mayor número de octanos para su mezcla en la gasolina o para alimentar las unidades de alquilación.

E) Procesos de apoyo

- Unidad de Tratamiento de Aminas. Los gases ácidos que contienen principalmente H_2S son absorbidos por la solución acuosa de amina. La amina se regenera eliminando el H_2S , que es alimentado a una planta de azufre (llamada también unidad de recuperación de azufre).
- Unidad de recuperación de azufre (SRU). El sulfuro de hidrógeno se convierte en azufre elemental por medio de la oxidación parcial con aire en esta unidad.
- El Tratamiento de Gas de Cola (TGT) reduce el vapor de azufre, el SO_2 y otros contaminantes de azufre contenidos en el gas de cola del proceso Claus al H_2S , lo absorbe en la solución acuosa absorbente de amina y lo devuelve al proceso Claus, logrando así una alta eficiencia de recuperación de azufre.

- Agotador de agua amarga (SWS). El propósito principal del removedor de aguas amargas es eliminar el H_2S y el NH_3 del agua de proceso para que el agua tratada pueda ser eliminada en una condición ambientalmente aceptable.
- La instalación de aguas residuales está destinada a la recogida y el tratamiento de los desechos que se forman en las unidades de las refinerías de petróleo y las plantas petroquímicas.

2.2 Localización de la planta.

La Planta Combinada I se localiza en el interior de la Refinería Miguel y fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo.

2.3 Descripción del proceso Planta Combinada I Refinería Miguel Hidalgo.

La presente descripción del proceso toma como referencia el DFP 1045-00011 revisión 10 y 1045-00012 revisión 7 proporcionados por Pemex [5,6]. La Planta Combinada I se diseñó para procesar crudo Istmo o Poza Rica y está conformada por dos secciones:

Sección de destilación atmosférica.

La sección de destilación atmosférica tiene el objetivo de obtener el rendimiento máximo de destilados mediante el proceso de destilación fraccionada de crudo. El crudo se recibe en un cabezal que se divide a su vez en dos líneas en paralelo, cada línea tiene los mismos procesos: un tren de precalentamiento, desaladora, torre de despunte y horno de precalentamiento. Los destilados que se obtienen son nafta, turbosina, kerosina, gasóleo ligero primario (GOLA) y gasóleo pesado primario (GOPA), mediante el proceso de destilación fraccionada de crudo.

Tren de precalentamiento.

El crudo ingresa a la planta a 20 C y 0 psig mediante un cabezal principal el cual se divide en dos líneas paralelas que corresponden a la succión de las bombas de carga GA-101 AT/R y GA-101 BT/D, cuya descarga es individual a los trenes A y B de precalentamiento, respectivamente. Estas descargan el crudo enviándolo a través de dos trenes de precalentamiento en paralelo y al sistema de desalado a las torres de despunte DA-101 A/B.

Las Torres de Despunte DA-101 A/B operan en el domo a 39 psig y 175 C (347 F) con reflujo de nafta ligera de la torre atmosférica DA-102. Tienen 6 platos reales del tipo válvula y paso. Como producto de domos se obtiene de ambas la suma de 24,375 BDP de nafta de despunte que es enfriada con agua de enfriamiento en los Condensadores de Nafta de Despunte EA-115 A-D a 100 F, ingresando a los Acumuladores de Nafta de Despunte FA-101 A/B y, mediante la Bomba de Nafta de Despunte GA-102 AB/R cuya presión de descarga es 80 psig, es enviada a mezclarse con el corte de nafta obtenida en la columna DA-102, obteniéndose así la mezcla de naftas a 80 psig y 100 F cuyo destino es la hidrodeshulfuradora o almacenamiento.

Para el caso del crudo de fondo de las DA-101 A/B, opera a 40.5 psig y 230 C (446 F) y es succionado por las Bombas de Fondos de Torres de Despunte GA-103 A(T)/AR -B (T)/BR cuya presión de descarga es 224 psig con la cual pasa a través de la coraza del 1er Precalentador de Crudo de Residuo de Vacío EA-108 C/D/E/F, luego a través de los Calentadores de Crudo Despuntado BA-101 A/B y finalmente a su destino que es la Torre de Destilación Atmosférica DA-102.

El Enfriador de Reflujo de Gasóleo Ligero Primario EA-112 recibe el crudo despuntado por el lado coraza para calentarlo con el calor absorbido por el residuo de vacío proveniente de la Torre de Destilación a Vacío DA-201. Se requiere precalentar nuevamente el crudo despuntado ingresándolo a los Calentadores de Crudo

Despuntado DA-101 A/B a través de seRAentines, en el exterior de estos hay fuego directo como medio calefactor, producto de la combustión de gas, combustible y vapor. El crudo desalado, despuntado y precalentado es alimentado a la Torre de Destilación Atmosférica DA-102 en el plato 30. La torre opera a 153 C(307) y 9.15 psig en el domo y a 361 C (682 F) y 15 psig en el fondo. Está configurada a dos pasos con 26 (1-21, 30-33) platos tipo válvula y 3 lechos de empaque (antes platos 22-29), un distribuidor de reflujo de Gasóleo Pesado Primario localizado entre los lechos 1 y 2 y un plato recolector de Gasóleo Pesado Primario localizado entre los lechos 2 y 3. Cada lecho está constituido por un determinado número de camas de empaque numerados de abajo hacia arriba, ver el Diagrama de Flujo de Proceso para identificar los lechos.

Tabla 2.1. Internos de la Torre DA-102

Lecho	Dimensiones, mm	Descripción
1	Diámetro int.: 7160 Altura: 105	5 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 250 YS
2	Diámetro int.: 7160 Altura: 840	4 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 250 YS
3	Diámetro int.: 7160 Altura: 1890	2 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 350 YS (altura total 420 mm) 7 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 250 YS (altura total 1470 mm)

Los cortes que se obtienen de la torre de destilación atmosférica son:

Nafta ligera: El destilado en el domo es enviado a los Condensadores de Nafta Ligera EA-116 A-H y enfriado a 37.8 C (100 F) contra agua de enfriamiento, son del tipo parcial, tubo y coraza. En la línea tubería de ingreso al condesador se inyectan inhibidor de corrosión y amina neutralizante. El producto de domos es conducido al Acumulador de Nafta Ligera de Reflujo FA-102 para su separación. En él, del lado vapor se recuperan ligeros con destino a recirculación, inyectándose gas combustible a esta línea para controlar la presión del recipiente; por la bota se separa el agua que va a drenaje; por el lado del líquido se succiona la nafta ligera, la cual tiene tres destinos:

- Reflujo al plato 1 de la Torre DA-102 y Reflujo al plato 1 de la Torre de Despunte DA-101 mediante la Bomba de Reflujo de Nafta Ligera GA-104 (T)/R y
- Al punto de mezcla de naftas (despunte y atmosférica) para luego entregarse a la hidrosulfuradora mediante la Bomba de Producto de Nafta Ligera GA-105/R.

Turbosina: Este corte se extrae el plato 9 de la torre DA-102 y se envía al plato 1 del Agotador lateral DA-103A el cual consta de 4 platos reales tipo válvula de un paso, para ser empobrecido con vapor de media presión. La fracción más ligera retorna al plato 5 de la torre DA-102 y la turbosina producto es succionada por la Bomba de Producto de

Nafta Pesada (Turbosina) GA-106/R para enviarse primeramente a través de la coraza del Precalentador de Crudo de Nafta Pesada EA-101 el cual cede calor al crudo que viene del límite de baterías, luego pasa por las corazas de los Enfriadores de Nafta Pesada EA-109 A/B para ser enfriado contra agua de enfriamiento y finalmente se descarga a 50 psig y (43.3 C)110 F a almacenamiento.

Kerosina: Este corte se extrae el plato 15 de la torre DA-102 y se envía al plato 1 del Agotador lateral DA-103B el cual consta de 4 platos reales tipo válvula de un paso, para ser empobrecido con vapor de media presión. La fracción más ligera retorna al plato 14 de la torre DA-102 y la kerosina producto es succionada por la Bomba de Producto de Kerosina GA-107/R enviándose primeramente a través de la coraza del 1er Precalentador de Crudo de Kerosina EA-102A para ceder calor al tren 1 del crudo que viene del límite de baterías, luego ingresa a la coraza del 2do Precalentador de Kerosina EA-102 B para ceder calor al crudo del tren 2, después pasa por las corazas de los Enfriadores de Kerosina EA-110 A/B para ser enfriado contra agua de enfriamiento y finalmente se descarga a 50 psig y (43.3 C) 110 F a almacenamiento.

Gasóleo Ligero Primario o atmosférico (GOLA): Este corte se extrae el plato 21 de la torre DA-102 y se envía al plato 1 del Agotador lateral DA-103C el cual consta de 4 platos reales tipo válvula de un paso, para ser empobrecido con vapor de media presión. La fracción más ligera retorna al plato 19 de la torre DA-102 y el GOLA producto es succionado por la Bomba de Producto Gasóleo Ligero Primario GA-108/R enviándose primeramente a través de la coraza del 1er Precalentador de Crudo-Gasóleo Ligero Primario EA-103A para ceder calor al tren 1 del crudo que viene del límite de baterías, luego ingresa a la coraza del 2do Precalentador de Crudo-Gasóleo Ligero Primario EA-103 B para ceder calor al crudo del tren 2, después pasa por las corazas del Enfriador de Producto Gasóleo Ligero Primario EA-111 A/B para ser enfriado contra agua de enfriamiento y finalmente se descarga a 50 psig y (43.3 C) 110 F a almacenamiento.

En esta sección existe además un reflujo del tipo bomba de calor que se extrae del mismo plato 21 mediante la Bomba de Reflujo Ligero Primario GA-109/R que descarga el GOLA para ingresarlo primeramente a la coraza del 1er Precalentador de Crudo Reflujo Gasóleo Ligero Primario EA-105 A, luego a la coraza del 2do Precalentador de Crudo Reflujo Gasóleo Ligero Primario EA-105 B, los cuales ceden su calor a los trenes A y B respectivamente y de ahí entra a las corazas de los Enfriadores de Reflujo Gasóleo Ligero Primario EA-112 A-B para enfriarse contra agua de enfriamiento y finalmente retornar al plato 16 de la torre DA-102.

Gasóleo Pesado Primario (GOPA): Este corte se extrae el plato 26 de la torre DA-102 y se divide para sus dos destinos, como alimentación al agotador lateral correspondiente y como bomba de calor. En su destino principal la extracción es alimentada al plato 1 del Agotador lateral DA-103D el cual consta de 4 platos reales tipo válvula de un paso, para ser empobrecido con vapor de media presión. La fracción más ligera retorna al mismo plato de la torre DA-102 y el GOLA producto es succionado por la Bomba de Producto Gasóleo Ligero Primario GA-121/R enviándose primeramente a través de la coraza del 1er Precalentador de Crudo-Gasóleo Pesado Primario Producto EA-104A para ceder calor al tren 1 del crudo que viene del límite de baterías, luego ingresa a la coraza del 2do Precalentador de Crudo-Gasóleo Pesado Primario Producto EA-104B para ceder calor al crudo del tren 2 y finalmente se descarga a 70 psig y (163.88 C) 327 F a la Planta de Desintegración Catalítica. Se cuenta con una línea fuera de operación que permite el paso del GOPA proveniente del EA-104B a la coraza del Enfriador de Producto Gasóleo Pesado Primario EA-114 para ser enfriado contra agua de enfriamiento de manera que este producto pueda ser entregado en el cabezal de GOLV con destino a almacenamiento.

En su segundo destino, se envía primeramente al Tanque de GOPA FA-105, el cual cuenta con una línea de ligeros que retorna a la Torre DA-102 a la misma etapa, mientras que el GOPA líquido es regresado como bomba de calor mediante la Bomba de Reflujo Pesado Primario GA-110/R que descarga el GOPA para ingresarlo primeramente a los tubos del 1er Precalentador de Crudo Gasóleo Pesado Primario Reflujo EA-106 A, luego a los tubos del 2do Precalentador de Crudo Gasóleo Pesado Primario Reflujo EA-106 B, los cuales ceden su calor a los trenes A y B respectivamente y finalmente retornar al plato 22 de la torre DA-102.

Residuo Primario o atmosférico (RA): Este subproducto se obtiene del fondo de la Torre de Destilación Atmosférica, debajo del plato 33. Es transferido mediante la Bomba GA-112(T)/R a solo uno de sus dos posibles destinos:

- Entrega a 140 psig y 326.7 C (620 F) a Calentador de Crudo Reducido BA-201 en la sección de destilación a vacío, en cuya línea de alimentación a dicho equipo se tiene una línea normalmente sin flujo que permite recibir residuo primario de límite de batería.
- Línea normalmente sin flujo que pasa a través del EB-101 y se entrega a almacenamiento a 70 psig y 93.3 C (200 F).

El residuo primario es alimentado al Calentador de Crudo Reducido BA-201, que es un horno de baja presión que emplea fuego directo, gas combustible y vapor de media presión. Después sale para alimentar el fondo de la Torre de Vacío DA-201. La Torre de Vacío opera a 65.6 C (150 F) y 17.5 mm Hg en el domo y a 385 C (725 F) y 32.5 mm Hg en el fondo. Está configurada a un paso, es del tipo seca empacada, en la siguiente Tabla se detallan los empaques y en el Diagrama de Flujo de Proceso se representan:

Tabla 2.2 Internos de la Torre DA201

Lecho	Dimensiones, mm	Descripción
1	Diámetro int.: 4.3 m Altura: 1932	5 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 2Y. 4 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 125X. Posee un distribuidor gravitacional y un plato de extracción tipo chimenea para el GOLV.
2	Diámetro int.: 7.2 m Altura: 1288	3 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 2Y. 3 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 125X. Posee un distribuidor gravitacional y un plato de extracción tipo chimenea para el GOPV.
3	Diámetro int.: 8.4 m Altura: 1682	6 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 2Y. 2 camas de empaque marca Sulzer tipo Mellapak 125X. Posee un distribuidor de líquido del tipo gravitacional.

Se producen los siguientes cortes:

Incondensables: Se envían a la sección de recuperación de incondensables, no forma parte del estudio de esta tesis.

Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV): Este corte se extrae en la primera sección de empaque mediante la Bomba GA-203 que lo envía a la sección de destilación atmosférica a la coraza del cambiador EA-101 A en donde cede calor al crudo del tren A, retorna luego a la sección de destilación a vacío para repartirse el flujo a dos destinos:

Una parte ingresa al Enfriador EA-201 A/B para ser enfriado contra agua de enfriamiento y retorna a la primera sección del empaque como bomba de calor. El flujo restante pasa a través de la coraza del EA-202 que es enfriado contra agua de enfriamiento y de ahí es inyectado al cabezal de mezcla de gasóleos que recibe GOPA, GOLV y GOPV, para enviar dicha mezcla a almacenamiento. Justo antes de ingresar al EA-202 existe una línea normalmente fuera de operación que conecta el flujo hacia este cambiador como producto a la planta de desintegración catalítica.

Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV): Este corte se extrae debajo del lecho 2 de la torre DA-201 y se conduce al FA-203, el cual tiene una línea de ligeros que retorna a la misma sección de la torre mientras que el producto líquido es succionado por la bomba GA-202 A(M) B (T)-R y descargado a varios destinos simultáneos:

Una parte de la descarga ingresa la sección de destilación atmosférica. Este flujo se divide nuevamente en dos:

- Entrega a cabezal de gasóleos: Una parte alimenta a la coraza del EA-107 C localizado en el tren B de precalentamiento de crudo, es succionado por la bomba GA-209/R, de ahí puede entregarse directo a la Planta de Desintegración Catalítica o ingresar a la coraza del EA-113 para enfriarse contra agua de enfriamiento a fin de ser entregado al cabezal de mezcla de gasóleos(GOLV, GOPV y GOPA) y mandarse a almacenamiento.
- Bomba de calor: La otra parte entra en las corazas en paralelo del intercambiador EA-107 B y A de precalentamiento de crudo que ceden calor a sus respectivos trenes de crudo, para ser retornado a la sección de destilación a vacío a la coraza del EA-203 y ser enfriado contra agua de enfriamiento y finalmente ser retornado a la torre DA-201 como Bomba de calor.

La otra parte de la descarga retorna directamente a la torre al lecho inmediato inferior.

Residuo de Vacío (RV): Es succionado del fondo de la Torre DA-201 mediante la bomba GA-201 (T)/R(T) y es enviado a los tubos del EA-108 B y A que ceden calor a sus respectivos trenes de calentamiento, a la salida tiene varios destinos: Una parte es recirculada al fondo de la Torre DA-201; mientras que la otra parte es enviada a la Planta Reductora de Viscosidad, donde recibe su tratamiento y retorna de allá; otra parte puede ser enviada a la Planta HDR; otra parte es enviada al EA-108 C/D/E/F; en otra línea el flujo ingresa a la Caja Enfriadora EB-101 donde se enfría contra agua de enfriamiento para enviarse a la Planta de Asfaltos,

2.4 Consideraciones

- Alimentación. Ver caracterizaciones en el capítulo 6. [3,4]
- Productos: El el presente trabajo los productos serán entregados en límite de batería según la columna “referencia” de las tablas 7.6 y 7.7.
- Casos de referencia:
La planta ha sufrido modificaciones a su configuración.

Diseño. La Planta combinada I fue diseñada para procesar 150 000 BPD cuyas condiciones en límite de batería son 68 °F y 0 psig. El crudo original era 100% Istmo y los internos originales eran todos platos, sin empaques. Se tienen los rendimientos del diseño del IMP para comparar como ha variado desde el diseño original hasta ahora. Ver Tablas 2.3 y 2.4 para detalles de rendimientos.

Caso Base: Configuración actual de la planta, que incluye el cambio de platos originales por empaque y el cambio de crudo [3,4]. Ver Figura 2.1 y 2.2.

Se presenta el Diagrama de Flujo de Proceso [5] con la configuración actual de la planta (caso base) y el balance de materia que corresponde a los rendimientos de diseño del IMP (diseño), como referencia.

- Casos a estudiar de la planta:
Caso base: Además de ser un caso de referencia (mencionado arriba) del que se toma la configuración actual, es un caso de estudio, que incluye la configuración actual de la plata con el cambio de crudo (crudo nuevo) sin realizar mejoras (sin revamp) y se evalúan la operación de los internos de forma preliminar.

Revamp: El crudo nuevo a procesar tiene 48% de maya y 52% de Istmo en base volumen. La caracterización del crudo nuevo se muestra en el capítulo 6 del presente trabajo. El caso revamp está basado en la operación actual y se realiza la modificación a la configuración actual de la planta, que incluye mejoras como el cambio de más internos y rendimientos por el nuevo de crudo de alimentación. Se busca evitar cambio de equipo mayor, solo detalles.

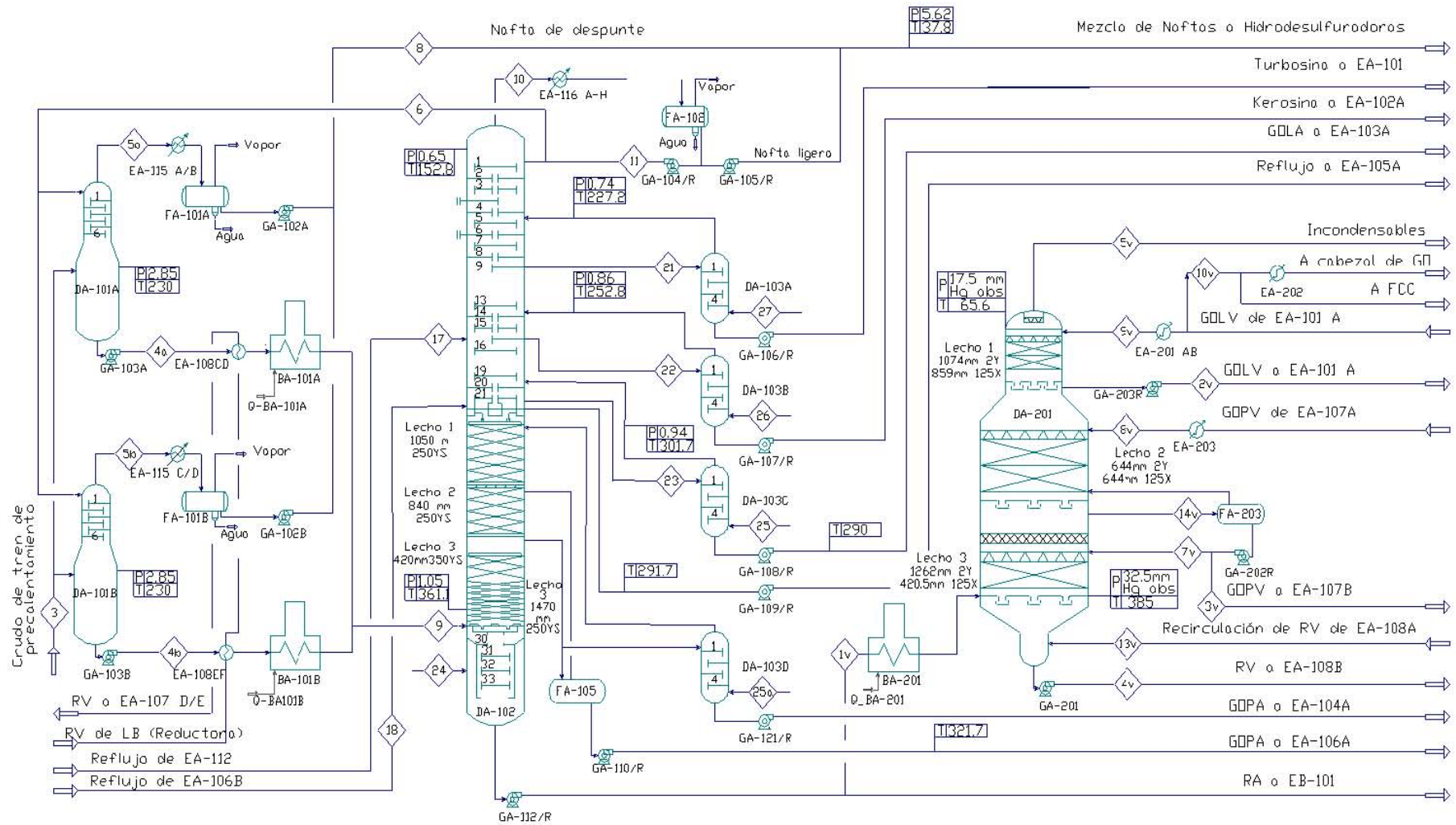


Figura 2.1. Diagrama de flujo de la Planta Combinada 1 sección de destilación atmosférica y de vacío caso base [5].

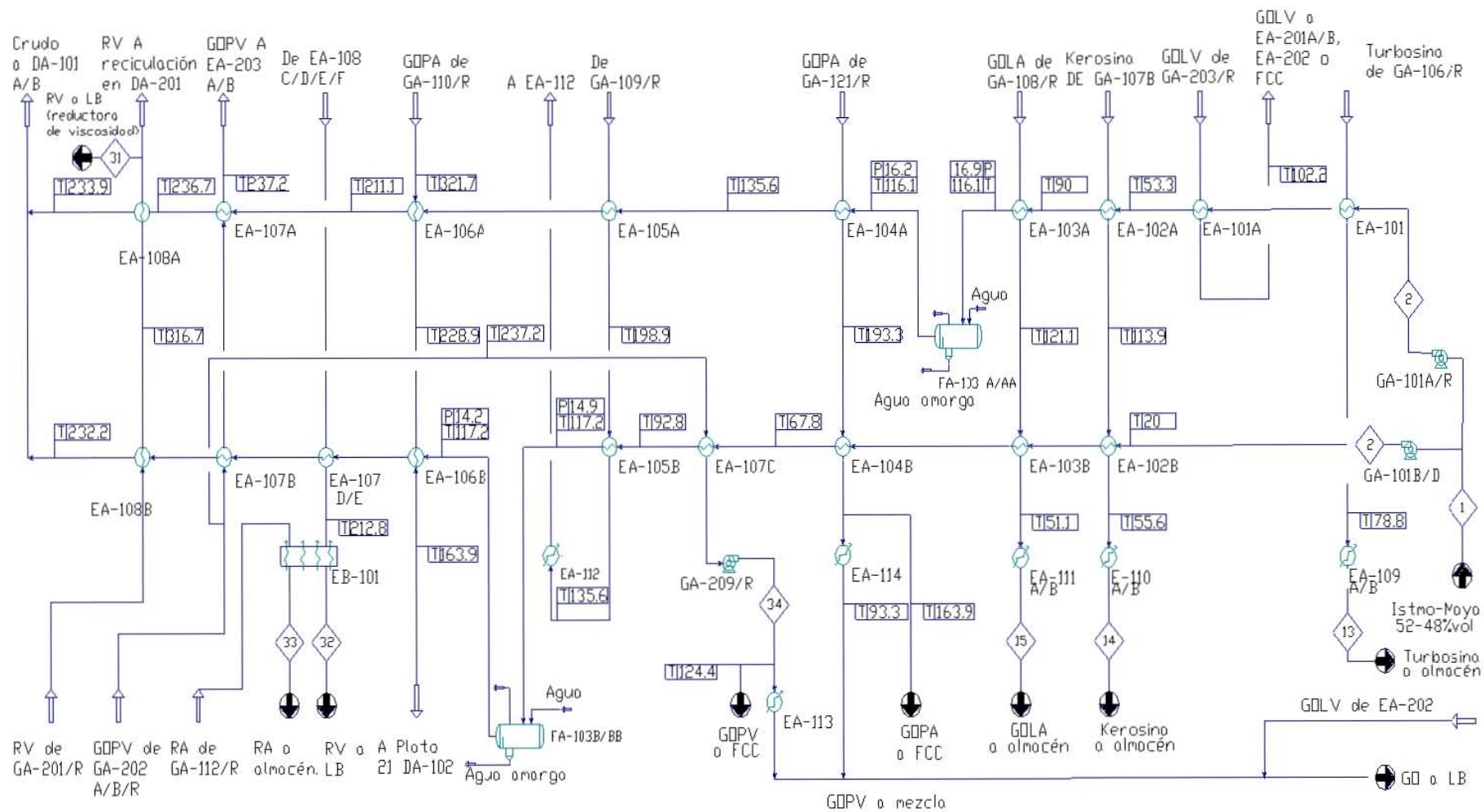


Figura 2.2. Diagrama de flujo de la Planta Combinada 1 caso sección de precalentamiento caso base [5].

Tabla 2.3. Balance de materia para el caso diseño.

Corriente		1	2	3	4	5
Descripción	Unidad	Crudo de límite de baterías	Crudo a tren de precalentamiento	Crudo precalentado a despute	Crudo despuntado a calentador	Domos de despuntadora
V/F		-	-	0.1419	-	1.0000
Temperatura	°F	68	68	446	445	347
	°C	20.0	20.0	230.0	229.4	175.0
Presión	psig	0.00	350.00	40.50	224.00	39.00
	kg/cm ² g	0.00	24.61	2.85	15.75	2.74
Flujo molar	lbmol/h	9274	4637	9297	7666	2721
Flujo másico	lb/h	1891876	945938	1896606	1746274	257662
	kg/h	858140	429070	860285	792096	116873
Flujo volumétrico	barril/día	150000	75000		135232	24375
Corriente		6	8	9	10	11
Descripción	Unidad	Reflujo a despuntadoras	Nafta de despunte a mezcla	Alimentación a Torre Atmosférica	Domos de Torre Atmosférica	Nafta ligera de de atmosférica
V/F		-	-	0.5099	-	-
Temperatura	°F	100	100	682	307	100
	°C	37.8	37.8	361.1	152.8	37.8
Presión	psig	126.00	80.00	15.00	9.20	126.00
	kg/cm ² g	8.86	5.62	1.05	0.65	8.86
Flujo molar	lbmol/h	857	2458	7673	8870	3963
Flujo másico	lb/h	107330	252932	1746274	753086	496127
	kg/h	48684	114728	792096	341594	225039
Flujo volumétrico	barril/día	9607	24375	135232	62038	44408

Tabla 2.3. Balance de materia para el caso diseño (Continuación).

Corriente		12	13	14	15	16
Descripción	Unidad	Nafta ligera de atmosférica a mezcla	Turbosina a almacenamiento	Kerosina a almacenamiento	GOLA a almacenamiento	GOPA producto
V/F		-	-	-	-	-
Temperatura	°F	100	110	110	110	327
	°C	37.8	43.3	43.3	43.3	163.9
Presión	psig	80.00	50.00	50.00	50.00	70
	kg/cm ² g	5.62	3.52	3.52	3.52	4.92
Flujo molar	lbmol/h	1573	1011	1037	493	173
Flujo másico	lb/h	196906	177000	216670	123338	49888
	kg/h	89315	80286	98280	55945	22629
Flujo volumétrico	barril/día	17625	15000	17550	9750	3900
Corriente		17	18	32	33	34
Descripción	Unidad	Pumparound de GOLA	Pumparound de GOPA	RV a almacenamiento	RV a almacenamiento	GOPV producto a mezcla
V/F		-	-	-	-	-
Temperatura	°F	250	327	200	200	256
	°C	121.1	163.9	93.3	93.3	124.4
Presión	psig	77	107	100	70	80
	kg/cm ² g	5.41	7.52	7.03	4.92	5.62
Flujo molar	lbmol/h	1322	546	1170	2529	626
Flujo másico	lb/h	330534	157845	631548	875112	190940
	kg/h	149928	71597	286465	396944	86609
Flujo volumétrico	barril/día	26132	14434	4467	61800	14214

Tabla 2.3. Balance de materia para el caso diseño (Continuación).

Corriente		1v	2v	3v	4v	5
Descripción	Unidad	RV a calentador de vacío	GOLV a EA-101A	GOPV a EA-107B	RV a EA-108B	Incondensables
V/F	-	-	-	-	-	1.0
Temperatura	°F	650.0	415.0	555.0	680.0	150.0
	°C	343.3	212.8	290.6	360.0	65.6
Presión	psig	140.00	145.00	170.00	270.00	15mm Hg abs
	kg/cm ² g	9.84	10.19	11.95	18.98	0.0204 kg/cm ² a
Flujo molar	lbmol/h	2529	1157	3564	1565	155
Flujo másico	lb/h	875142	341234	1087169	610541	4307
	kg/h	396957	154781	493131	276937	1954
Flujo volumétrico	barril/día	61800.0	26148.0	80931.0	40855.0	-
Corriente		7v	8v	9v	10v	13v
Descripción	Unidad	Runback	Pumparound GOPV de EA-107A	Pumparound GOLV de EA-101A	GOLV producto	Recirculación de RV de EA-108A
V/F	-	-	-	-	-	-
Temperatura	°F	565.0	435.0	120.0	216.0	526.0
	°C	296.1	223.9	48.9	102.2	274.4
Presión	psig	170.00	105.00	124.00	80.00	257.00
	kg/cm ² g	11.95	7.38	8.72	5.62	18.07
Flujo molar	lbmol/h	788	2938	528	629	287
Flujo másico	lb/h	252184	896229	155741	185493	111832
	kg/h	114389	406522	70643	84138	50726
Flujo volumétrico	barril/día	18473.0	65660.0	11934.0	14214.0	7843.0

Tabla 2.3. Balance de materia para el caso diseño (Continuación).

Corriente		14v
Descripción	Unidad	GOPV de DA-201
V/F	-	-
Temperatura	°F	570.0
	°C	298.9
Presión	<i>psig</i>	29.3 mm Hg abs
	<i>kg/cm²a</i>	0.0398
Flujo molar	<i>lbmol/h</i>	4096
Flujo másico	<i>lb/h</i>	1310587
	<i>kg/h</i>	594472
Flujo volumétrico	<i>barril/día</i>	96038

Tabla 2.4. Balance de materia para el caso diseño – Corrientes de servicios, vapor de baja presión.

Corriente		24	25	26	27	
Descripción	Unidad	VB a DA-102 (Atmosférica)	VB a DA-103C (GOLA)	VB a DA-103B (Kerosina)	VB a DA-103A (Turbosina)	VB a DA-103D (GOPA)
V/F		1.0000	1.0000	1.0000	1.0000	1.0000
Temperatura	°F	600	600	600	600	600
	°C	315.6	315.6	315.6	315.6	315.6
Presión	psig	40	40	40	40	40
	kg/cm ² g	2.81	2.81	2.81	2.81	2.81
Flujo molar	lbmol/h	2403	161	375	394	203
Flujo másico	lb/h	43260	2901	6756	7086	3652
	kg/h	19622	1316	3064	3214	1657
Flujo volumétrico	barril/día	-	-	-	-	-

VB: Vapor de Baja Presión.

3. JUSTIFICACIÓN

La Planta Combinada I de la Refinería Miguel Hidalgo, ubicada en Tula Hidalgo, México fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo en los años 70 para operar con crudo Istmo o Poza Rica. Al pasar los años, tres factores principales influyeron en que la planta sufriera cambios drásticos en la carga de alimentación, de tal forma que su diseño original no contemplaba procesar una alimentación tan distinta: Agotamiento el crudo Poza Rica, incremento de los grados API del crudo Istmo y nueva mezcla de crudo alimentada.

Para lograr adaptar la tecnología de la Planta con la nueva alimentación y maximiza la producción de gasóleos como productos más valiosos, se realizó un revamp de los internos de las columnas y se ajustó el porcentaje volumen de la mezcla de crudo a 48 %maya-52 istmo para brindar el máximo rendimiento para gasóleos para el cambio de internos realizado.

Con los cambios realizados, la planta aún no puede operar a la capacidad de 150 mil barriles y su capacidad actual es muy por debajo de la original.

La importancia de realizar un diagnóstico de la operación de los equipos instalados respecto a la alimentación de crudo actual reside en que esta planta es clave y única capaz de separar eficientemente los hidrocarburos del crudo en cortes que se acondicionan plantas hidrotadoras y catalítica (Figura 1.2), produciendo gasolina de la más alta calidad. Entonces, a mayor producción de base diesel o mezcla de gasóleos, mayor será la producción de gasolina comercial entre otros productos de gran valor en el mercado.

La viabilidad de proyectos en curso como la Refinería de Dos Bocas en Paraíso, Tabasco, México son gran ejemplo de como los combustibles derivados de las Plantas Combinadas y tratados en Plantas con tecnología FCC son y serán todavía altamente rentables.

Diagnosticar y proponer mejoras en la Planta objeto de nuestro estudio permite complementar los estudios en curso que se pudiesen estar realizando para dichas instalaciones, de tal forma que se tomen decisiones con la mayor cantidad de información posible sobre la viabilidad de alternativas para optimizar la operación, costos y retorno de la inversión.

4. OBJETIVOS

Diagnosticar el estado de la operación actual de los equipos principales de la Planta Combinada I de la Refinería Miguel Hidalgo, ubicada en Tula, Hidalgo, México, debido al cambio de crudo, mediante la simulación de la operación a 150 mil BPD, utilizando datos reales de las condiciones de operación base.

Generar propuestas de mejora para permitan operar a 150 mil BPD la Planta Combinada I de la Refinería Miguel Hidalgo, ubicada en Tula, Hidalgo, México, mediante la simulación, utilizando datos reales de las condiciones de operación base vs operación revamp propuesto.

5. HIPÓTESIS

Debido al cambio de crudo que procesa respecto al original de diseño, la Planta Combinada I de la Refinería Miguel Hidalgo, ubicada en Tula, Hidalgo, Mexico, requerirá algunas modificaciones para mantener la capacidad operativa de 150 mil BPD, sin requerir rediseño de todos los equipos mayores de la planta.

6. METODOLOGÍA

1. El balance de materia y las condiciones de operación que se tomaron de referencia inicial fue según el Diagrama de Flujo de Proceso [5] y el manual de operación [3,4].
2. La caracterización del crudo fue realizada con base en la información recibida por el usuario [7] y según lo establecido en las bases de diseño de la presente tesis. Esta se analizó en el módulo de caracterización de Aspen Hysys versión 10 mediante la generación de pseudocomponentes que son usados en la simulación de procesos.
3. La simulación de la Planta Combinada I se desarrolló usando el simulador Aspen Hysys versión 10. La ecuación de estado empleada fue Peng Robinson. Se evaluaron dos escenarios: actual y revamp, ambos a flujo máximo de operación. La carga de la planta se realizó en masa, lb/h considerando la masa que procesaba la planta antes del cambio de crudo, de ahí que no son exactamente 150 mil BPD pero son similares.
4. Se analizó el comportamiento del crudo en los intercambiadores de calor del tren de calentamiento y de los enfriados por agua, cuya geometría base se encuentra registrada en los archivos [3], se empleó el método riguroso de Exchanger Design And Rating (EDR), que es el módulo de Hysys que evalúa equipos de intercambio. Se evaluaron las caídas de presión y temperaturas de entrada y salida para verificar que no hubiera cruces y que en toda la red se cumplieran con las temperaturas de entrega de los productos en límite de baterías en que no fuera tan diferente de la temperatura requerida en el proceso. Se determinaron cuáles equipos operaban correctamente, cuáles no se requerían y en cuáles se requería algún tipo de ajuste o revamp.
5. La relación de vapor de agotamiento usada fue de 10 lb por barril.
6. Se simularon las torres de despunte, atmosférica y de vacío usando las especificaciones de los productos establecidas por el usuario [9], variando mínimamente las temperaturas de alimentación debido a los cambios en el tren de precalentamiento y respetando las presiones de alimentación y operación. Las características de los internos fueron según el manual de operación y las hojas de datos[3,4,8,11-15]. Se asumieron las algunas geometrías en los internos siguientes a manera de propuesta debido a la forma de información. Se revisaron los niveles de inundación en los internos y las caídas de presión. La presión y temperatura en los domos se mantuvo conforme a la operación normal.
7. En los hornos se prestó atención de no rebasar las cargas térmicas y flujos operación reportados contra los requeridos según los cambios realizados y las necesidades energéticas, procurando no elevar la temperatura demasiado para evitar el craqueo térmico y mantener una relación V/F similar a la actual.
8. Para el balance de materia y energía se realizaron ajustes en los flujos de productos que permitieran cumplir con las especificaciones de los cortes y la temperatura en el condensador, a fin de poder reflujar a 100 °F a la columna atmosférica, que es a como está diseñada. Se buscó acercarse lo más posible a los End Points de los cortes atmosféricos, para aprovechar al máximo el rendimiento de cada uno y evitar mandar mayor cantidad de ligeros a la torre de vacío DA-201 y rebasar la capacidad de alimentación de éste. En la columna de vacío se varió también el calor extraído en las bombas de calor.
9. Se respetaron los criterios y consideraciones establecidos en el capítulo 2 de esta tesis.
10. Se obtuvieron los resultados de la simulación y se hicieron las propuestas de mejora en internos de columnas, arreglos de flujos en intercambiadores, flujos

de productos, actualización de dimensiones de equipos y eliminación de los que ya no se requieren.

11. Se verificó la veracidad de la hipótesis. Mientras no se confirmara, se siguieron proponiendo mejoras hasta agotar las opciones de revamp y poder dar un veredicto o en su caso proponer otra hipótesis. Se dio por válida solo hasta que se realizó la metodología completa, se cumplieron los objetivos y se confirmó que fue afirmativa con los datos de operación revamp de los equipos de la planta.
12. Se evaluaron y se dieron por válidas las propuestas de mejora solo hasta que cumplieran los objetivos establecidos en el presente trabajo y los indicadores de sustentabilidad de la Planta.

Caracterización del crudo revamp

Datos de caracterización del crudo nuevo proporcionado por PEMEX (revamp):

Tabla 6.1. Istmo

	IBP (°C) Vol%	*@IBP (%)	*@MID (%)	Densidad API	*@MID (%)	Azufre w%
	Whole crude			32.81 API		1.625
1	10	0	3	88	3.0	0.025
2	70	5	15	58.5	15.0	0.05
3	100	10	26.5	48	26.5	0.1375
4	157	20	36	41.5	36.0	0.4375
5	210	30	48	34	48.0	0.85
6	260	40	54	30.5	54.0	1.375
7	305	50	64	26	64.0	1.725
8	370	60	76.5	19.5	76.0	2.025
9	440	70				
10	523	80				
11	540	82				
	11.96					

Light ends C1-C4 KUOP Pvp Reid, psi
1.182 v% 11.96 6.7

Tabla 6.2. Maya

	IBP (°C) Vol%	*@IBP (%)	*@MID (%)	Densidad API	*@MID (%)	Azufre w%
	Whole crude			22.67		3.223
1	20	0	1.5	80	1.5	0.05
2	90	5	11	55	11	0.17
3	120	10	21	46	21	0.55
4	185	20	27	39	27.5	1.05
5	260	30	35	33	35	2
6	333	40	40	29	40	2.325
7	411	50	48.5	24	48.5	2.7
8	500	60	58	17	59.5	3.125
9	540	64				New reading

Light ends C1-C4 KUOP Pvp Reid, psi
0.116 v% 11.72 4.48

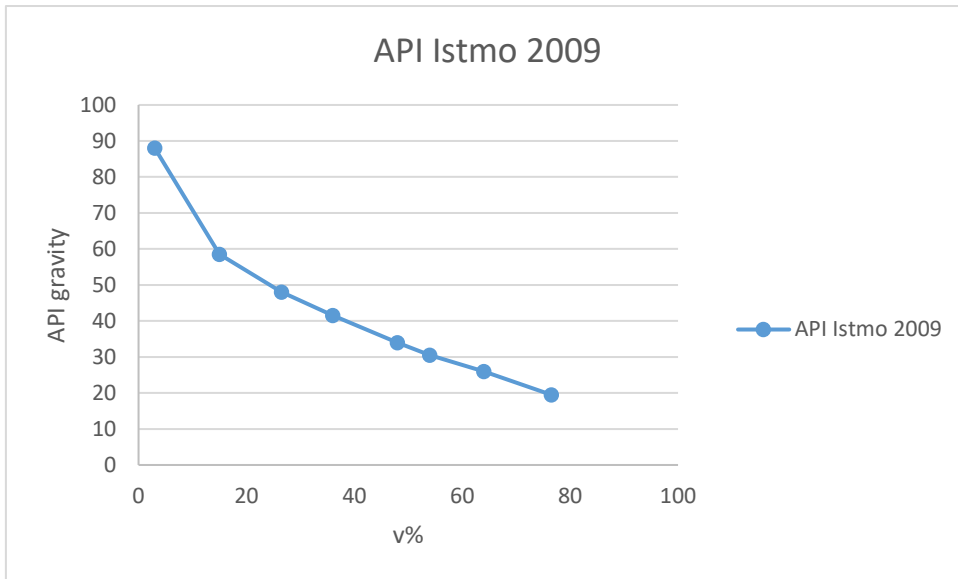


Figura 6.1. Gravedad API del crudo Istmo proporcionado por PEMEX 13.

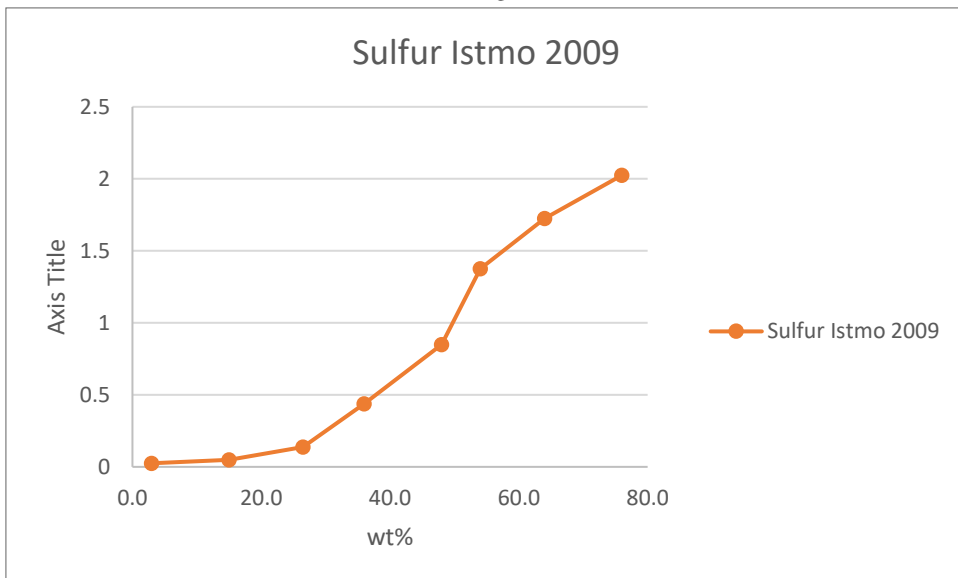


Figura 6.2. Distribución de azufre del crudo Istmo proporcionado por PEMEX

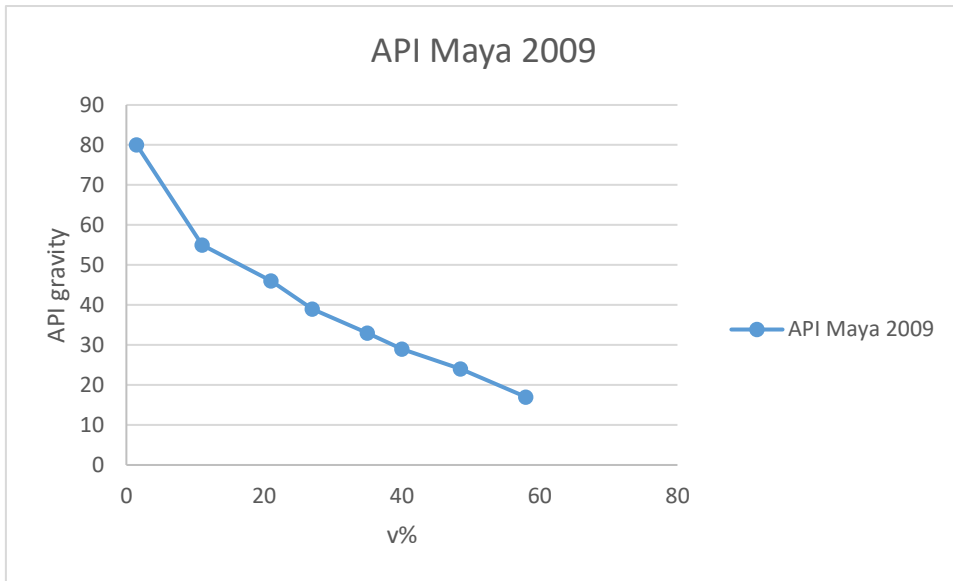


Figura 6.3. Gravedad API del crudo Maya proporcionado por PEMEX

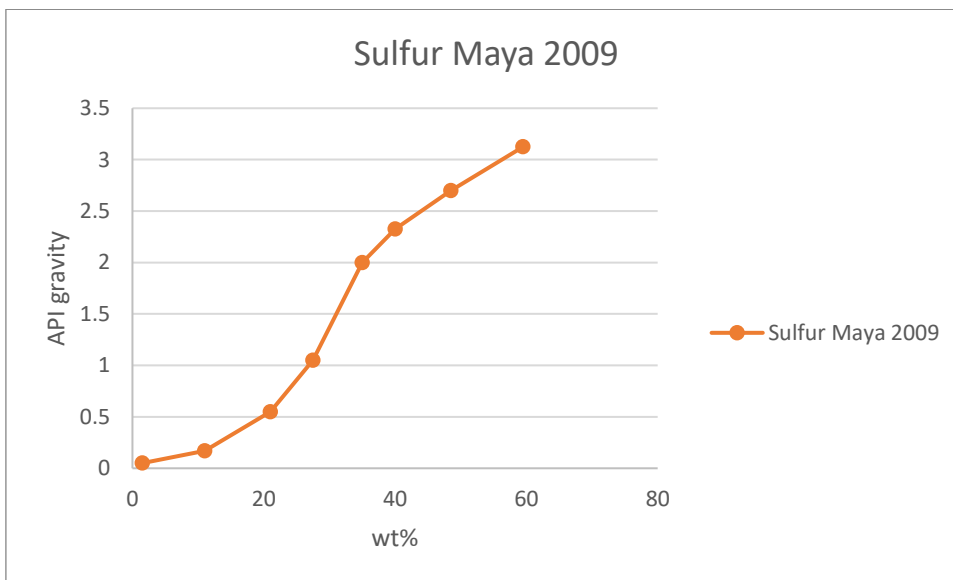


Figura 6.4. Distribución de azufre del crudo Maya proporcionado por PEMEX

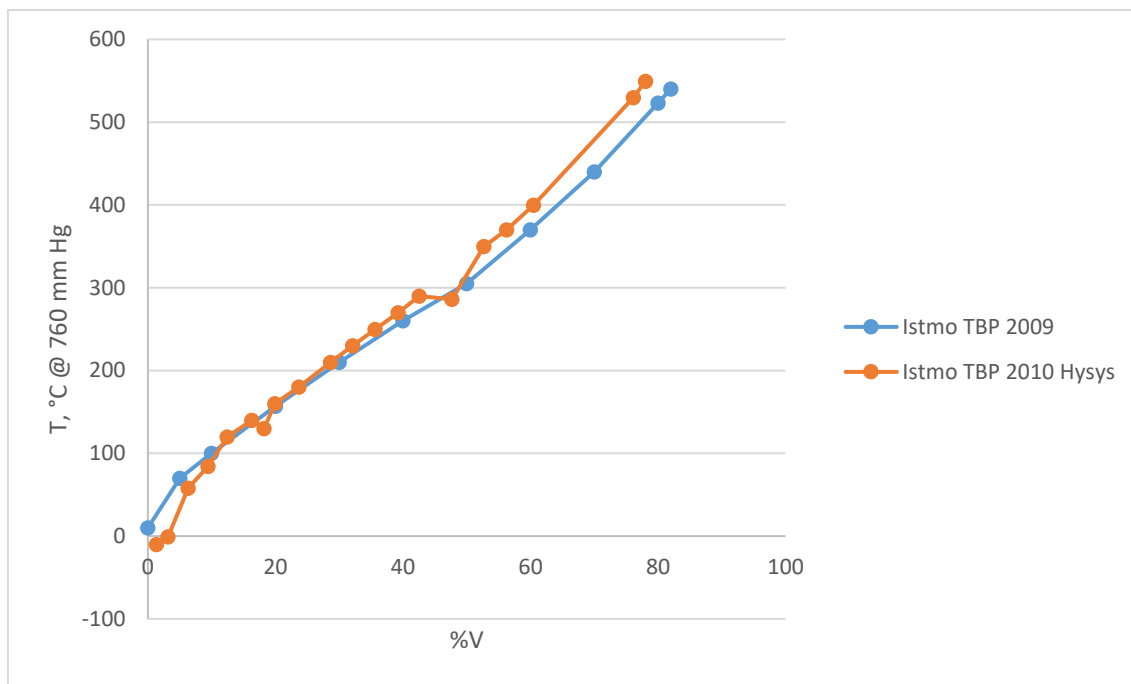


Figura 6.5. Comparativa curva TBP Istmo proporcionado por PEMEX vs Hysys

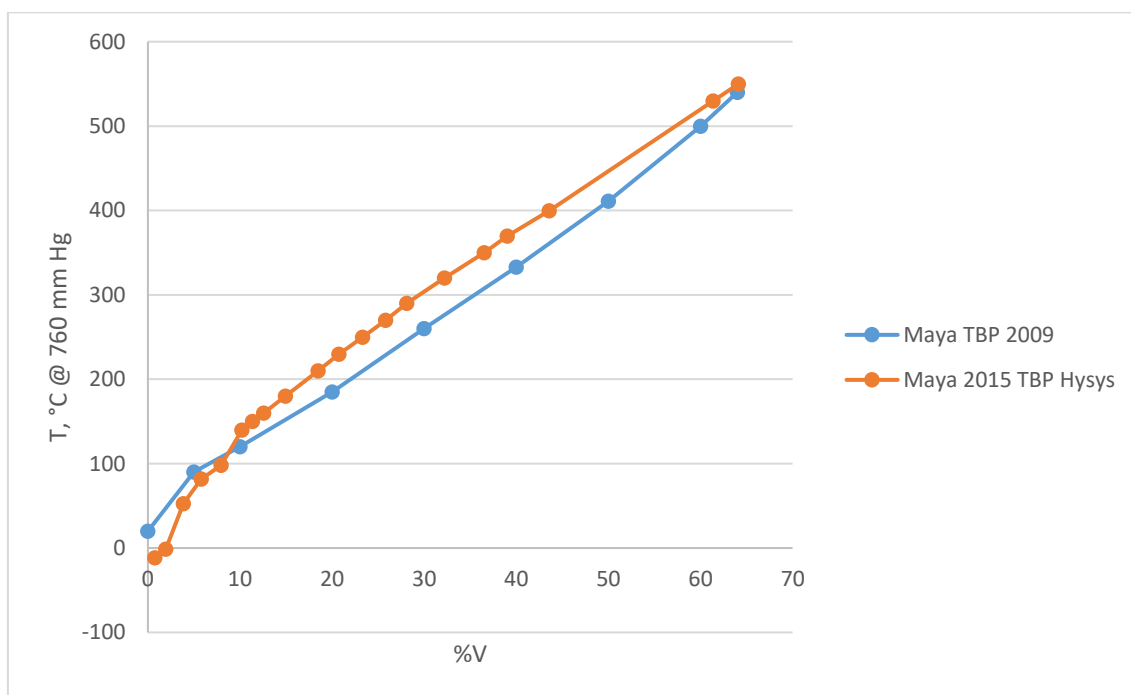


Figura 6.6. Comparativa curva TBP Istmo proporcionado por PEMEX vs Hysys

Dado que la versión más reciente de caracterización de crudos de Hysys no satisface la proporcionada por PEMEX, se trabajó con la información de este último.

7. RESULTADOS

Se simularon y analizaron dos casos de la planta, se describen nuevamente a continuación (ver numeral 2.4):

Configuración base con alimentación de 150 mil BPD.

Se evaluaron los equipos de la planta combinada I para el flujo de alimentación de 150 mil BPD, incluyendo la información de las geometrías descritas en el manual de operación[3,4] y hojas de datos. No se realizaron modificaciones ni mejoras, sino solo la simulación de las condiciones actuales.

Configuración de revamp al equivalente de la masa de 150 mil BPD.

Se propusieron mejoras, se recalcularon equipos y se ajustaron condiciones de operación.

Los resultados comparativos para ambos escenarios se presentan a diagramas de flujo de proceso de las figuras 7.1 y 7.2 para el caso revamp y 2.1 y 2.2 para el caso base. El balance de materia para el caso revamp de las tablas 7.1 y 7.2 se puede comparar con el balance del caso diseño de las Tablas 2.3 y 2.4 así como los rendimientos y especificaciones de las Tablas 7.5, 7.6 y 7.7 ,que muestran el caso diseño, base y revamp.

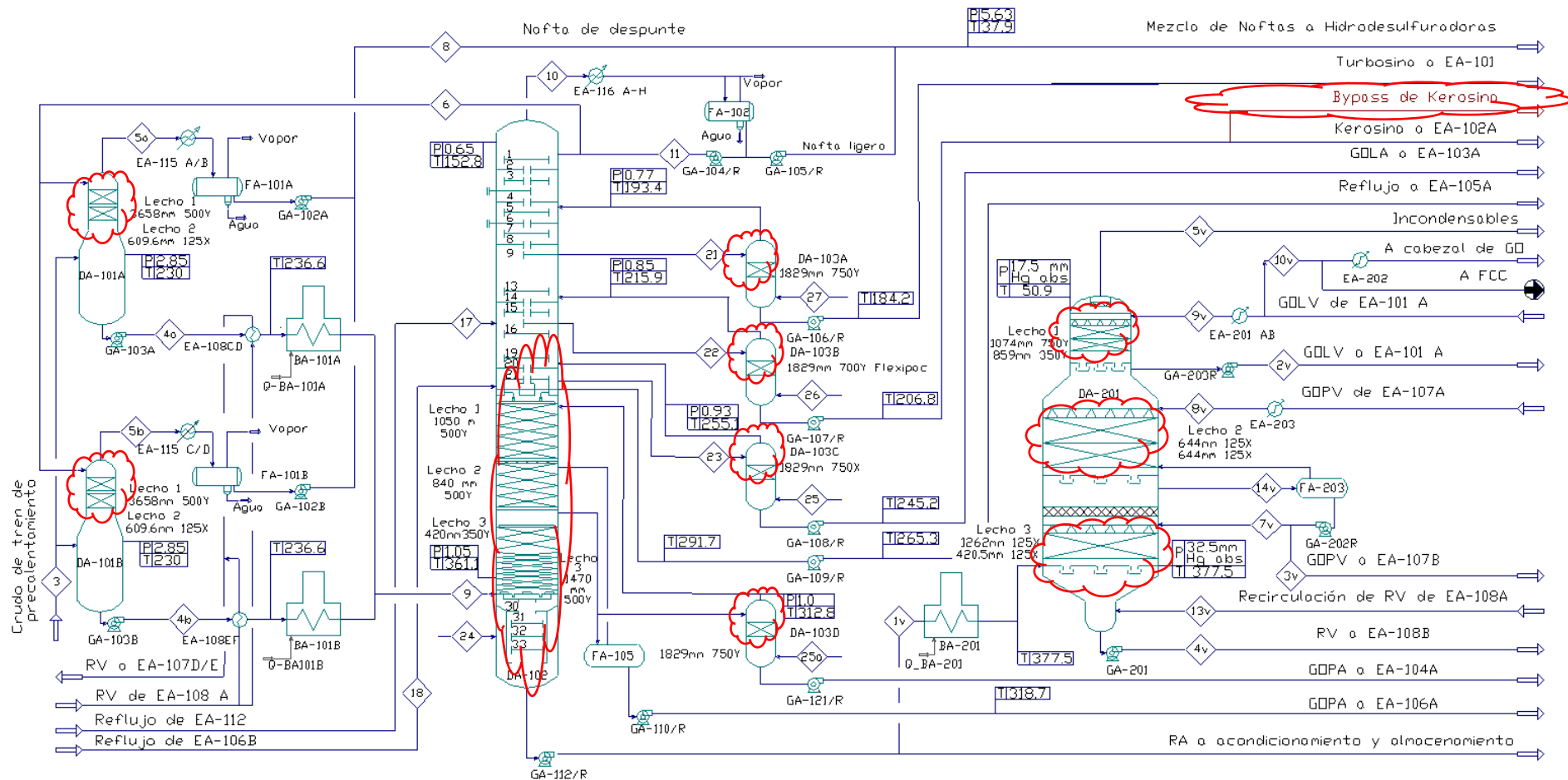


Figura 7.1 Diagrama de flujo de la Planta Combinada 1 caso revamp sección de destilación atmosférica y de vacío.

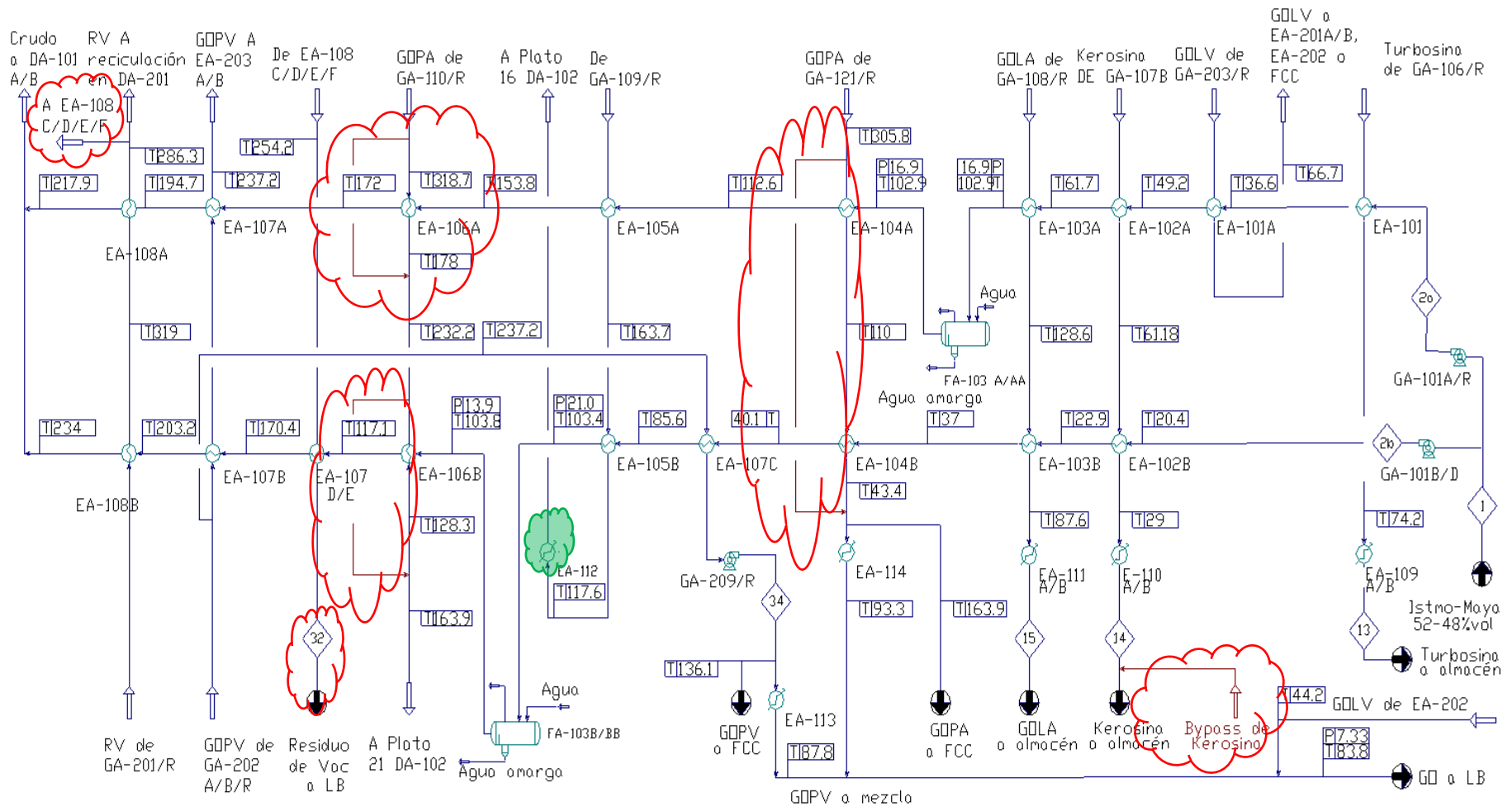


Figura 7.2 Diagrama de flujo de la Planta Combinada 1 caso revamp sección de precalentamiento

Tabla 7.1 Balance de materia para el caso revamp.

Corriente		1	2a	2b	3	4a
Descripción	Unidad	Crudo de límite de baterías	Crudo a tren de precalentamiento 1	Crudo a tren de precalentamiento 2	Crudo precalentado a despute	Crudo despuntado a calentador
V/F	-	0.0000	0.0000	0.0000	0.2358	0.0000
Temperatura	°F	68.0	68.0	68.0	438.8	434.6
	°C	20.0	20.0	20.0	226.0	223.6
Presión	psig	0.00	0.00	0.00	40.50	40.50
	kg/cm ² g	0.00	0.00	0.00	2.85	2.85
Flujo molar	lbmol/h	7886	3943	3943	7952	3288
Flujo másico	lb/h	1891876	945938	945938	1893067	888390
	kg/h	858140	429070	429070	858680	402966
Flujo volumétrico	barril/día	146409.4	73204.7	73204.7	146491.1	67428.0
Corriente		4b	5a	5b	6	8
Descripción	Unidad	Crudo despuntado a calentador	Domos de despuntadora A	Domos de despuntadora B	Reflujo a despuntadoras	Nafta de despunte a mezcla
V/F		0.0000	1.0000	1.0000	0.0000	0.0000
Temperatura	°F	434.6	337.2	337.2	100.1	100.2
	°C	223.6	169.6	169.6	37.9	37.9
Presión	psig	40.50	39.00	39.00	39.20	80.00
	kg/cm ² g	2.85	2.74	2.74	2.76	5.62
Flujo molar	lbmol/h	3288	1017	1017	657	1972
Flujo másico	lb/h	888390	95643	95644	75000	190185
	kg/h	402966	43383	43383	34019	86266
Flujo volumétrico	barril/día	67428.0	9277.7	9277.7	6920.2	18479.7

Tabla 7.1 Balance de materia para el caso revamp. (Continuación)

Corriente		9	10	11	12	13
Descripción	Unidad	Alimentación a Torre Atmosférica	Domos de Torre Atmosférica	Nafta ligera de de atmosférica	Nafta ligera de atmosférica a mezcla	Turbosina a almacenamiento
V/F		0.6236	1.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura	°F	659.5	304.9	100.0	100.3	110.0
	°C	348.6	151.6	37.8	38.0	43.3
Presión	psig	15.01	9.20	9.20	80.00	95.53
	kg/cm ² g	1.05	0.65	0.65	5.62	6.72
Flujo molar	lbmol/h	6576	9269	4423	1499	672
Flujo másico	lb/h	1776780	736309	504900	171104	109057
	kg/h	805933	333984	229019	77612	49468
Flujo volumétrico	barril/día	134856.0	66512.4	46587.1	15787.8	9300.0
Corriente		14	15	16	17	18
Descripción	Unidad	Kerosina a almacenamiento	GOLA a almacenamiento	GOPA producto	Pumparound de GOLA	Pumparound de GOPA
V/F		0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
Temperatura	°F	110.0	110.0	200.0	244.0	335.0
	°C	43.3	43.3	93.3	117.8	168.3
Presión	psig	97.01	101.79	104.24	13.19	14.28
	kg/cm ² g	6.82	7.16	7.33	0.93	1.00
Flujo molar	lbmol/h	385	1185	220	1506	585
Flujo másico	lb/h	72232	274824	67394	332331	170070
	kg/h	32764	124658	30569	150743	77142
Flujo volumétrico	barril/día	5999.9	22000.3	5173.2	26830.0	13152.6

Tabla 7.1 Balance de materia para el caso revamp. (Continuación)

Corriente		32	34
Descripción	Unidad	RV a LB	GOPV producto a mezcla
V/F		0.0000	0.0000
Temperatura	$^{\circ}F$	366.4	277.0
	$^{\circ}C$	185.8	136.1
Presión	<i>psig</i>	242.83	202.31
	<i>kg/cm²g</i>	17.07	14.22
Flujo molar	<i>lbmol/h</i>	1100	694
Flujo másico	<i>lb/h</i>	693045	267206
	<i>kg/h</i>	314359	121203
Flujo volumétrico	<i>barril/día</i>	46128.5	19862.9

Tabla 7.1 Balance de materia para el caso revamp. (Continuación)

Corriente		1v	2v	3v	4v	5
TabDescripción	Unidad	RV a calentador de vacío	GOLV a EA-101A	GOPV a EA-107B	RV a EA-108B	Incondensables
V/F	-	-	-	-	-	1.0
Temperatura	<i>F</i>	640.8	222.2	507.4	683.5	123.7
	<i>°C</i>	338.2	105.7	264.1	361.9	50.9
Presión	<i>psig</i>	140.00	135.69	162.79	261.93	17.5 mm Hg abs
	<i>kg/cm²g</i>	9.84	9.54	11.44	18.41	0.0238
Flujo molar	<i>lbmol/h</i>	1985	1057	3546	1326	52
Flujo másico	<i>lb/h</i>	1007657	280892	1365134	836045	1702
	<i>kg/h</i>	457065	127410	619214	379223	772
Flujo volumétrico	<i>barril/día</i>	69708.2	22024.5	101477.7	55646.5	254.0
Corriente		7v	8v	9v	10v	13v
Descripción	<i>Unidad</i>	Runback	Pumparound GOPV de EA-107A	Pumparound GOLV de EA-101A	GOLV producto	Recirculación de RV de EA-108A
V/F	-	-	-	-	-	-
Temperatura	<i>°F</i>	507.4	400.0	120.0	152.0	547.4
	<i>°C</i>	264.1	204.4	48.9	66.6	286.3
Presión	<i>psig</i>	177.48	0.48	0.39	149.60	266.46
	<i>kg/cm²g</i>	12.48	0.03	0.03	10.52	18.73
Flujo molar	<i>lbmol/h</i>	0	2852	880	177	227
Flujo másico	<i>lb/h</i>	0	1097927	233919	46974	143000
	<i>kg/h</i>	0	498011	106104	21307	64864
Flujo volumétrico	<i>barril/día</i>	0.0	81614.8	18341.3	3683.2	9518.0

Tabla 7.1 Balance de materia para el caso revamp. (Continuación)

Corriente		14v
Descripción	Unidad	GOPV de DA-201
V/F	-	-
Temperatura	$^{\circ}F$	506.8
	$^{\circ}C$	263.8
Presión	<i>psig</i>	25 mmHg abs
	<i>kg/cm²g</i>	0.0340
Flujo molar	<i>lbmol/h</i>	3546
Flujo másico	<i>lb/h</i>	1365134
	<i>kg/h</i>	619214
Flujo volumétrico	<i>barril/día</i>	101477.7

Tabla 7.2 Balance de materia de vapor para el caso revamp.

Corriente		24	25	26	27	
Descripción	Unidad	VB a DA-102 (Atmosférica)	VB a DA-103C (GOLA)	VB a DA-103B (Kerosina)	VB a DA-103A (Turbosina)	VB a DA-103D (GOPA)
V/F	-	1.0	1.0	1.0	1.0	1.0
Temperatura	°F	600.0	600.0	600.0	600.0	600.0
	°C	315.6	315.6	315.6	315.6	315.6
Presión	psig	40.00	40.00	40.00	40.00	40.00
	kg/cm ² g	2.81	2.81	2.81	2.81	2.81
Flujo molar	lbmol/h	2401	587	130	159	98
Flujo másico	lb/h	43260	10575	2333	2866	1760
	kg/h	19622	4797	1058	1300	798
Flujo volumétrico	barril/día	2968.1	725.6	160.1	196.6	120.8

7.1 Comparativa de temperaturas y flujos.

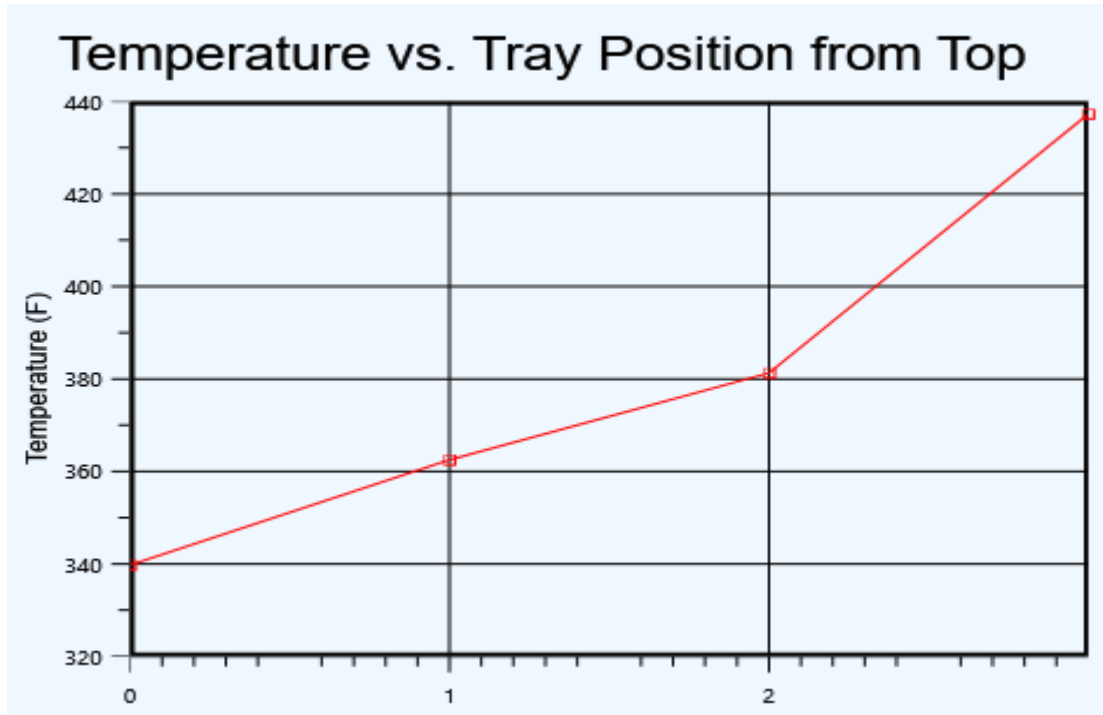


Figura 7.3a. Perfil de temperaturas de la torre de despunte DA-101 A base.

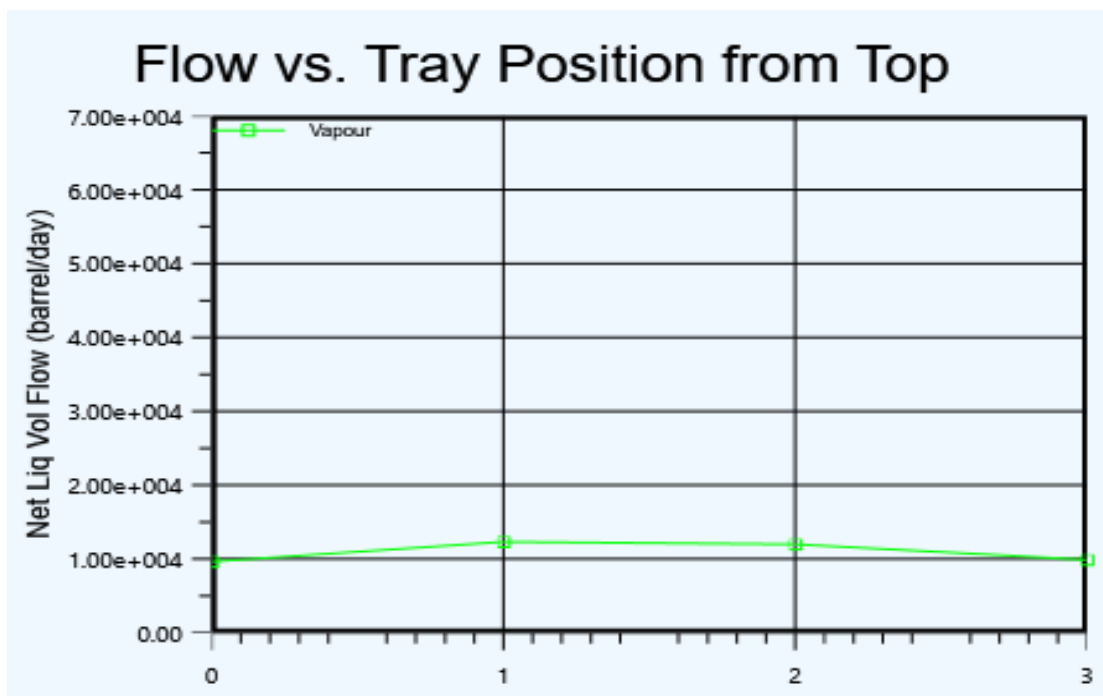


Figura 7.3b. Perfil de flujo de vapor de la torre de despunte DA-101 A base.

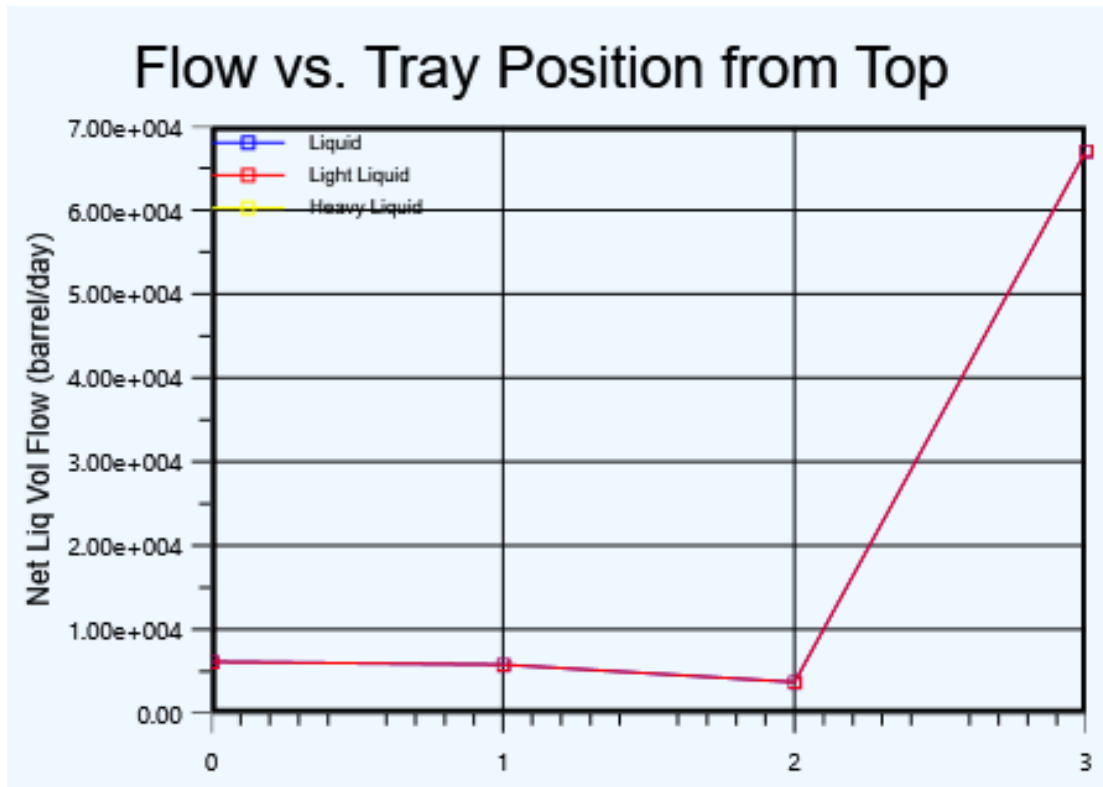


Figura 7.3c. Perfil de flujo de líquido de la torre de despunte DA-101 A actual.

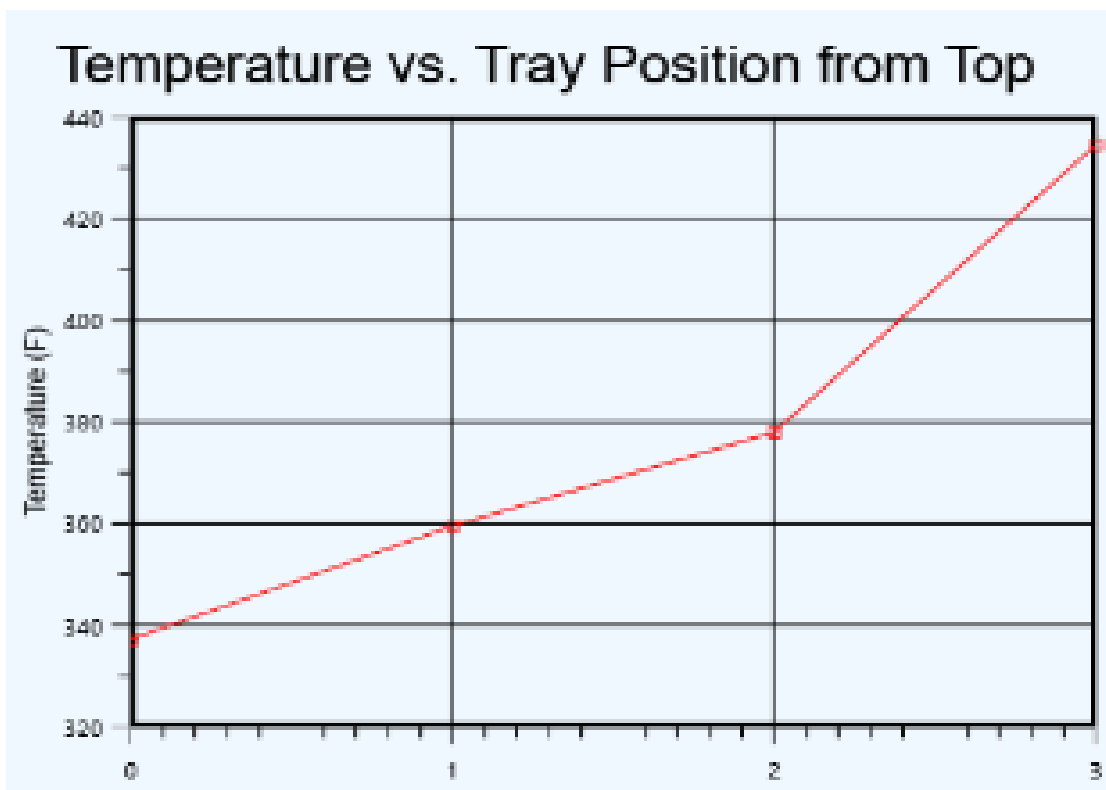


Figura 7.3d. Perfil de temperaturas de la torre de despunte DA-101 A revamp

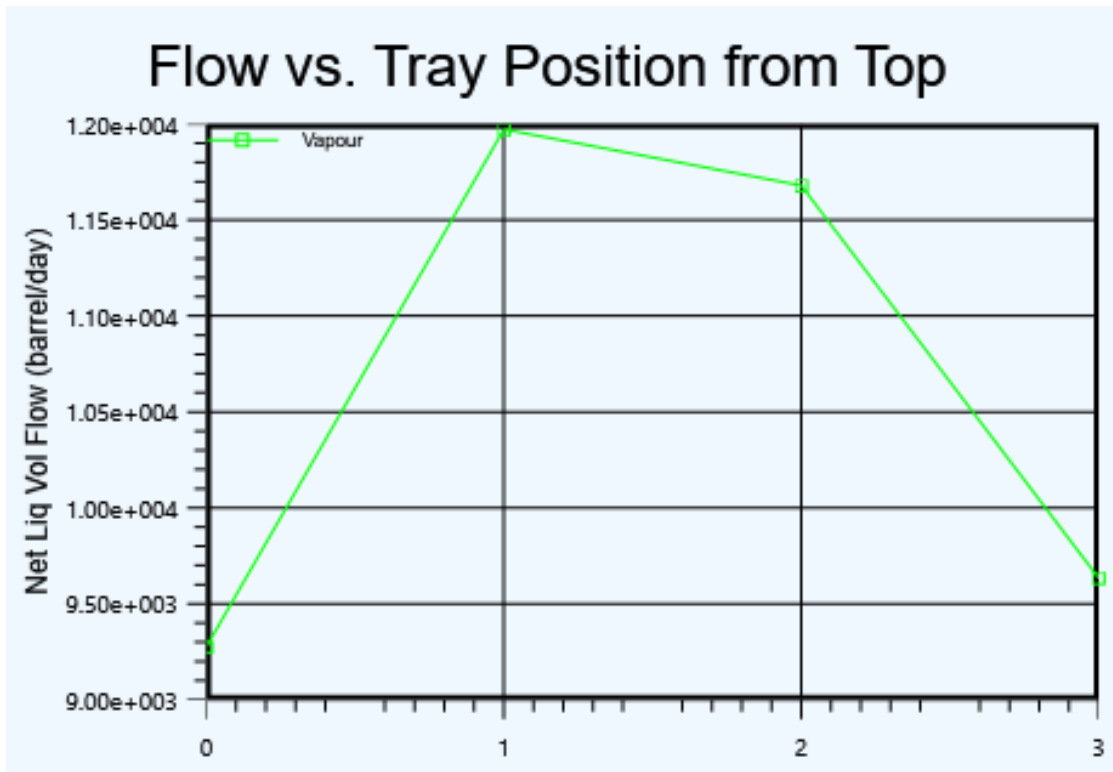


Figura 7.3e. Perfil de flujo de vapor de la torre de despunte DA-101 A revamp

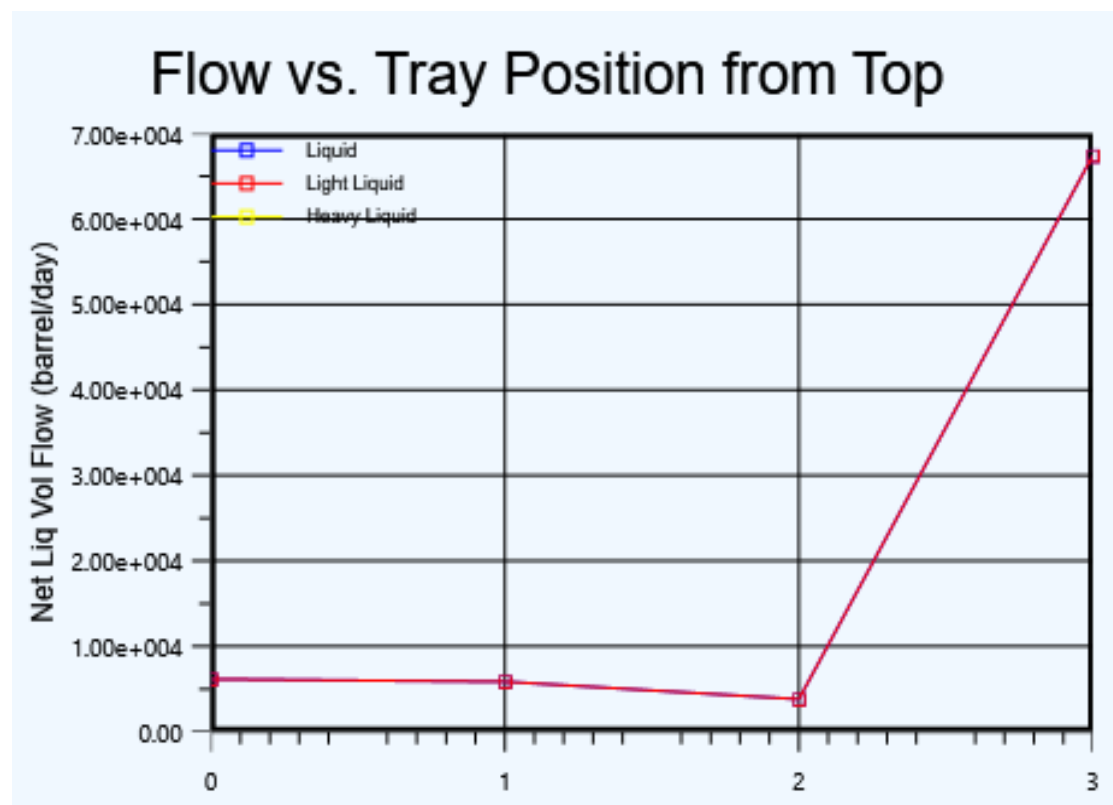


Figura 7.3f. Perfil de flujo de líquido de la torre de despunte DA-101 A revamp.

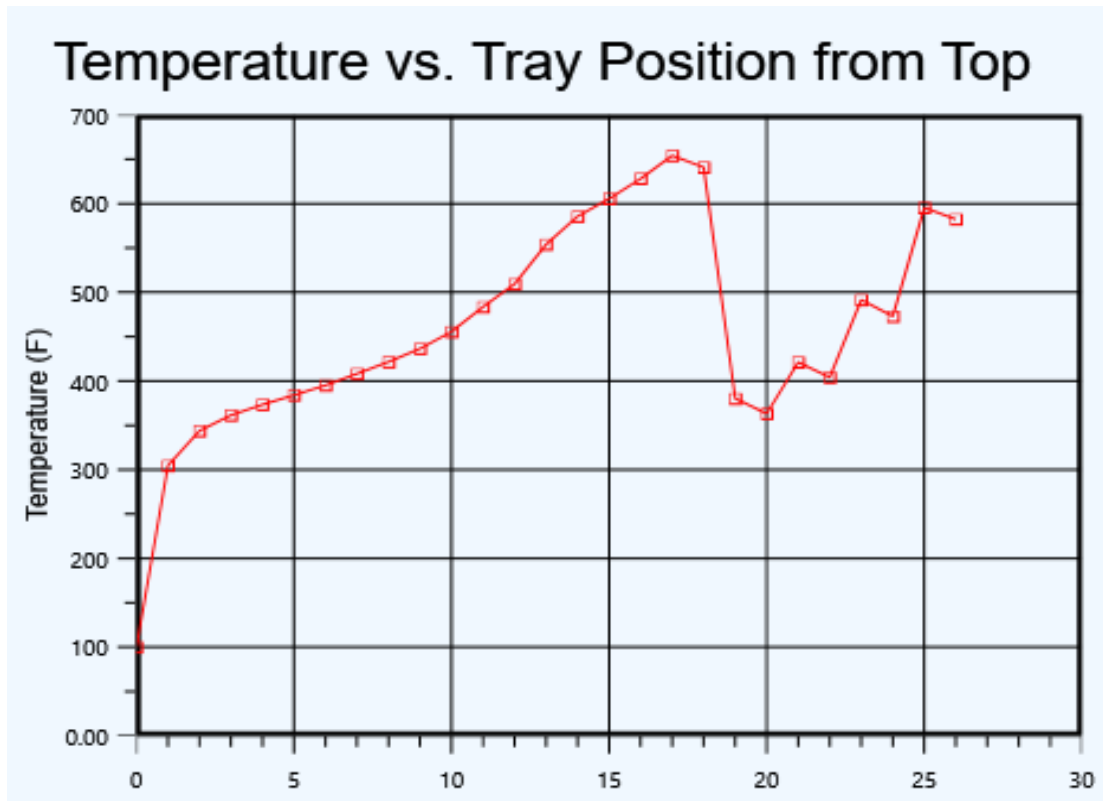


Figura 7.4a. Perfil de temperaturas de la torre atmosférica DA-102 base.

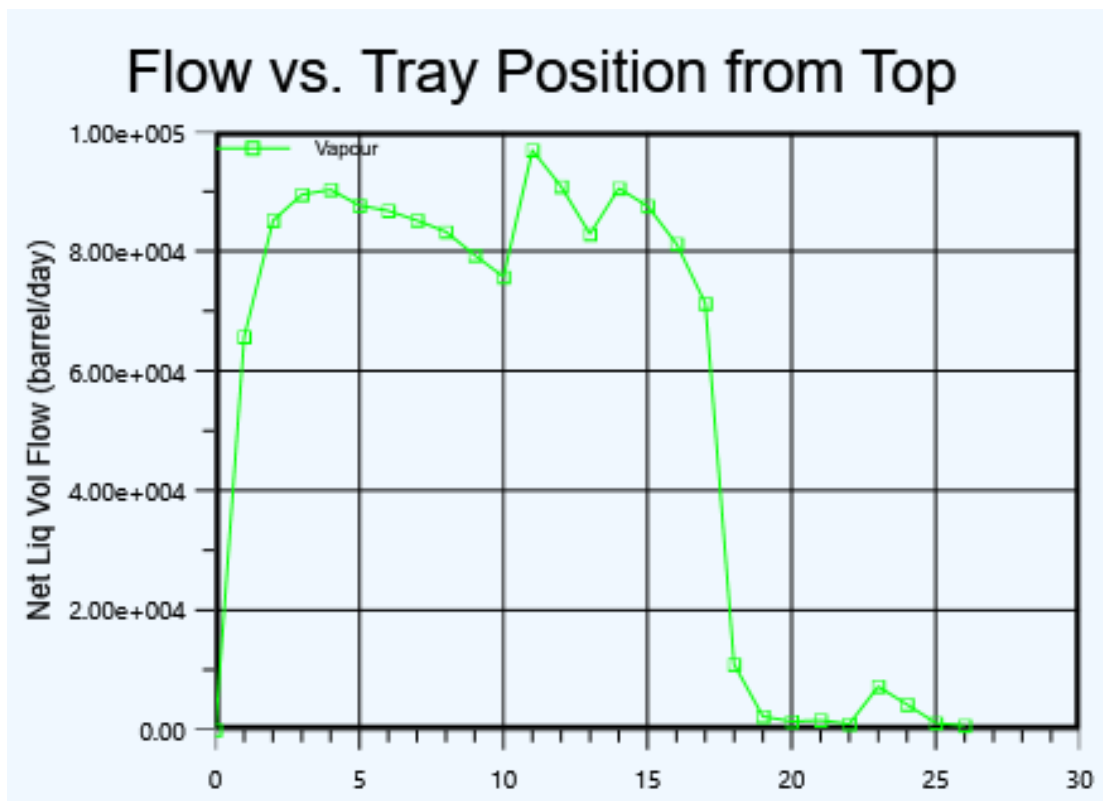


Figura 7.4b. Perfil de de vapor de la torre atmosférica DA-102 base.

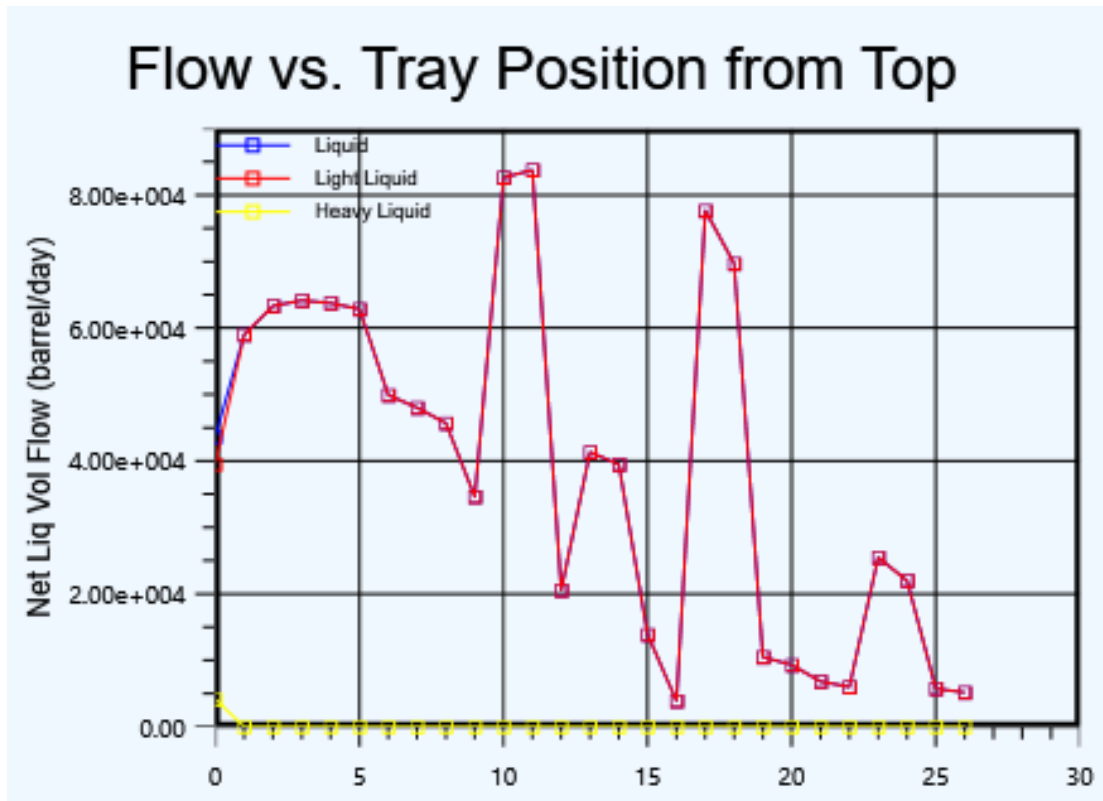


Figura 7.4c. Perfil de líquido de la torre atmosférica DA-102 base.

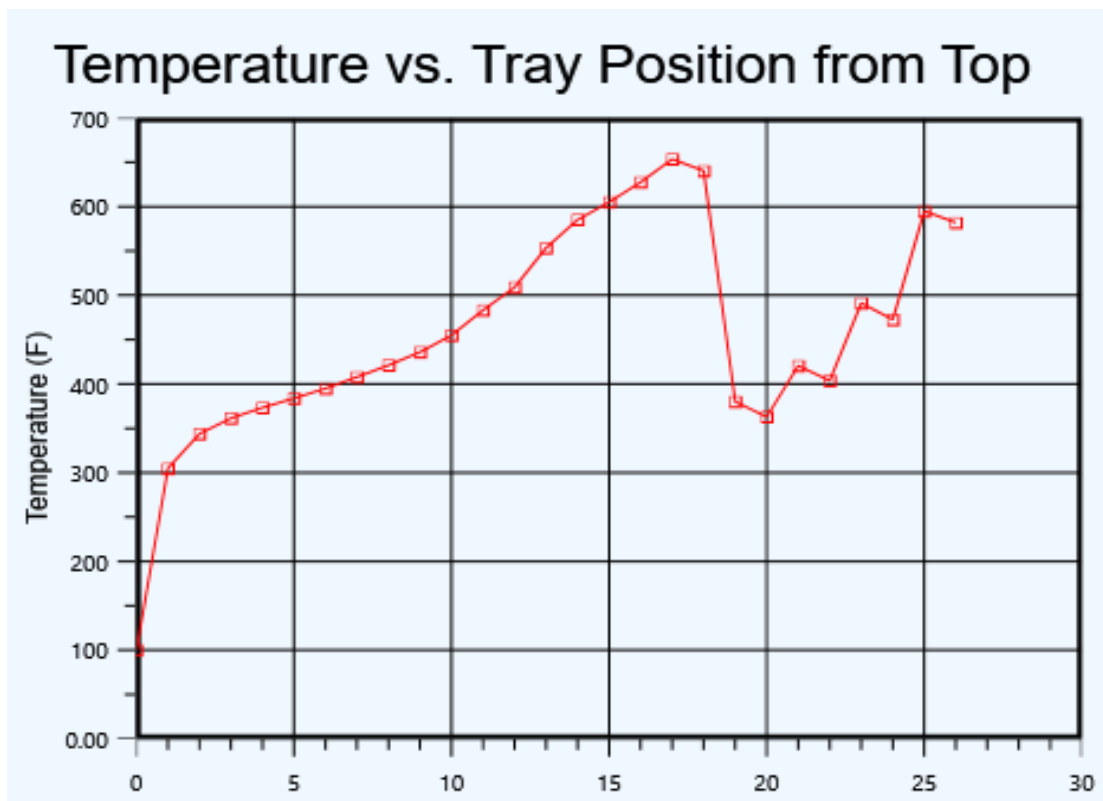


Figura 7.4d. Perfil de temperaturas de la torre atmosférica DA-102 revamp.

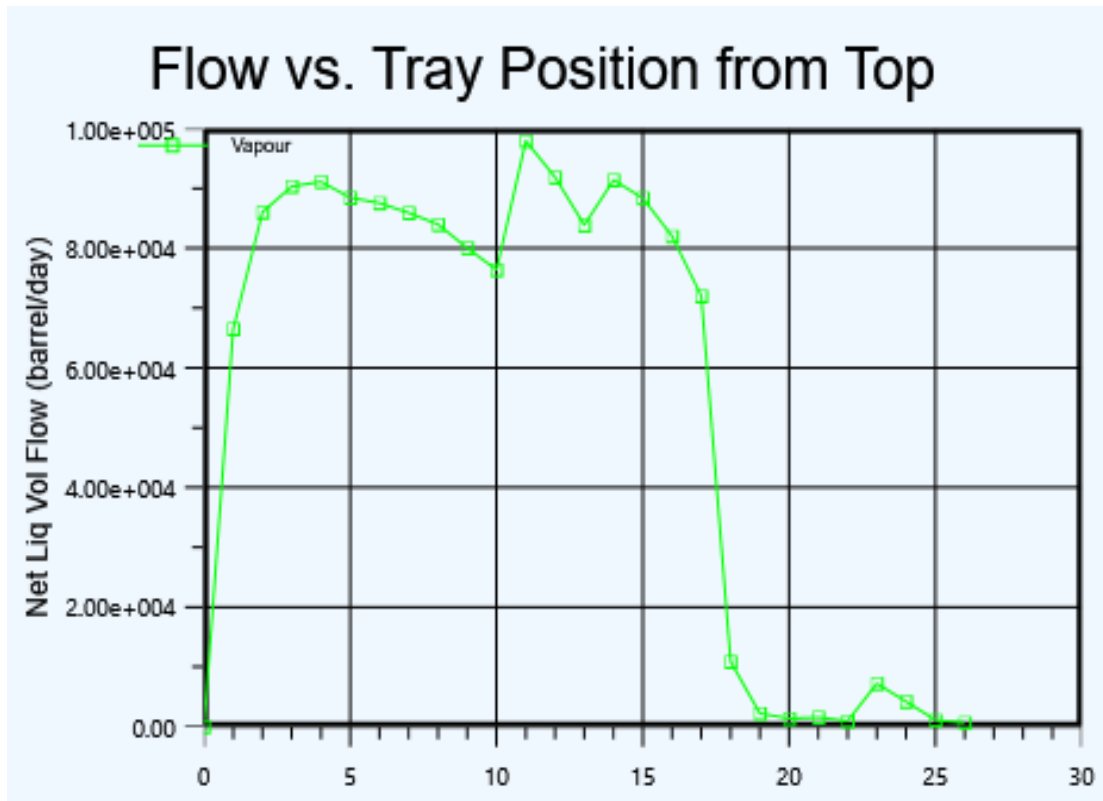


Figura 7.4e. Perfil de vapor de la torre atmosférica DA-102 revamp.

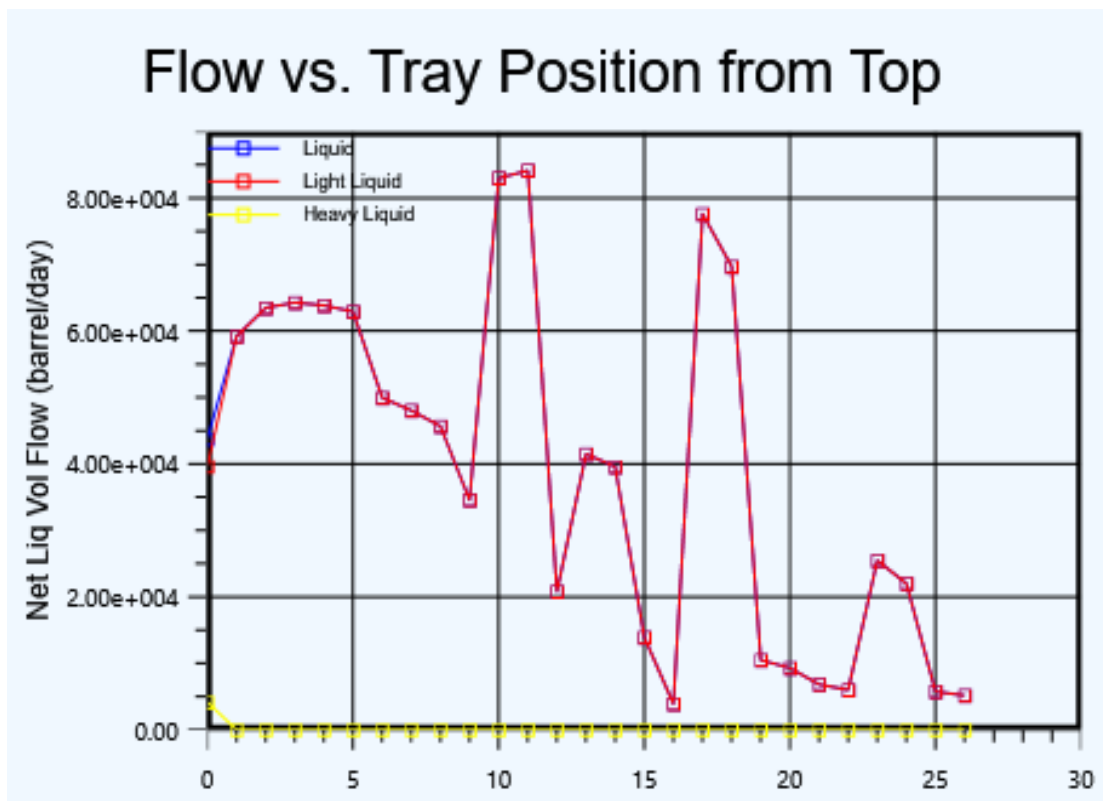


Figura 7.4f. Perfil de líquido de la torre atmosférica DA-102 revamp.

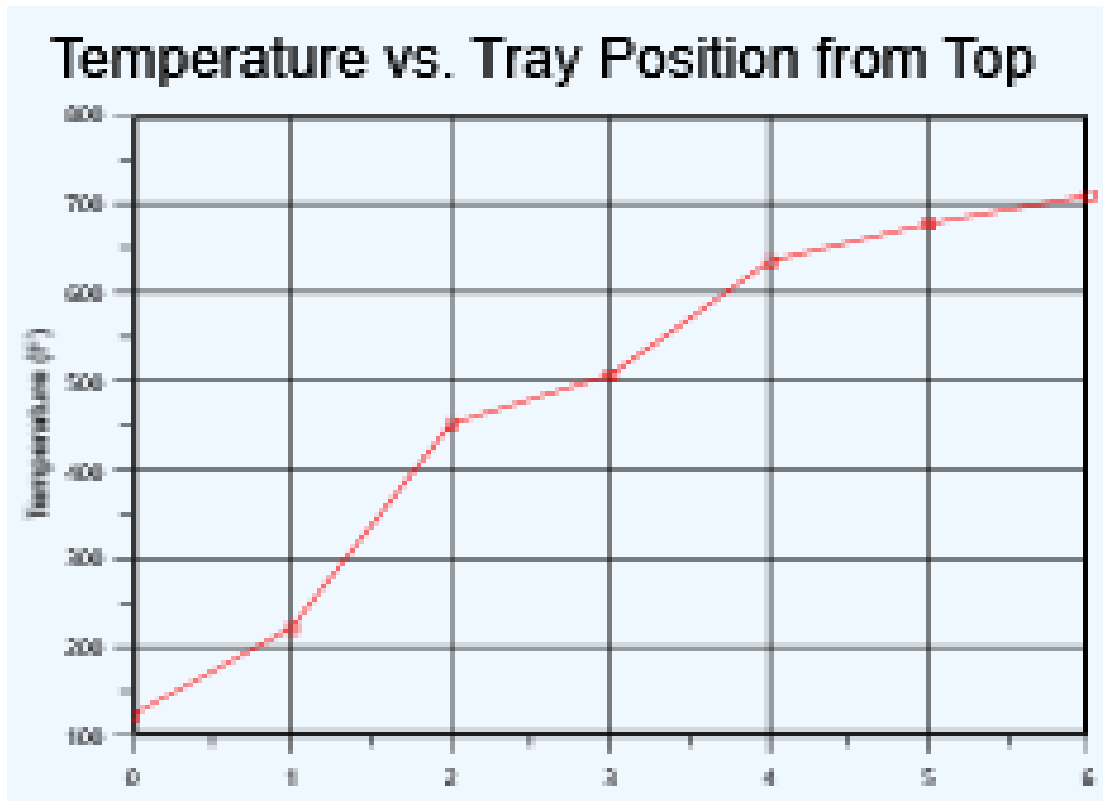


Figura 7.5a. Perfil de temperaturas de la torre de vacío DA-201 base.

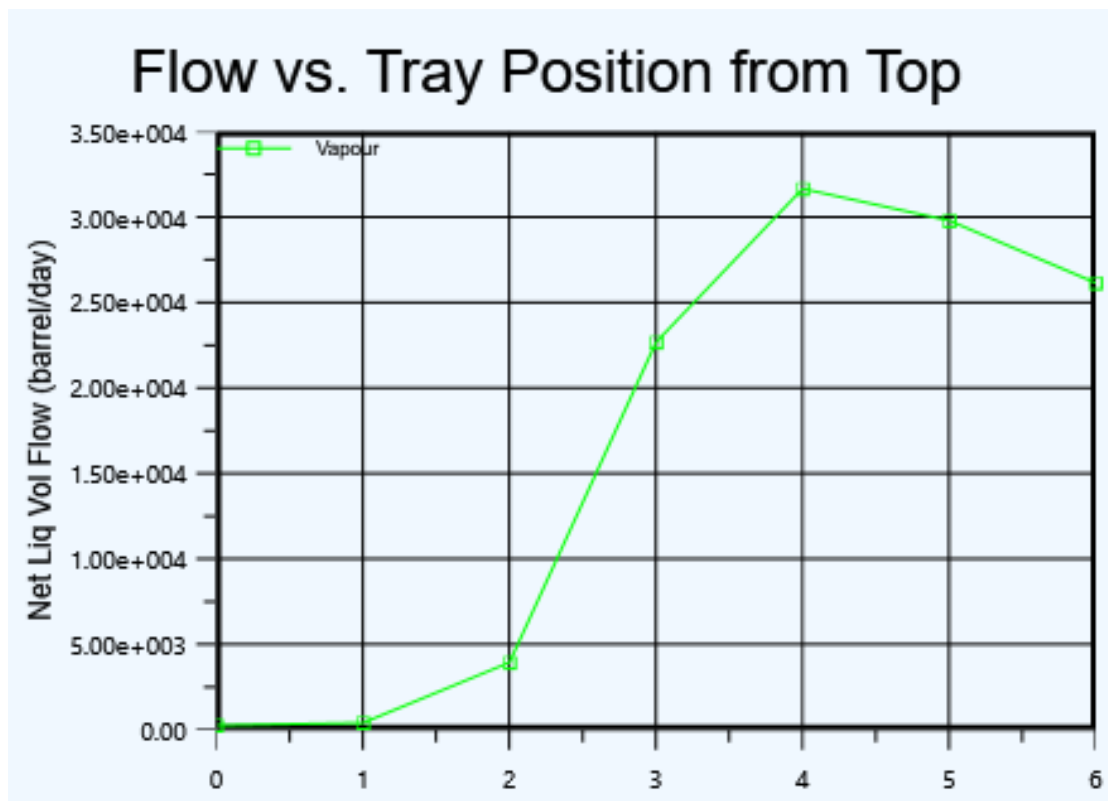


Figura 7.5b. Perfil de vapor de la torre de vacío DA-201 base.

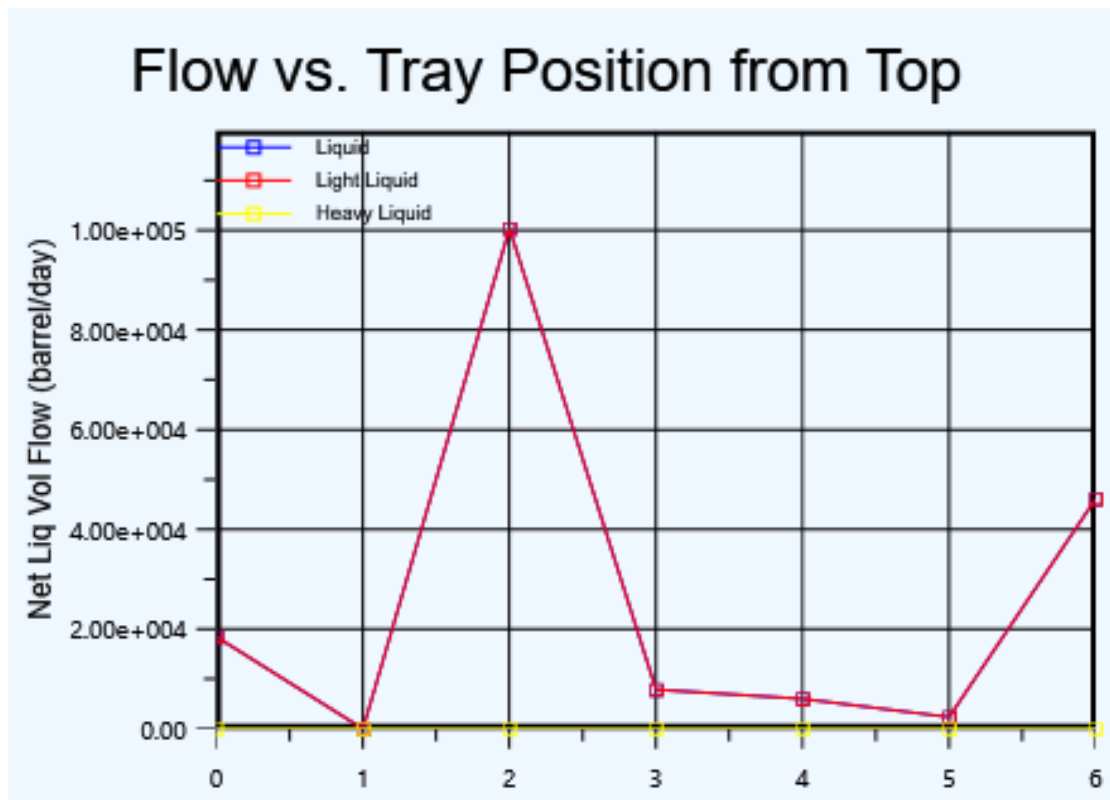


Figura 7.5c. Perfil de líquido de la torre de vacío DA-201 base.

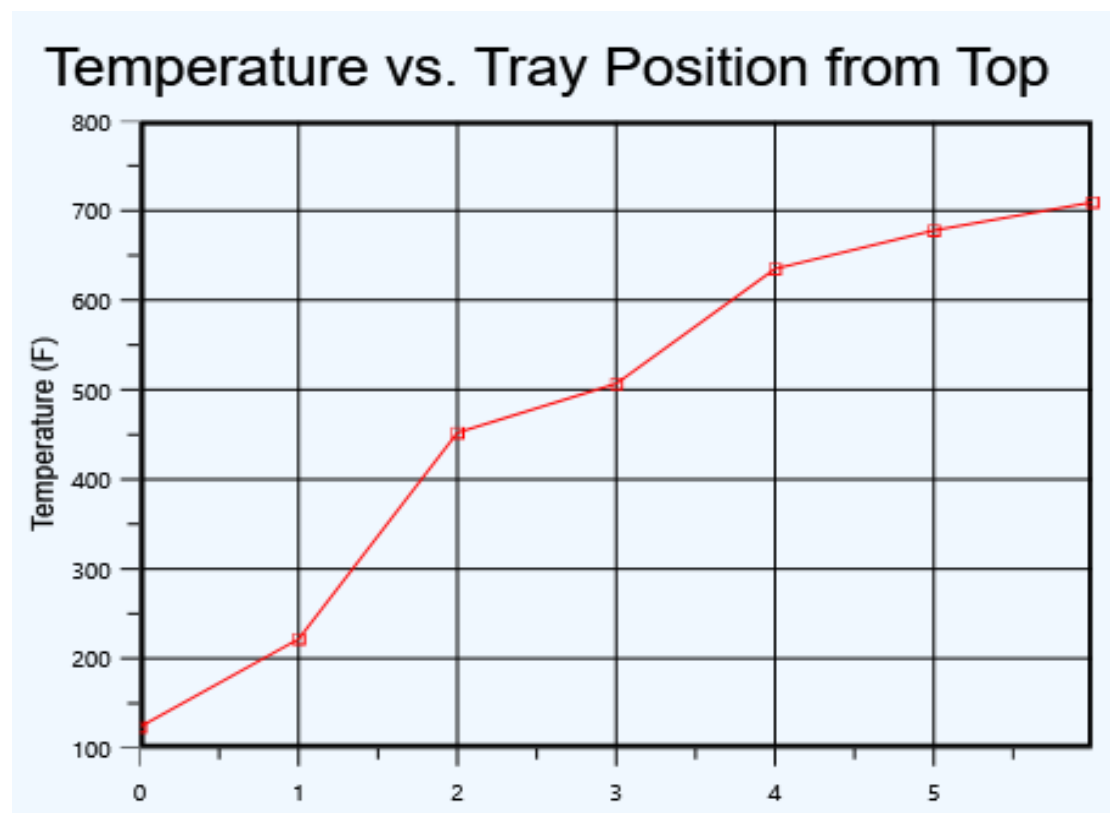


Figura 7.5d. Perfil de temperaturas de la torre de vacío revamp

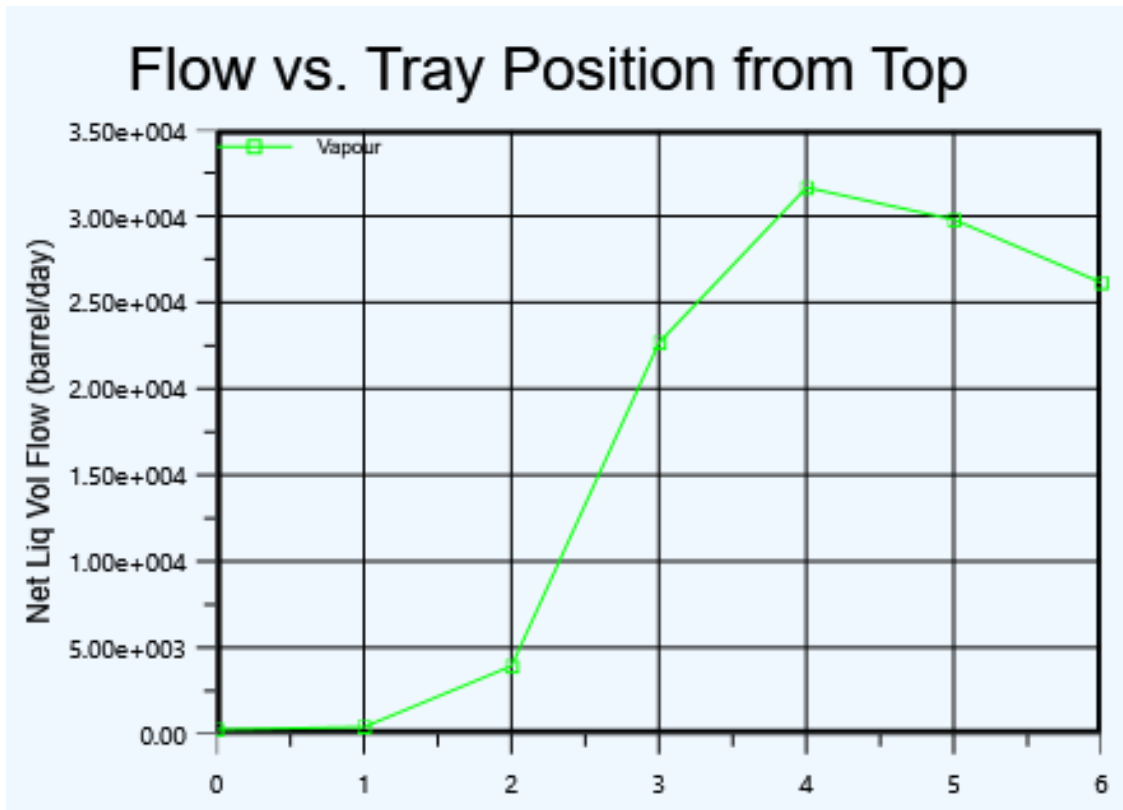


Figura 7.5e. Perfil de vapor de la torre de vacío revamp

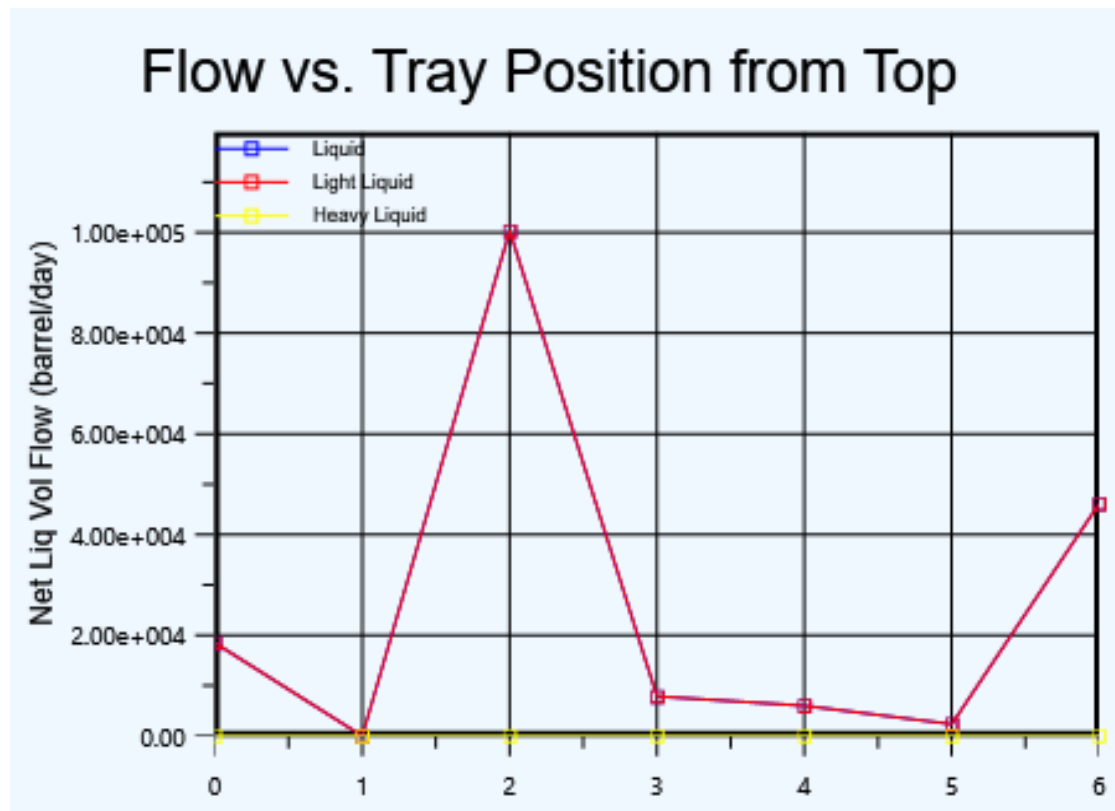


Figura 7.5f. Perfil de líquido de la torre de vacío revamp

La figura 7.1 y 7.2 muestra un diagrama de la planta tal y como se propone sea modificado en el revamp, con nubes rojas para ilustrar los cambios, con los equipos que fueron simulados y dejando de lado la sección de incondensables de la columna de vacío y la sección de enfriamiento de crudo en la caja fría que corresponde a la parte atmosférica de la planta. Por falta de datos, en esta simulación no se consideró el envío de residuo de vacío a la planta de pirólisis previo uso de su calor en esta planta combinada, más bien se retorna el residuo de vacío de la torre DA201 a la sección atmosférica para inmediato intercambio de calor.

En las figuras 7.3 los perfiles de temperatura y flujos también son muy similares y las tendencias son suaves, como es de esperarse para una columna de 6 platos reales y que recibe reflujo de la torre atmosférica DA102 como única entrada extra de flujo.

En las figuras 7.4 se observa un perfil muy similar entre los escenarios actual y revamp para la temperatura y flujos. Esto tiene sentido si se considera que las condiciones de alimentación, operación de torre y bombas de calor son muy similares en ambos casos, por lo que es de esperarse que muestren valores parecidos. Notable es, sin embargo, la diferencia de flujos hacia los agotadores laterales de la columna atmosférica, los cuales se analizan más adelante.

En las figuras 7.5 se observa un perfil adecuado de temperatura para la columna de vacío DA201, sin embargo, la vaporización es mayor en la zona de GOPV y el flujo de líquido es mínimo. Esto puede deberse a que está justo encima de la zona de flash pero también en la zona de GOPV se tiene un flujo de recirculación que sale de ahí, por lo que tiende a secarse y producir baja caída de presión. Esto también es indicativo de que la columna de vacío está sobrada en su sección inferior, pues quizá se esperaba recibir mayor flujo en caso de un incremento de capacidad de la planta, pero esto se resuelve para nuestro caso particular con la propuesta de mejora en la figura 5.7 reduciendo el diámetro de la columna y cambiando el empaque. No se aumentó el reflujo porque esto requiere el aumento de temperatura a la salida del horno de vacío BA201 a valores mayores a 760 F y no es viable si se desea reducir el crackeo.

Estas tablas 7.6 y 7.7 nos indican a manera resumida lo que más adelante se detalla de los resultados de cortes obtenidos. En resumen, se observa en las tablas 7.3 y 7.4 el cumplimiento de las especificaciones clave y parámetros especificados para este crudo. Al ser un crudo más pesado se obtienen mayores rendimientos para cortes más pesados como GOLP, GOPA, GOPV y Residuo de vacío.

Es de resaltar el valor de los incondensables en los escenarios actual y revamp, por debajo del valor original, eso indica que no es necesario rediseñar el sistema de vacío PA-201, pues por mucho, los incondensables producidos en ambos escenarios pueden ser manejados por el sistema existente.

7.2 Comparativa de rendimientos y especificaciones.

Tabla 7.3. Parámetros

Parámetros	Valor de referencia	Valor base	Valor revamp
Overflash, %	3	2.9	2.9
Temperatura en el condensador, °F (°C)	100 (37.4)	100 (37.4)	100 (37.4)
GOLV Flujo Plato 2, BPD	0	0	0.13
Incondensables, BPD	4307	254	1702

Tabla 7.4. Especificaciones

Especificación	Método	Valor de referencia [9], °F (°C)	Valor base, °F (°C)	Valor revamp, °F (°C)
Nafta	ASTM D86	EP 386 (196.6)/ PVR	378.1 (192.3)/ 2.051	378.2 (192.3)/ 2.061
Turbosina	ASTM D86	EP 482 (250)/ Punto de congelación -47(-43.8) ^c	480.7 (249.3)/ -50.42 (-45.78)	480.7 (249.3)/ -50.45 (-45.80)
Keroseno	ASTM D86	EP 572 (300)/ Punto de inflamación	571.3 (299.6)/ 182.5 (83.61)	571.1 (299.5)/ 182.3 (83.50)
GOLA	ASTM D86	EP 698 (370) Punto de inflamación 113°F (45 °C)	696.8 (369.3)/ 223.4(106.3)	696.6 (369.2)/ 223.4(106.3)
GOP Atm	ASTM D86	EP 842 (450)	821.2 (438.4)	821 (438.3)
GOLV	ASTM D1160	EP 887 (475)	853.4 (456.3)	853.4 (456.3)
GOPV	ASTM D1160 vac	90% 1028 (553.3)	969.3 (520.7)	969.3 (520.7)
RV	ASTM D1160 vac	10% 1010 (543.3)	974.4 (523.5)	974.4 (523.5)

EP: End Point.

PVR: Presión de Vapor de Reid.

Actualmente la Planta Combinada I procesa una mezcla de crudo de Maya 48 % e Istmo 52%. La simulación de la planta se realizó basada en flujo másico, se alimentaron a la planta 1891876 lb/h en los casos, esto se prefirió por el cambio de crudo, el cual tiene otra densidad y se consideró que un balance basado en la masa sería más preciso. En la Tabla 7.5 se muestra un balance de entradas y salidas de los escenarios original, base y revamp en flujo másico y volumétrico, este último de forma ilustrativa, pues como ya se mencionó, el balance base es en masa. En la fila “suma obtenida por cálculo” se realizó la suma de todas salidas de la planta y esta debería coincidir con la alimentación en límite de batería para validar el balance. La precisión del balance considera los errores del simulador indicados en la última fila y que se calcularon restando el “valor

introducido en LB realmente” en el simulador del calculado y dividiendo entre el real, las cantidades mostradas son porcentuales. Los errores son muy bajos y aceptables para un modelo tan complejo.

En los rendimientos expresados en la tabla 7.5 es fácil observar qué productos se maximizan según el crudo empleado. En el escenario original los máximos son naftas, turbosina y querosina, es decir ligero; en los escenarios base y revamp los máximos son gasóleo ligero primario, gasóleo pesado de vacío y el residuo de vacío incrementa considerablemente, es decir, los pesados. Este cambio tan grande en los rendimientos ya indica que se requerirán ajustes importantes en los equipos, como se verá más adelante.

Tabla 7.5 Comparativa de rendimientos del crudo [3,4]

Producto	Caso original Crudo Istmo (BPD a 15.8 C)	Caso base, BPD std	Caso revamp, BPD std	Producto/ Alimentación, BPD std/ BPD std original	Producto/ Alimentación, BPD std/ BPD std revamp	Caso base, lb/h	Caso revamp, lb/h
Mezcla de naftas (nafta de despunte y ligera)	42,000	39309.2	34268	0.28	0.23	82878.1	361289
Turbosina	15,000	12311.0	9300.0	0.10	0.06	151596	109057
Kerosina	17,550	16823.4	6000	0.12	0.04	212623.3	72232
GOLA	9,750	20141.8	22000.0	0.07	0.15	260376	274824
GOPA	3,900	9190.0	5173.0	0.03	0.04	124233	67394
Incondensables	4307 *	253.65	1701.81	0.03	0.01	1698	1702
GOLV	14,214	11200.0	3683.0	0.09	0.03	154069	46974
GOPV	14,214	16800.0	19863.0	0.09	0.14	855901	267206
RV	33,372	40150.2	46129.0	0.22	0.32	609663	693045
Suma obtenida por cálculo	150,000	166179.3	148,117.8 1	1.00**	1.00**	2453037	1893723
Introducido en LB realmente	-	146,409. 4	146,409.4 5			1891876	1891876
Error, %	-	13.50	1.1668			29.66	0.0976

*Valor en kg/h

**Valor normalizado

Tabla 7.6. Resultados de los ensayos ASTM D86 para los cortes.

Corte	Mezcla de Naftas			Turbosina			Kerosina		
	Diseño	Base	Revamp	Diseño	Base	Revamp	Diseño	Base	Revamp
T, °F	100.0	100.0	100.0	110.0	110.0	110.0	110.0	110.0	110.0
°C	38.0	38.0	38.0	43.0	43.0	43.0	43.0	43.0	43.0
P, psig	80.0	80.0	80.0	50.0	95.5	95.5	50.0	97.0	97.0
kg/cm2g	5.62	5.62	5.62	3.52	6.72	6.72	3.52	6.82	6.82
Flujo lbmol/h	4030.8	788.2	3471.0	1011.4	907.1	672.4	1036.7	1066.3	385.0
Flujo lb/h	449838.0	82878.1	361289.0	177000.0	151596.2	109057.0	216670.0	212623.3	72232.0
Flujo BPD	42000.0	39309.2	34268.0	15000.0	12311.0	9300.0	17550.0	16823.4	6000.0
IBP	34.2	-	54.1	211.7	-	150.8	251.7	-	169.3
5	-	-	86.1	-	-	190.7	-	-	213.5
10	75.0	68.4	101.5	213.3	201.7	194.3	252.8	241.3	221.2
30	101.7	87.0	123.0	222.2	212.8	203.7	257.2	252.3	233.6
50	125.0	129.2	140.0	221.1	219.8	209.8	263.3	262.7	242.1
70	148.3	156.9	157.0	226.1	226.8	217.1	268.3	276.6	252.4
90	177.8	177.8	174.7	231.1	237.6	229.2	277.8	332.4	270.2
EP	196.7	-	192.3	234.4	-	249.3	283.9	-	299.5

Tabla 7.6. Resultados de los ensayos ASTM D86 para los cortes atmosféricos (Continuación)

Corte	GOLA			GOPA			GOLV		
Caso	Diseño	Base	Revamp	Diseño	Base	Revamp	Diseño	Base	Revamp
T, °F	110.0	110.0	110.0	200/327	124.0	200/327	216.0	112.0	112.0
°C	43.0	43.0	43.0	93.3/163.9	51.0	93.3/163.9	102.0	44.0	44.0
P, psig	50.0	101.8	101.8	70.0	104.2	104.2	80.0	134.9	134.9
kg/cm2g	3.52	7.16	7.16	4.92	7.33	7.33	5.62	9.48	9.48
Flujo lbmol/h	493.4	1117.2	1184.8	172.6	392.4	219.9	628.8	423.1	177.0
Flujo lb/h	123338.0	260376.0	274824.0	49888.0	124233.3	67394.0	185493.0	154069.3	46974.0
Flujo BPD	9750.0	20141.8	22000.0	3900.0	9190.0	5173.0	14214.0	11200.0	3683.0
IBP	303.3	-	157.1	340.0	-	-	321.7	-	214.6
5	-	-	231.7	-	-	-	-	-	271.1
10	304.4	273.0	246.7	340.6	374.4	329.6	348.3	378.6	285.5
30	307.8	292.0	266.8	342.2	391.9	352.8	381.7	408.2	310.7
50	312.2	312.9	280.7	343.9	401.7	366.5	396.7	425.6	328.9
70	317.8	337.3	299.6	346.7	406.9	381.3	404.4	447.9	347.9
90	323.3	373.4	334.6	350.6	425.1	408.3	421.1	563.8	379.1
EP	327.8	-	364.9	352.2	-	438.4	437.8	-	411.9

Tabla 7.6. Resultados de los ensayos ASTM D86 para los cortes atmosféricos (Continuación).

Corte	GOPV			RV		
	Diseño	Base	Revamp	Diseño	Base	Revamp
T, °F	256/190	190.0	190.0	415.0	369.0	336.0
°C	124.4/ 87.7	88.0	88.0	213.0	187.0	186.0
P, psig	80.0	202.3	202.3	260.0	242.9	242.8
kg/cm ² g	5.62	14.22	14.22	18.28	17.08	17.07
Flujo lbmol/h	626.0	2106.8	694.0		933.3	1100.0
Flujo lb/h	190940.0	855901.6	267195.0		609663.4	693045.0
Flujo BPD	14214.0	16800.0	19863.0	33372.0	40150.2	46129.0
IBP	398.9	-	329.5	-	-	411.8
5	-	-	374.9	-	-	492.4
10	424.4	416.9	385.5	-	515.4	518.1
30	448.9	430.3	407.9	-	573.1	566.5
50	465.6	448.4	427.8	-	627.2	616.3
70	487.8	467.5	453.8	-	656.2	695.3
90	515.6	574.6	495.8	-	689.9	842.8
EP	537.8	-	523.3	-	-	910.2

Tabla 7.7. Resultados de los ensayos ASTM D1160 para los cortes de vacío.

Propiedad		Gasóleo Ligero de Vacío			Gasóleo Pesado de Vacío			Residuo de Vacío		
		Ref	Base	Revamp	Ref	Base	Revamp	Ref	Base	Revamp
T	°F	216	112	112	256 / 190	190	190	415	369	366
	°C	102	44	44	124.4 / 87.7	88	88	213	187	186
P	psig	80.00	134.86	134.86	80.00	202.31	202.30	260.00	242.88	242.83
	Kg/cm ²	5.62	9.48	9.48	5.62	14.22	14.22	18.28	17.08	17.07
Flujo	lb/h	185493	46989	46974	190940	267195	267206	631548	693047	693045
	lbmol/h	629	177	177	626	694	694	1170	1100	1100
	BPD	14214	3684	3683	14214	19862	19863	33372	46129	46129
0%	°F	390	372	371	680	638	638	790	744	744
	°C	199	189	188	360	337	337	421	396	396
5%	°F	490	498	498	740	701	701	957	914	914
	°C	254	259	259	393	372	372	514	490	490
10%	°F	555	536	536	762	727	727	1010	974	974
	°C	291	280	280	406	386	386	543	524	524
30%	°F	628	601	601	836	787	787	ND	ND	ND
	°C	331	316	316	447	419	419	ND	ND	ND

Tabla 7.7. Resultados de los ensayos ASTM D1160 ATM para los cortes de vacío (Continuación).

Propiedad		Gasóleo Ligero de Vacío			Gasóleo Pesado de Vacío			Residuo de Vacío		
		Ref	Base	Revamp	Ref	Base	Revamp	Ref	Base	Revamp
50%	°F	665	643	643	888	832	832	ND	ND	ND
	°C	352	339	339	476	444	444	ND	ND	ND
70%	°F	710	688	688	945	889	889	ND	ND	ND
	°C	377	364	364	507	476	476	ND	ND	ND
90%	°F	765	752	752	1028	969	969	ND	ND	ND
	°C	407	400	400	553	521	521	ND	ND	ND
95%	°F	805	784	784	ND	1008	1008	ND	ND	ND
	°C	429	418	418	ND	542	542	ND	ND	ND
100%	°F	887	853	853	ND	1047	1047	ND	ND	ND
	°C	475	456	456	ND	564	564	ND	ND	ND

En la tabla 7.6 se comparan los puntos de ebullición ASTM D86 de los cortes atmosféricos y de vacío y se muestran tres resultados: diseño, que corresponde a la ingeniería original de la planta; base, que corresponde al revamp de la torre atmosférica donde se cambió la sección de gasóleos de platos a empaque; revamp, que representa la propuesta de mejora que se está realizando en la presente tesis. Los datos disponibles de diseño y base están disponibles en ASTM D86 para todos los cortes, por lo tanto, se usaron los resultados de esta técnica para todos los cortes atmosféricos y de vacío del revamp en dicha tabla. Se observa el cumplimiento de los puntos finales de ebullición de todos los cortes atmosféricos en los escenarios base y revamp con respecto a las especificaciones de referencia establecidas en la tabla 7.4. Los flujos diseño, base y revamp varían por que el crudo de alimentación fue diferente en los tres casos, el cual está basado en el Diagrama de Flujo de Proceso y el Manual de Operación. El cumplimiento de los puntos de ebullición respecto a las especificaciones de referencia de la tabla 7.4 para los cortes de la sección de vacío estuvo basado en ASTM D1160 atmosférica y se muestra aparte en la Tabla 7.7

Para el caso revamp, se trató de agotar lo más posible los cortes para que el residuo atmosférico fuera más pesado y no tuviera tantos ligeros que pudieran incrementar la cantidad de incondensables a liberarse en la torre de vacío DA-201, se observa esto en la proximidad de los puntos de ebullición de los cortes con respecto al caso de referencia. Se cumplió con el objetivo del revamp de la planta en mantener maximizada la producción de gasóleos ligero y pesado. Esto es de esperarse por el cambio de crudo que por ser más pesado rinde más para Gasóleo Ligero Primario y Gasóleo Pesado Primario, contrario al crudo anterior, que rendía más para los cortes más ligeros a estos.

En la tabla 7.7 se observa que las temperaturas de ebullición para el método ASTM D1160 a vacío a condiciones atmosféricas en los escenarios actual y revamp son muy similares, además, todas cumplen en todo el rango de porcentajes de la curva de puntos de ebullición de referencia basada en el Diagrama de Flujo de Proceso y el Manual de Operación proporcionados por el usuario, salvo el 5% del gasóleo ligero de vacío, que está ligeramente desfasado, pero para efectos prácticos no afecta los productos finales, pues en el resto de la curva la separación es eficiente y como parte del proceso los gasóleos se mezclan y estarán todos dentro de especificación. Podría considerarse que los productos están un poco ligeros y deberían estar más cerca de los puntos de ebullición, pero esto se prefirió porque se enviaron más productos ligeros de la columna atmosférica DA-102 para mejorar la calidad de los productos de vacío, para

El residuo de vacío fue comparado con la referencia de Colburn y cumple adecuadamente con las especificaciones, ciertamente está un poco ligero, pero en cierto aspecto esto facilitará su procesamiento aguas debajo de la planta.

Un crudo más pesado favorece la producción de residuo de vacío que no alcanza a separarse por ebullición y debe enviarse a la Planta de Coquización retardada. De ahí que el rendimiento de esta materia prima se decante para gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío, que para gasóleo ligero de vacío como ocurría con el crudo anterior.

7.3 Comparativa de capacidades de equipos. Tabla 7.8. Equipo de intercambio.

Equipo	Servicio	Q, MMBtu/h (GJ/h)		Área efectiva/unidad, ft ² (m ²)		Caída de Presión, Tubos / Coraza, psi	
		Base	Revamp	Base	Revamp	Base	Revamp
EA101	Int. Crudo-turbosina	12.15	12.14	4315.58	4315.58	8.99	8.99
		12.83	12.82	400.93	400.93	0.12	0.12
EA101A	Int. Crudo/GOLV	9.78	9.77	4315.58	4315.58	10.86	10.86
		10.33	10.32	400.93	400.93	0.79	0.79
EA102A	1er Int. Crudo/Kero	10.51	9.86	4315.58	4315.58	10.83	10.86
		11.10	10.41	400.93	400.93	0.06	0.05
EA102B	2do Int. Crudo/Kero	1.97	1.82	4315.58	4315.58	10.88	10.93
		2.08	1.92	400.93	400.93	0.06	0.05
EA103A	1er Int. Crudo/GOLA	34.43	34.50	4312.58	4312.58	9.44	9.46
		36.36	36.43	400.65	400.65	0.70	0.70
EA103B	2do Int. Crudo/GOLA	10.67	10.59	4312.58	4312.58	9.24	9.23
		11.27	11.18	400.65	400.65	0.71	0.71
EA104A	1er Int. Crudo/GOLV	13.91	8.56	4315.58	4315.58	9.07	9.23
		14.69	9.04	400.93	400.93	0.03	0.01
EA104B	2do Int. Crudo/GOLV	4.03	2.33	4315.58	4315.58	11.34	11.49
		4.25	2.46	400.93	400.93	0.05	0.02
EA105A	1er Int. Crudo/RGOLA	36.91	38.18	4312.58	4312.58	8.28	8.35
		38.97	40.31	400.65	400.65	0.64	0.64

Tabla 7.8. Equipo de intercambio (Continuación).

Equipo	Servicio	Q, MMBtu/h (GJ/h)		Área efectiva/unidad, ft ² (m ²)		Caída de Presión, Tubos / Coraza, psi	
		Base	Revamp	Base	Revamp	Base	Revamp
EA105B	2do Int. Crudo/RGOLA	15.83	15.35	4312.58	4312.58	9.36	9.45
		16.71	16.21	400.65	400.65	0.66	0.66
EA106A	1er Int. Crudo/GOPA	17.69	17.77	4329.06	4329.06	0.12	0.12
		18.68	18.76	402.18	402.18	3.47	3.49
EA106B	2do Int. Crudo/GOPA	12.00	11.86	4329.06	4329.06	0.14	0.13
		12.67	12.52	402.18	402.18	3.96	3.99
EA107A	1er Int. Crudo/GOPV	21.62	22.96	4341.05	4341.05	7.87	4.08
		22.83	24.25	403.30	403.30	4.07	7.90
EA107B	2do Int. Crudo/GOPV	32.58	33.23	4341.05	4341.05	7.82	7.82
		34.40	35.08	403.30	403.30	4.03	4.03
EA107C	3er Int. Crudo/GOPV	36.71	36.80	4315.58	4315.58	9.91	9.93
		38.76	38.85	400.93	400.93	0.47	0.48
EA107D/E		49.99	50.42	8682.09	8682.09	16.65	16.71
		52.78	53.23	806.59	806.59	5.47	5.49
EA108A	1er Int. Crudo/RV	31.50	32.08	4329.06	4329.06	5.25	5.28
		33.26	33.87	402.18	402.18	3.38	3.38
EA108B	2do Int. Crudo/RV	43.73	43.97	4329.06	4329.06	4.89	4.89
		46.17	46.43	402.18	402.18	3.36	3.35

Tabla 7.8. Equipo de intercambio (Continuación).

Equipo	Servicio	Q, MMBtu/h (GJ/h)		Área efectiva/unidad, ft ² (m ²)		Caída de Presión, Tubos / Coraza, psi	
		Base	Revamp	Base	Base	Revamp	Base
EA109	Enf. Turbosina	2.96	2.95				
		3.12	3.12				
EA110	Enf. Kerosina	12.11					
		12.79	0.00				
EA111	Enf. GOLA Producto	10.56	10.52				
		11.15	11.11				
EA112	Enf. RGOLA						
EA113	Enf. GOPV Producto	12.11	12.02				
		12.79	12.69				
EA114	Enf. GOPA Producto		4.58				
			4.83				
EA115 AD	Cond. Nafta Despunte	26.83	25.24	5938.45	2969.22	2.56	6.97
		28.33	26.65	551.70	275.85	0.51	0.33
EA115 BC	Cond. Nafta Despunte	26.83	25.24	5938.45	2969.22	2.56	6.97
		28.33	26.65	551.70	275.85	0.51	0.33
EA116	Cond. Nafta Ligera	231.12	233.16	39454.46	29590.85	5.40	9.19
		244.03	246.19	3665.44	2749.08	4.49	16.12
EA201	Enf. RGOLV	5.04	5.04	4708.88	4708.88	10.02	10.02
		5.32	5.32	437.47	437.47	0.62	0.62
EA202	Enf. GOLV Producto	0.88	0.88	1745.86	1745.86	0.08	0.08
		0.93	0.93	162.20	162.20	0.04	0.04
EA203 A/B	Enf. RGOPV	16.93	16.76	510.81	510.81	9.99	9.99
		17.88	17.70	47.46	47.46	6.80	6.81

Tabla 7.9. Temperaturas de intercambio.

Equipo	Ubicación fluido		Temperatura Base, °F (°C)				Temperatura Revamp °F (°C)			
	Tubo	Coraza	Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida		Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida	
EA101	Crudo	Turbosina	363.8	165.6	68.7	97.9	363.6	165.5	68.7	97.9
			184.3	74.2	20.4	36.6	184.2	74.2	20.4	36.6
EA101A	Crudo	GOLV	222.4	152.0	97.9	120.7	222.2	152.0	97.9	120.6
			105.8	66.7	36.6	49.3	105.7	66.6	36.6	49.2
EA102A	Crudo	Keroseno	404.8	144.6	120.7	144.5	404.3	142.1	120.6	143.0
			207.1	62.5	49.3	62.5	206.8	61.2	49.2	61.6
EA102B	Crudo	Keroseno	144.6	86.1	68.7	73.6	142.1	84.2	68.7	73.2
			62.5	30.1	20.4	23.1	61.2	29.0	20.4	22.9
EA103A	Crudo	GOLA	473.6	264.3	144.5	218.0	473.3	263.5	143.0	216.7
			245.3	129.1	62.5	103.3	245.2	128.6	61.6	102.6
EA103B	Crudo	GOLA	264.3	190.0	73.6	99.2	263.5	189.7	73.2	98.6
			129.1	87.8	23.1	37.3	128.6	87.6	22.9	37.0
EA104A	Crudo	GOPA	582.9	244.9	218.5	246.6	582.1	230.0	217.2	234.7
			306.1	118.3	103.6	119.2	305.6	110.0	102.9	112.6
EA104B	Crudo	GOPA	244.9	123.6	99.2	108.7	230.0	110.1	98.6	104.1
			118.3	50.9	37.3	42.6	110.0	43.4	37.0	40.1

Tabla 7.9. Temperaturas de intercambio (Continuación).

Equipo	Ubicación fluido		Temperatura Base, °F (°C)				Temperatura Revamp °F (°C)			
	Tubo	Coraza	Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida		Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida	
EA105A	Crudo	RGOLA	509.8	333.7	246.6	317.5	509.5	326.8	234.7	308.8
			265.5	167.6	119.2	158.6	265.3	163.8	112.6	153.8
EA105B	Crudo	RGOLA	333.7	248.5	189.9	222.8	326.8	243.6	186.0	218.1
			167.6	120.3	87.7	106.0	163.8	117.6	85.6	103.4
EA106A	Crudo	RGOPA	317.5	349.9	606.2	360.2	308.8	341.5	605.7	352.3
			158.6	176.6	319.0	182.3	153.8	172.0	318.7	178.0
EA106B	Crudo	RGOPA	223.4	247.5	451.3	266.6	218.8	242.7	450.0	263.0
			106.3	119.7	232.9	130.3	103.8	117.1	232.2	128.3
EA107A	Crudo	GOPV	461.3	429.7	349.9	388.2	460.3	426.8	341.5	382.5
			238.5	220.9	176.6	197.9	238.0	219.3	172.0	194.7
EA107B	RV	Crudo	507.4	461.3	342.4	400.1	507.4	460.3	338.8	397.8
			264.1	238.5	172.4	204.5	264.1	238.0	170.5	203.2
EA107C	RV	Crudo	507.4	277.6	108.7	189.9	507.4	276.9	104.1	186.0
			264.1	136.4	42.6	87.7	264.1	136.1	40.1	85.6
EA107D/E	Crudo	RV	490.9	369.0	247.5	342.4	489.5	366.4	242.7	338.8
			254.9	187.2	119.7	172.4	254.1	185.8	117.1	170.4
EA108A	RV	Crudo	388.2	442.0	606.9	549.3	382.5	437.5	606.1	547.4
			197.9	227.8	319.4	287.4	194.7	225.3	319.0	286.3

Tabla 7.9. Temperaturas de intercambio (Continuación).

Equipo	Ubicación fluido		Temperatura Base, °F (°C)				Temperatura Revamp °F (°C)			
	Tubo	Coraza	Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida		Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida	
EA108B	RV	Crudo	400.1	473.3	683.8	606.9	397.8	471.6	683.5	606.1
			204.5	245.2	362.1	319.4	203.2	244.2	361.9	319.0
EA109	AE	Turbosina	165.6	110.0	90.0	115.0	165.5	110.0	90.0	115.0
			74.2	43.3	32.2	46.1	74.2	43.3	32.2	46.1
EA110	AE	Kerosina	277.7	190.0	90.0	115.0				
			136.5	87.8	32.2	46.1				
EA111	AE	GOLA	190.0	110.0	90.0	115.0	189.7	110.0	90.0	115.0
			87.8	43.3	32.2	46.1	87.6	43.3	32.2	46.1
EA112	AE	RGOLA	123.6	200.0	90.0	115.0				
			50.9	93.3	32.2	46.1				
EA113	AE	GOPV	277.7	190.0	90.0	115.0	277.0	190.0	90.0	115.0
			136.5	87.8	32.2	46.1	136.1	87.8	32.2	46.1
EA114	AE	GOPA	123.6	200.0	90.0	115.0	327.0	200.0	90.0	115.0
			50.9	93.3	32.2	46.1	163.9	93.3	32.2	46.1
EA115 AD	AE	Nafta des.	339.8	91.2	90.0	115.6	337.3	100.0	90.0	99.6
			171.0	32.9	32.2	46.4	169.6	37.8	32.2	37.5
EA115 BC	AE	Nafta des.	339.8	91.2	90.0	115.6	337.3	100.0	90.0	99.6
			171.0	32.9	32.2	46.4	169.6	37.8	32.2	37.5

Tabla 7.9. Temperaturas de intercambio (Continuación).

Equipo	Ubicación fluido		Temperatura Base, °F (°C)				Temperatura Revamp, °F (°C)			
	Tubo	Coraza	Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida		Coraza, entrada/salida		Tubos entrada/salida	
EA116	AE	Nafta atm	304.7	92.5	90.0	114.0	304.9	97.8	90.0	114.2
			151.5	33.6	32.2	45.6	151.6	36.5	32.2	45.7
EA201	AE	GOLV	152.0	105.3	90.0	100.9	152.0	105.3	90.0	100.9
			66.7	40.7	32.2	38.3	66.6	40.7	32.2	38.3
EA202	AE	GOLV	152.0	111.6	90.0	115.1	152.0	111.6	90.0	115.1
			66.7	44.2	32.2	46.2	66.6	44.2	32.2	46.2
EA203 A/B	AE	GOPV	429.7	404.5	90.0	109.1	426.8	401.7	90.0	108.9
			220.9	206.9	32.2	42.9	219.3	205.4	32.2	42.7

Tabla 7.10. Calentadores a fuego directo.

Equipo	Servicio	Q, MMBtu/h / GJ/h			Carga, BPD			Temperatura, Alim / Sal , °F / °C		
		Original Diseño (Op)	Base	Revamp	Original (Op)	Base	Revamp	Original (Op)	Basel	Revamp
BA101 A/B	Cal. Crudo despuntado	240 (207)	148.4	150.5	(67616)	67070	67428	(445)	460.9	457.9
		253.4 (218.6)	156.6	159.0				(724)	660.2	659.5
BA201	Cal. Res. Primario	95 (81.3)	79.9	80.3	(61800)	69708	69708	(647)	641.4	640.8
		100.3 (85.8)	84.4	84.8				(745)	752.9	752.9

El equipo de intercambio en del tren de calentamiento cumple para la operación actual y para el revamp. La geometría original fue alimentada al simulador y este reprodujo el área, por lo que no es necesario mostrarla. La zona gris indica que no se cuenta con datos de geometría y no se evaluó esa parte. Para el caso actual el equipo marcado en rojo es aquel que no se requiere y por lo tanto su calor está desbalanceado, en el caso del EA114 se requiere un bypass entre el EA104 A y el EA104 B para entregar más caliente el producto. El EA112 no se requiere porque la recirculación de GOLP entraría y saldría a la misma temperatura por él. El Enfriador de kerosina no se requiere porque está sobrado, entonces si se quiere entregar un poco más caliente la kerosina, la opción es bypass entre el EA102 A y el EA102 B. Los bypasses dependen de los requerimientos de las plantas aguas abajo.

Las columnas y agotadores pueden manejar su capacidad con revamps (como se verá más adelante), el tren de calentamiento perfectamente proporciona el calor de intercambio requerido sin revamps, las bombas no requieren incremento en las capacidades salvo unas dos excepciones que se mencionarán más adelante, ahora se verá si los hornos brindan la viabilidad operativa por el cambio de crudo. En la tabla 7.10 se muestran los datos de los escenarios original, base y revamp de los hornos BA101 y 201.

En los escenarios actual y revamp operando a carga total los hornos cumplen muy bien con las temperaturas y cumplen muy de cerca los flujos y cargas térmicas y se requieren datos de diseño (los cuales no se tienen) para verificar que los ligeros desfases de temperatura y flujo en ambos escenarios para el horno de vacío BA-201 en flujo y temperatura no son relevantes, entonces de momento no se tiene la certeza si sea viable el funcionamiento de los hornos en estos escenarios a estas condiciones, aun así, típicamente el margen de diseño por encima del de operación debe sobrepasar y cubrir satisfactoriamente estos casos. Además, se requiere revisar la caída de presión en estos equipos con datos de campo para descartar completamente la necesidad de revamp. A juzgar por los datos de hoy en día, el comentario es que no es algo crítico para impedir la operación con el revamp, salvo algún reporte excepcional en lo que a caída de presión se refiere. Entonces, el cuello de botella de la planta son los hornos.

Tabla 7.11. Columnas de destilación.

Equipo	Servicio	Flujo, BPD			Temperatura de alimentación, °F/°C			Presión de alimentación, psig / kg/cm ²			Vaporización de alimentación, base molar / base masa		
		Original	Base	Revamp	Original	Base	Revamp	Original	Base	Revamp	Original	Base	Revamp
DA101 A	Torre de despunte	75000	73248	73246	446	441	439	40.5	40.5	40.5	ND	0.243	0.236
					230	227	226	2.8	2.8	2.8	0.139	0.101	0.098
DA101B	Torre de despunte	75000	73248	73246	446	441	439	40.5	40.5	40.5	ND	0.243	0.236
					230	227	226	2.8	2.8	2.8	0.139	0.101	0.098
DA102	Torre atmosférica	135232	134141	134856	682	660	659	15.0	15.0	15.0	ND	0.619	0.624
					361	349	349	1.1	1.1	1.1	0.510	0.371	0.375
DA103A	Torre agot. Turbosina	15618	11324	11325	431	395	395	11.2	11.0	11.0	0	0.000	0.000
					222	202	202	0.8	0.8	0.8	0	0.000	0.000
DA103B	Torre agot. Kerosina	18268	7421	7420	477	437	436	12.6	12.1	12.1	0	0.000	0.000
					247	225	224	0.9	0.9	0.9	0	0.000	0.000
DA103C	Torre agot. GOLP	10141	28495	28485	557	509	509	13.5	13.2	13.2	0	0.000	0.000
					292	265	265	0.9	0.9	0.9	0	0.000	0.000
DA103D	Torre agot. GOPA	ND	6178	6180	ND	606	605	ND	14.3	14.3	0	0.000	0.000
					ND	319	318	ND	1.0	1.0	0	0.000	0.000
DA201	Torre de Vacío	61800	69708	69708	725	712	712	0.6	0.6	0.6	ND	0.470	0.470
					385	378	378	0.04	0.04	0.04	0.274	0.338	0.338

La tabla 7.11 muestra los cambios entre los tres escenarios: la planta original, la operación base si se operara a capacidad total y el revamp propuesto. En las torres DA-101 A/B, DA102 y DA201, las condiciones de temperatura, presión y flujos de alimentación son muy similares en los tres escenarios, pero no así para los agotadores atmosféricos, aunque los escenarios actual y revamp son casi idénticos en flujos, con respecto al original las diferencias son muy marcadas:

La Tabla 7.11 muestra que en el escenario actual, con respecto a los flujos originales, el DA103 A procesa solo un 73%, el DA103 B solo un 41%, el DA103C procesa 181% adicional y del DA103D recibe un 13% extra; los cambios tan marcados en los nuevos balances obedecen al cambio de crudo por uno de menor °API que produce cortes más pesados y eso se observa en esta planta, ya que los flujos de turbosina y keroseno que procesan los agotadores superiores disminuyeron y los de gasóleo ligero y gasóleo pesado que procesan los agotadores inferiores aumentaron, mayormente el gasóleo ligero, lo que causa problemas en sus internos y la eficiencia de la operación.

En el escenario de revamp, la propuesta de solución para esta situación es un cambio de internos en los agotadores sin redimensionar los recipientes y un redimensionamiento del DA-103D con cambio de diámetro, la corrida incluyendo estas propuestas se realizó usando el módulo de internos que ofrece Hysys y los resultados se muestran en los Anexos 2 y 3. Sin embargo, una corrida más rigurosa debe ser realizada por el proveedor que el usuario elija, para garantizar los internos y el diseño.

La temperatura y la vaporización de la alimentación a las columnas DA-101 A/B, DA-102 y DA-201 se ven afectadas por la presión de alimentación y la composición de la alimentación. La presión es una especificación fija e idéntica en los tres escenarios y la composición del crudo que ingresa a la planta es un dato nuevo. Un crudo más pesado, como el actual, no se vaporiza tan fácilmente comparado con uno más ligero como el original. Además, las temperaturas nuevas alcanzadas en el tren de calentamiento del lado del crudo desalado son inferiores respecto al escenario original, entonces la alimentación a las torres DA-101 A/B es un poco más fría.

Mientras que las columnas de despunte DA-101 A/B no tuvieron una diferencia relevante en los escenarios actual y revamp respecto a los valores originales de vaporización (10% actual y revamp vs 14% original) y la temperatura es más 3-4 °C más fría que la original, la diferencia real estriba en que la torre de despunte separa más ligeros en la corrida original (252 932 lb/h, 24375 BPD std) que en la actual (197887 lb/h, 19193 BPD std) y revamp (190185 lb/h, 18480 BPD std), nuevamente por el tipo de crudo.

Por lo anterior, la corriente de alimentación a la torre DA-102 presenta una vaporización del 37% mientras que el valor original era de 51% másico. Llegando a la torre atmosférica, la nafta que se separa es originalmente (196906 lb/h, 17625 BPD std), en el caso actual (163474 lb/h, 15081 BPD std) y el caso revamp (171104 lb/h, 15788 BPD std), lo que continúa el patrón de separar menos ligeros con el nuevo crudo, las corrientes de naftas se mezclan y se entregan en límites de batería, entregando menos producto. En el caso de los agotadores se presenta un efecto similar al de la alimentación de la torre DA-102, donde las temperaturas de alimentación son menores a los valores originales. Los flujos ya fueron comentados en este mismo numeral.

Por su parte, la alimentación a la torre DA-201 presenta un incremento en la vaporización, pero esto es debido a que se enviaron más ligeros en el residuo atmosférico en el escenario actual y revamp que en el original, pues se requería esto para mejorar la especificación de todos los cortes y favorecer la solución de todas las ecuaciones del modelo involucrado.

Las temperaturas obtenidas en las alimentaciones de las tres columnas están por debajo de las originales y eso disminuye las posibilidades de cracking.

Cambiando ahora de equipos, la Tabla 7.12 muestra las capacidades, presiones diferenciales y potencias requeridas en cada escenario. Las columnas indicadas como originales en realidad corresponden a los datos obtenidos en el último Diagrama de Flujo de Proceso de la planta enviado por el usuario, entonces se considera que los datos son aproximados para el equipo que esta o estuvo instalado, aunque en realidad no se conocen las características actuales de los equipos están instalados en campo. El usuario puede auxiliarse de esta tabla para comparar la capacidad y presión diferencial requerida contra la instalada con el fin de detectar cuáles bombas conviene cambiar. Un levantamiento de campo que el operador realice será de mucha utilidad.

Tabla 7.12. Equipo de bombeo.

Equipo	Servicio	Capacidad, GPM			Pdif, psi			Potencia, hp	
		Original	Base	Revamp	Original	Base	Revamp	Base	Revamp
GA101A	Carga de crudo a la planta	2400	2139	2139	350	350.0	350.0	583.6	583.6
GA101B	Carga a la planta	2400	2139	2139	350	350.0	350.0	583.6	583.6
GA102A	Nafta de despunte	420	281	273	75	41.5	41.3	9.1	8.8
GA102B	Nafta de despunte	420	281	273	75	41.5	41.3	9.1	8.8
GA103A	Crudo despuntado	2745	2357	2367	180	183.5	183.5	337.3	338.7
GA103B	Crudo despuntado	2745	2357	2367	180	183.5	183.5	337.3	338.7
GA104	Reflujo de nafta ligera	1800	1808	1833	120	4.5	16.1	6.3	23.0
GA105	Nafta ligera producto	5500	445	466	107	70.8	70.8	24.5	25.7
GA106	Turbosina	630	321	321	85	84.6	84.6	21.1	21.1
GA107	Keroseno producto	720	210	210	85	85.0	85.0	13.9	13.9
GA108	GOLA producto	500	793	793	90	90.0	90.0	55.6	55.6

Tabla 7.12. Equipo de bombeo (Continuación).

Equipo	Servicio	Capacidad, GPM			Pdif, psi			Potencia, hp	
		Original	Base	Revamp	Original	Base	Revamp	Base	Revamp
GA109	Reflujo de GOLA	1110	1000	998	60	60.0	60.0	46.7	46.7
GA110	Reflujo de GOPA	1330	508	508	90	90.0	90.0	35.7	35.7
GA121	GOPA producto	ND	195	195	ND	90.0	90.0	13.7	13.7
GA112	Residuo atmosférico	3000	2571	2570	230	124.6	124.6	249.4	249.3
GA201	Residuo de Vacío	2400	2038	2038	276	276.0	276.0	437.9	437.8
GA202	Reflujo de GOPV	1850	3604	3604	177	177.0	177.0	496.8	496.8
GA203	Reflujo de GOLV y prod	1000	685	686	140	150.0	150.0	80.0	80.1
GA209	GOPV prod	665	630	630	40	40.0	40.0	19.6	19.6

7.4 Indicadores de Sustentabilidad de la Planta [16].

Los indicadores de sustentabilidad de la Planta permiten evaluar la viabilidad de un proceso y establecer un criterio para tomar decisiones de su creación o modificación. Existen muchos y estos pueden evaluar aspectos como la economía, el medio ambiente y la sociedad.

Para este trabajo se seleccionaron y calcularon los principales indicadores de sustentabilidad de la Planta basados en los resultados obtenidos para el revamp propuesto. La intensidad de masa, IM, y el Consumo de Agua Fraccional, FWC, indican la eficiencia del proceso en términos de la cantidad de materia y servicios que se requieren para generar un producto. El Fracción Específica de Consumo energético, RSEI, indica la eficiencia energética del proceso.

$$IM = \frac{\text{Total de materia ingresada al proceso o planta, kg/h}}{\text{Total de producto valioso, kg/h}}$$

$$R_{SEI} = \frac{|kJ/h \text{ que se extrae en los PA, condensadores y rehervidores}|}{\text{Total de producto valioso, kg/h}}$$

Type equation here.

$$FWC = \frac{\text{Volumen de agua de enfriamiento consumido en PA, condensadores, m3/h}}{\text{Total de producto valioso, kg/h}}$$

Los resultados obtenidos de las expresiones anteriores conviene ser expresados en una escala común para poder ser comparados todos sobre la misma base. La escala de sustentabilidad permite transformar cualquier indicador a una forma adimensional porcentual usando los peores y mejores escenarios a como se describe en la siguiente ecuación.

$$\% \text{ de alcance de indicador} = \frac{(\text{Actual} - \text{Peor})}{(\text{Mejor} - \text{Peor})} \times 100\% \text{ Ec. 5.4}$$

Donde:

Actual: Valor obtenido para el proceso en cuestión.

Mejor y peor: Valores establecidos como extremos.

Tabla 7.13. Parámetros para los indicadores de sustentabilidad.

Indicador	Unidades	Mejor	Peor	Valor base	Valor revamp
Intensidad de masa (IM)	USD/kg producto	16	0	2.98	2.98
Consumo de agua fraccional (FWC)	m ³ H ₂ O/kg producto	0	2.95	0.0193	0.0247
Fracción específica de consumo energético (RSEI)	kJ/kg producto	0	1.95x10 ⁶	2928	2945

Los indicadores de sustentabilidad fueron referidos a los productos considerados valiosos para esta planta en particular, a saber, gasóleo ligero atmosférico, gasóleo pesado atmosférico, gasóleo ligero de vacío y gasóleo pesado de vacío, los cuales fueron categorizados así por que se ha buscado maximizar sus producción, así como la cantidad de energía requerida en los condensadores, hornos y bombas de calor de las tres columnas de proceso.

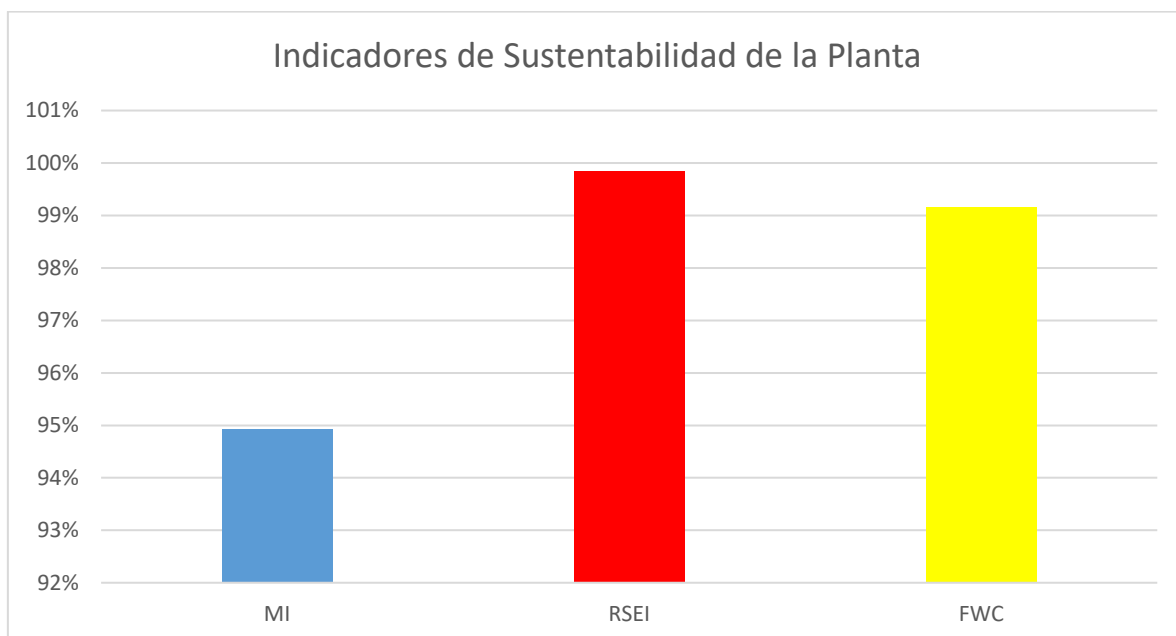


Figura 7.6 Indicadores de sustentabilidad de la planta.

Se observa que con las propuestas realizadas se cumplen los indicadores satisfactoriamente por estar muy cerca del 100% que es ideal, por lo que se aceptan por su viabilidad económica.

8. CONCLUSIONES

Se cumplieron los objetivos establecidos en la presente tesis: Diagnosticar y proponer mejoras para la Planta Combinada I de la Refinería Miguel Hidalgo para la nueva mezcla de crudo para la carga total.

Respecto al primer objetivo, que es el diagnóstico, se encontró lo siguiente:

- La planta actual debe procesar una carga total de operación original reportada en los documentos oficiales del IMP proporcionados por el usuario. Dicha carga fue calculada de acuerdo al crudo original con el que se diseñó la planta. Sin embargo, el diagnóstico es que la planta requiere modificaciones para operar a la misma capacidad con el nuevo crudo, que es diferente.
- La capacidad de las tres columnas queda rebasada, pues se inundan y tienen caída de presión inadecuada en algunas secciones. Los agotadores atmosféricos también presentan problemas debido al cambio de flujo en sus alimentaciones, pues sus dimensiones ya no corresponden a lo que se requiere para procesar su nuevo flujo de alimentación y su operación no es adecuada.
- El tren de intercambio sí permite la correcta transferencia de calor y temperaturas de entrega, aunque existe desbalance térmico para algunos enfriadores con agua que acondicionan los productos y por lo tanto no se requieren, pudiéndose prescindir de ellos: EA-110 A/B Enfriador de kerosina, EA112 A/B Enfriadores de Reflujo de Gasóleo Ligero Primario, EA-114 Enfriador de Producto de Gasóleo Pesado Primario.
- Los hornos BA-101 A/B y BA-201 podrían procesar sin problema la mezcla y carga nuevas, el horno BA-201 con capacidad cercana al límite, pero aun así puede.

Por lo anterior, se concluye que no es viable técnicamente operar la Planta Combinada I a la carga total para la nueva mezcla de crudo y deben realizarse mejoras para lograrlo, específicamente en las columnas.

Respecto al segundo objetivo, que es la propuesta de mejora, se realizó y se encontró lo siguiente:

- La capacidad en las columnas DA101 A/B Torres de Despunte, DA102 Torre de destilación Atmosférica y sus agotadores fue total después de cambiar los empaques. Es decir, los problemas de inundación y caída de presión fueron minimizados / resueltos realizando un cambio de internos. Además, cambio de internos y redimensionamiento de la columna DA201 Torre de Vacío y el agotador DA-103 D Agotador de Gasóleo Pesado Primario fueron requeridos y realizados.
- El tren de intercambio calentamiento demostró tener capacidad adecuada para el intercambio de calor entre el crudo y los productos, algunos bypasses fueron implementados en el tren para lograr las temperaturas de entrega en límites de batería. No se requirió el EA-112 Enfriador de Reflujo de Gasóleo Ligero Primario y pudo prescindirse de él, los demás intercambiadores sí se requirieron en este escenario y para aquellos que enfrían o calientan de más, operativamente se

podrán resolver con bypasses. El usuario debe definir si desea el rediseño de los Condensadores de Nafta Ligera, aunque la temperatura de enfriamiento fue aceptable operativamente y solo se necesitaron tres corazas en paralelo en vez de cuatro; también debe definir si requiere el rediseño de aquellos intercambiadores con mayor caída de presión de la permisible pero que cumplen con la carga térmica y temperaturas de entrega.

- De acuerdo a la simulación, los hornos BA-101 A/B y BA-201 pudieron procesar la mezcla y carga nuevas.
- Después de implementar las mejoras en el simulador, la planta pudo operar correctamente a la carga total, obteniéndose cortes dentro de especificación a partir de la nueva mezcla de crudo. La selección específica de los internos fue preliminar y deberá ser revisada con mayor detalle en otro estudio y con el proveedor, sin embargo, esto aún sostiene la conclusión de que un cambio de internos produce mejoras sustanciales en las columnas.
- No se tienen datos de los datos actuales de las bombas, solo los del equipo primitivo, pero aun así no hubo grandes diferencias en la potencia.
- Con estas mejoras se cumplen todos los criterios y parámetros críticos estipulados para esta planta en la información recibida.

Por lo anterior, se concluye que, si se realizan estos cambios necesarios, es viable técnicamente operar la Planta Combinada I a la carga total para la nueva mezcla de crudo y entregar los productos dentro de especificación.

La hipótesis resultó ser verdadera, pues el cambio de crudo requiere un cambio de internos en las torres, revamp de la torre de vacío DA-201 y agotador DA-103D, pero no obligatoriamente rediseño de todos los equipos de la planta.

El presente trabajo de tesis logró los objetivos y demostró la hipótesis planteada.

9. REFERENCIAS

1. NOM-016-CRE-2016._Especificaciones de calidad de los petrolíferos.
2. Turbosina HDS-PEMEX-TRI-SAC-6 Núm. Versión 1.0 NOM-018-STPS-2015 DOF 09.10.2015
3. Manual de Operación de la Planta Combinada. Pemex. 2003.
4. Manual de Operación Planta de Destilación Combinada No. 1 de Petróleos Mexicano. Instituto Mexicano del Petróleo.1974
5. Diagrama de Flujo de Proceso Sección de Destilación Atmosférica 1045-00011 Revisión 10. Pemex Proyecto R-324-31-01
6. Diagrama de Flujo de Proceso Sección de Destilación al VAcío 1045-00012 Revisión 17. Pemex Proyecto R-177-139.
7. Muestreo y evaluación técnica assay de los crudos Istmo y Maya del Centro Comercializador de crudo Palomas. Proyecto F.24368.03.003. Instituto Mexicano del Petróleo. 2009
8. GRANDE, G.M. Integración térmica y Reducción de Efluentes Contaminanets en Unidades de Crudo de la Refinería de Tula, Hgo. Tesis para el grado de Maestría en Ingeniería Química, UNAM, 1997.
9. ROMERO, P. C. Generación del Esquema de Simulación de la Planta Combinada No. 2 de la Refinería de Tula, Hidalgo. Tesis para el grado de Ingeniería Química, UNAM, 1998.
10. GARCÍA, O. V. Generación del Esquema de Simulación de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería de Tula, Hidalgo. Tesis para el grado de Ingeniería Química, UNAM, 1998.
11. Hoja de datos de la torre DA201 empacada revisión 5. Contrato 1045. Instituto Mexicano del Petróleo. 1973.
12. Hoja de datos de la torre DA201 platos revisión 5. Contrato 1045. Instituto Mexicano del Petróleo. 1973.
13. Hoja de datos de la torre DA102 empacada revisión 4. Contrato 1045. Instituto Mexicano del Petróleo. 1972.
14. Hoja de datos de la torre DA101 AB revisión 2. Contrato 1045. Instituto Mexicano del Petróleo. 1972.
15. Hoja de datos de la torre DA103 A-B-C revisión 4. Contrato 1045. Instituto Mexicano del Petróleo. 1972.
16. Ind. Eng. Chem. Res. 2012, 51, 2309–2328
17. Kaiser. M.J. (2017). A review of refinery complexity applications. *Petroleum Science*, 14(1),167–194. DOI: 10.1007/s12182-016-0137-y
18. Szóke-Kis, A., Farkas, C.I. y Mizsey, P. (2014). Comprehensive Investigation and Comparison of Refinery Distillation Technologies. *Industrial & Engineering Chemistry Research* ,53(49), 19282–19292. DOI:10.1021/ie502807x
19. Groysman A. (2017) Corrosion Problems and Solutions in Oil Refining and Petrochemical Industry. DOI: 10.1007/978-3-319-45256-2
20. Marafi, M., Stanislaus, A. y Furimsky, E. (2017) Handbook of Spent Hydroprocessing Catalyst. DOI: 10.1016/B978-0-444-63881-6.12001-3
21. Furimsky, E. (2007) Catalyst for Upgrading Heavy Petroleum Feeds. DOI: 10.1016/S0167-2991(07)80220-5
22. Watkins, R.N.(1979) Petroleum Refinery Distillation, Houston, Estados Unidos, Gulf Publishing Company.

23. Riazi, M. R. (2005). Characterization and properties of petroleum fractions. West Conshohocken, PA: ASTM International.
24. Gary, J. H., Handwerk, G. E., Kaiser M.J.(2007). Petroleum refining: Technology and economics. New York: CRC Press.
25. LIU, Luyi. Molecular Characterisation and Modelling Refining Processes. Tesis para obtener el grado de doctor. University of Manchester, 2015.

10. APÉNDICES

APÉNDICE 1. CONCEPTOS BÁSICOS.

Petróleo: El petróleo es un líquido viscoso oscuro e inflamable que es encontrado en yacimientos muy al interior de la tierra y que se formó por un proceso de descomposición de materia orgánica, principalmente animales aunque también plantas. Entonces su composición química son hidrocarburos y pequeñas cantidades de otros elementos como metales.

Refinería: El objetivo de una refinería es separar y mejorar los compuestos del crudo para producir productos vendibles que cumplan con las normatividades. Las refinerías están formadas por tres principales etapas para procesar el petróleo separación, conversión y terminación, cada una de las cuales operan con operaciones unitarias e insumos específicos. Las refinerías modernas tienen siempre la etapa de separación y las otras etapas varían según el nivel de complejidad de la instalación. Cada operación pertenece a alguna de las varias tecnologías de proceso que existen.

El crudo está formado por cientos de moléculas de hidrocarburos diferentes. Para poder procesarlo, todas las refinerías lo separan físicamente en rangos de peso molecular a través de un punto de ebullición mediante una torre de destilación. A mayor longitud de la molécula, mayor será el punto de ebullición. Compuestos similares en punto de ebullición se denominan "cortes". Aguas abajo del proceso de separación, se toman esos cortes y por medio de operaciones unitarias se mejoran y cambian las propiedades físicas de las moléculas para obtener combustibles.

El primer proceso de refinación del petróleo es la separación, que se realiza en una Planta Combinada conformada por desaladores, redes de intercambio de calor, una torre de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío. La destilación consiste en la separación según su masa molecular mediante la aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente a presión atmosférica o de vacío, según corresponda, en diferentes fracciones como: nafta, turbosina, gasóleo ligero atmosférico, querosina y gasóleo pesado atmosférico, gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío. Este proceso es un fenómeno de transferencia de energía y masa. La presente tesis trata sobre la Planta Combinada.

Todos los crudos tienen propiedades distintas. El precio de esta materia prima se fija comparando sus propiedades, costo de operación y producción así como el rendimiento de los productos que se pueden obtener a partir de dicho crudo comparado con otros. Existen diversas pruebas para caracterizar el crudo de interés así como parámetros a evaluar, a continuación se mencionan los más relevantes.

Gravedad API

Esta es una expresión de la densidad relativa de un aceite y corresponde a la densidad a 60 °F (15.6 °C) respecto a la del agua a la misma temperatura. La gravedad API varía de forma inversamente proporcional a la gravedad específica del agua, pues la gravedad API aumenta cuando la gravedad específica del crudo disminuye, a como se aprecia en la siguiente fórmula:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{\text{gravedad específica}} - 131.5$$

Donde las unidades empleadas para su medición son los grados API (siglas derivadas del American Petroleum Institute). Tomando la escala de grados API, es común clasificar el crudo de acuerdo a su densidad tal como se muestra en la tabla.

Tabla A1.1. Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad.

Crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad (°API)
Extrapesado	>1.0	<10
Pesado	1.01-0.92	10.1-22.3
Mediano	0.91-0.87	22.4-31.1
Ligero	0.86-0.83	31.2-39
Superligero	<0.83	>39

La gravedad API es muy importante debido a que está relacionada con el contenido de cadenas largas de carbonos que componen los hidrocarburos del crudo. Así, un crudo es ligero significa que tiene mayor proporción de fracciones de cadenas cortas de carbono y es más valioso porque es más fácil refinarlo sin recurrir a procesos complejos como la coquización, por ejemplo. Si un crudo es pesado significa que contiene más cadenas largas de carbono, moléculas de mayor longitud y estas se empaquetan muy juntas, incrementando la densidad, que es inversamente proporcional a los grados API.

Contenido de Azufre:

Otra característica importante para clasificar un crudo es la cantidad de azufre que contiene, pues si tiene menos de 0.5% se le conoce como dulce y si tiene más de 1.5 % se considera amargo. Actualmente existe un mayor interés en proteger el medio ambiente y las regulaciones internacionales son más estrictas cada vez, pues se busca limitar el contenido de compuestos azufrados en los combustibles. El azufre está en la lista de elementos corrosivos y causantes de lluvia ácida al emitirse a la atmósfera. Por lo anterior, un crudo con contenido más bajo de este elemento tiene más valor comercial.

Otros componentes:

El crudo contiene diversos componentes y características que varían considerablemente de acuerdo al origen e incluso dentro del mismo yacimiento. Algunos son: el contenido agua, sal, metales (como el vanadio y níquel), etc.

Peso molecular:

Por la diversidad de componentes, se obtiene un peso molecular medio que caracterice a la mezcla.

Factor de caracterización K_{UOP} :

El factor de K_{UOP} o factor de caracterización de Watson, es un valor que permite identificar o caracterizar el tipo de crudo de acuerdo con su composición química. Se expresa en la siguiente forma:

$$K_{UOP} = \frac{(Temperatura\ Volumétrica\ Media)^{\frac{1}{3}}}{gravedad\ específica\ (60\ ^{\circ}F)}$$

Donde la temperatura volumétrica media es la temperatura de ebullición de un componente hipotético con características equivalentes a la mezcla de hidrocarburos analizada. En la siguiente tabla se presentan los valores de K y la composición del crudo que permite clasificarlo para su uso comercial.

K = 13; Base parafínica
K = 12; Base mixta
K = 11; Base nafténica
K = 10; Base aromática

Donde según el valor de K obtenido se conoce el tipo de componentes predominantes.

Caracterización del crudo:

El proceso de obtener los valores de las propiedades del crudo se denomina caracterización y se realiza mediante análisis experimentales del crudo como ensayos. Un ensayo del crudo es la compilación de datos de laboratorio y plantas piloto que definen las propiedades de un crudo en particular y los resultados se expresan en curvas de Temperaturas de Puntos de Ebullición (TBP), contenido de azufre, fracción de compuestos ligeros y curva de gravedad versus el porcentaje de destilado. Todos estos procedimientos se ejecutan bajo estándares internacionales de análisis, específicamente las normas publicadas por la American Society for Testing Materials (ASTM), la cual desarrolló los métodos que se describen a continuación:

Destilación TBP (ASTM D2892):

La técnica original es una destilación del crudo de interés, la cual separa sus componentes de acuerdo al punto de ebullición de los productos que se van obteniendo y es considerada que produce un resultado muy similar a la separación que la planta real dará al procesar dicho crudo. Los resultados se representan en una gráfica de puntos de ebullición de pseudocomponentes del crudo. Para la mayoría de los crudos, la temperatura más alta que se mide antes del craqueo de sus moléculas oscila entre 496 y 526 °C a 760 mm de mercurio.

La curva ASTM:

Actualmente las curvas ASTM son muy comunes y se usan para controlar la calidad de los productos en planta. Este tipo de ensayos consisten en llevar a puntos de ebullición el crudo y condensar los vapores según se van produciendo. Las temperaturas del vapor se registran conforme la destilación es llevada a cabo y se grafican contra el destilado recuperado. En estas técnicas solo se usan una etapa de equilibrio sin reflujo. Esto influye en que el punto inicial de ebullición (Initial Boiling Point, IBP) obtenido por método ASTM sea mayor que el obtenido por destilación TBP y que el punto final de ebullición (Ending Boiling Point) obtenido por ASTM sea menor que el correspondiente al TBP. Se describen a continuación diversas técnicas de ASTM.

Destilación ASTM D1160:

Los resultados de este ensayo pueden ser obtenidos a condiciones atmosféricas o de vacío. El procedimiento para obtener la curva de puntos de ebullición reales (TBP) puede ser extendido experimentalmente a través del procedimiento de destilación al vacío ASTM D1160 para los residuos de la destilación TBP. La prueba es corrida generalmente a 10 mm de mercurio de presión y medirse a temperaturas del rango de 566 a 60 °C cuando las condiciones son corregidas a una presión base de 760 mm de mercurio de presión. Se obtiene una curva de destilación de punto de ebullición a presión reducida y a presión atmosférica, ambas contra volumen destilado.

Destilación ASTM D86:

Esta destilación se usa para analizar los productos obtenidos directamente de la columna atmosférica. Las condiciones de la destilación se especifican según el tipo de muestra. Se realiza la lectura de la temperatura de cada volumen condensado. Como ya se mencionó, con los datos obtenidos se construye una gráfica de temperatura versus volumen destilado. La temperatura de la primera gota destilada es el punto de ebullición

inicial (IBP) y la última temperatura cuando ya se evaporó más del 95 % de la muestra es el punto final de ebullición (EBP)

Como el crudo no es una sustancia pura sino una mezcla de muchas moléculas diferentes, su composición se expresa en términos de los así llamados cortes, obtenidos por una serie de puntos de ebullición.

Punto de corte (cut point):

Se define como la temperatura superior e inferior de una fracción a separar representada en la curva TBP.

Punto final (end point):

Ningún proceso tiene la capacidad de separar perfectamente los componentes de una fracción de las adyacentes. Cuando dos fracciones se separan en un proceso comercial, algunos de los componentes más ligeros permanecen en la fracción ligera adyacente. Mientras que el punto de corte es una temperatura ideal utilizada para definir una fracción, los puntos finales (*end points*) son las temperaturas terminales reales de una fracción producida comercialmente.

Asimismo, algunos de los componentes más pesados de la fracción se pueden encontrar en la fracción adyacente más pesada. Por lo tanto, el punto inicial de ebullición (IBP) real de la fracción será menor que el punto de corte inicial, y su punto final de ebullición (FBP) será mayor que el punto de corte final correspondiente.

Fracciones ligeras: Fracciones de bajo peso molecular resultado de la primera destilación de petróleo.

Nafta: Este nombre genérico se refiere a las fracciones obtenidas en la destilación de crudo que, para el presente trabajo, tienen un punto final de ebullición de 196.6 C. Pueden obtenerse naftas ligeras que son hidrocarburos cíclicos y parafínicos que se encuentran en el intervalo C4 – C7, mientras que las naftas pesadas se encuentran hasta C8. Se extraen del domo de la torre atmosférica y de las torres de despunte. Aún no es comercial, sino debe mezclarse con otras corrientes de hidrocarburos volátiles, principalmente parafinas ramificadas, aromáticos, naftenos y olefinas, para que dichas propiedades fisicoquímicas y especificaciones de la norma NOM-016-CRE-2016 .[1]

Turbosina: Fracción obtenida de la destilación de crudo que, para el presente trabajo, tiene un punto final de ebullición de 250 C y se entrega en límite de batería para su hidrodesulfuración, haciéndolo un producto comercial conocido como JET-A1 o JET-A según el estándar D-1655 ASTM y sus propiedades fisicoquímicas están descritas en la Tabla 8 de la norma NOM-016-CRE-2016 que se puede consultar en el Diario Oficial de la Federación. Es empleada como combustibles por aviones impulsados por motores de turbinas que generan propulsión a chorro y por la mayoría de helicópteros o bien, por todas aquellas aeronaves que emplean un motor dotado de un turbohélice que proporcione la fuerza necesaria para elevar a la aeronave [2].

Queroseno: Fracción obtenida de la destilación de crudo que, para el presente trabajo, tiene un punto final de ebullición de 300 C. Generalmente, una vez que es obtenido en la Planta Combinada es hidrotratado para darle la calidad de producto comercial y usarse como combustible para el alumbrado, en motores, en equipos de refrigeración y como solvente e insecticidas de uso doméstico.

Gasóleo Ligero Atmosférico (GOLA): Fracción obtenida de la destilación de crudo que, para el presente trabajo, tiene un punto final de ebullición de 370 C. En México se le brinda generalmente un hidrotratamiento para hacerlo un producto de mayor valor

comercial con usos como GOLA agrícola/marino, automotriz e industrial, cuyas especificaciones se describen en la NOM-016-CRE-2016 [1]

Gasóleo Pesado Atmosférico (GOPA): Fracción obtenida de la destilación de crudo que, para el presente trabajo, tiene un punto final de ebullición de 450 C. Se utiliza como materia prima para la desintegración catalítica y en mezclas con otros productos para obtener combustóleo.

Residuo Atmosférico (RA): Producto de fondo de la Torre de Destilación Atmosférica que no se alcanza a destilar en este equipo y puede tener varios destinos según el tratamiento por el producto de interés a obtener, el más común es ingresarlo a la Torre de Destilación a Vacío para la obtención de otros cortes valiosos, que es el caso del proceso que nos ocupa en este estudio, sin embargo, en otras refinerías se envía directo a craqueo térmico (reductora de viscosidad o coquizadora), craqueo catalítico e hidrotratamiento.

Incondensables: Aquellos productos ligeros que salen por el domo de la Torre de Destilación a Vacío.

Gasóleo Ligero de Vacío (GOLV) y Gasóleo Pesado de Vacío (GOPV):

Son cortes obtenidos en la torre de vacío y que tienen una temperatura final de ebullición en este trabajo de 450 y 475 C, respectivamente. El gasóleo ligero y gasóleo pesado proveniente de la torre de vacío se mezclan y sirven como carga a las plantas catalíticas en donde en presencia de un catalizador y temperatura se favorece el rompimiento de sus estructuras moleculares produciéndose gasolina de alto octano.

Residuo de Vacío (RV):

Es el remanente no separado en la unidad de destilación combinada, debido a su peso molecular y alto punto de ebullición es el residuo más “pesado”, se emplea en otras plantas para obtener otros productos valiosos como asfaltos e incluso hasta recuperar gasolinas.

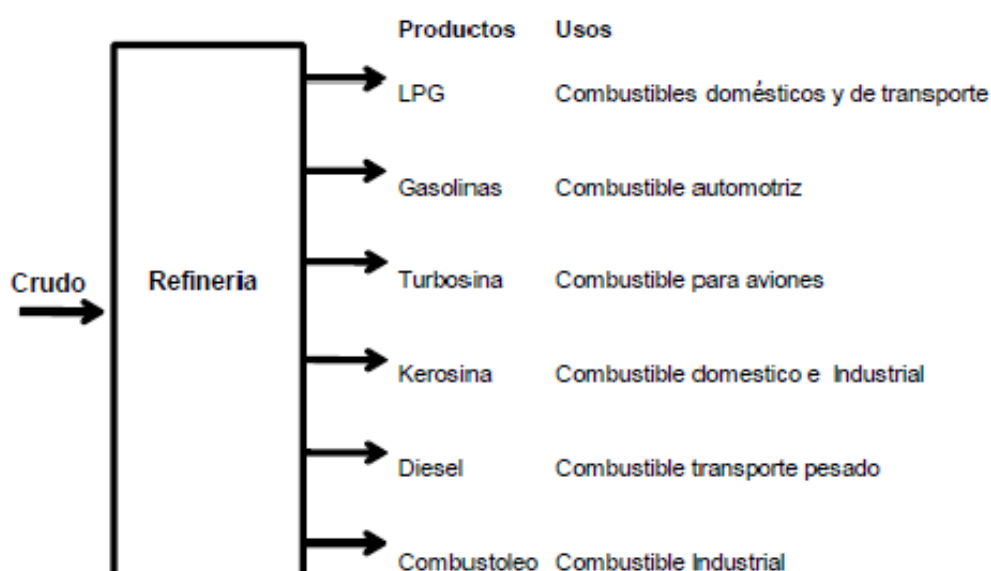


Figura A1.1 Productos de una refinería típica.

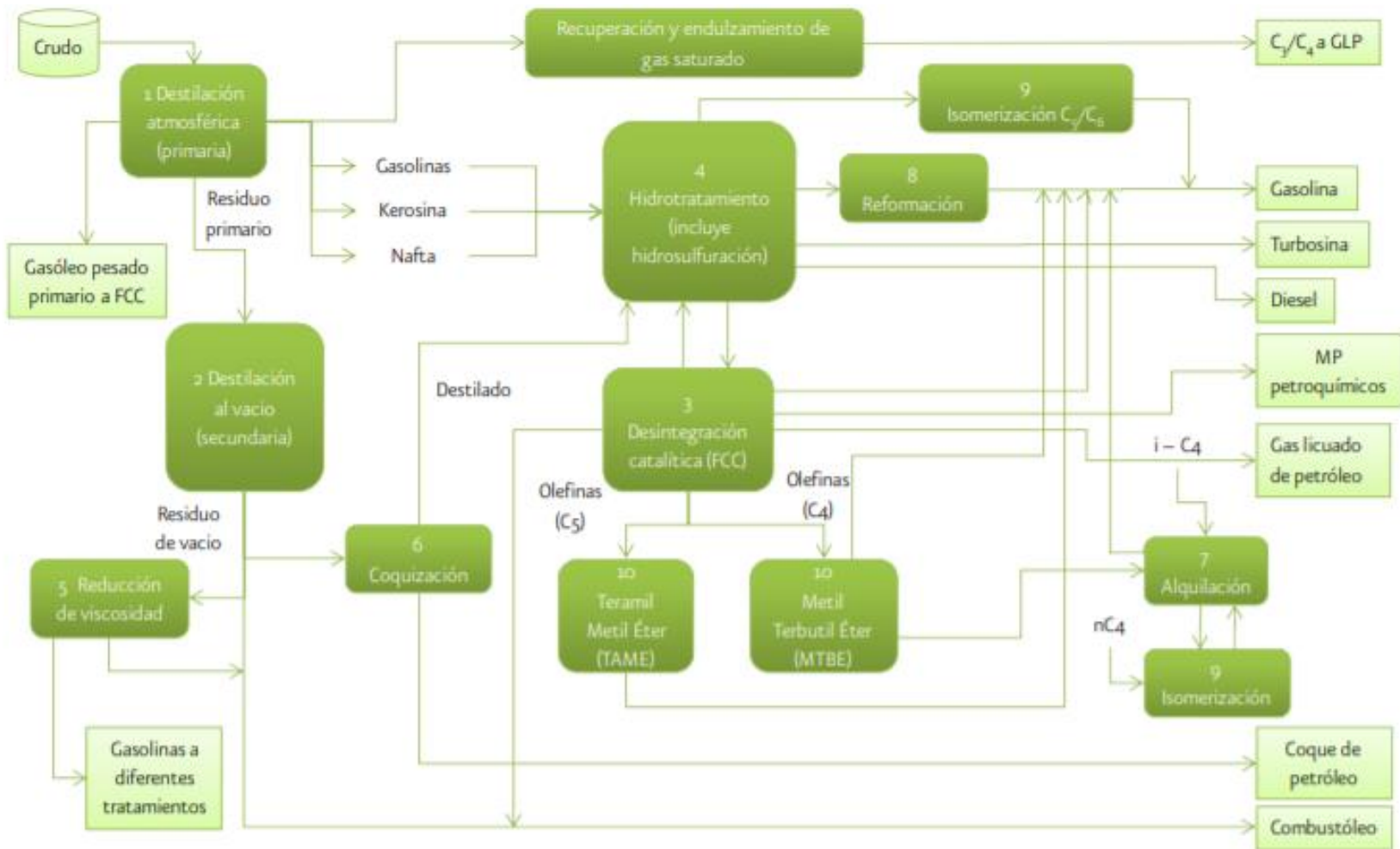


Figura A1.2. Esquema general de una refinación típica en México.

APÉNDICE 2. PROPUESTA DE MEJORA EN INTERNOS.

Se reportan aquí solo las secciones que se recomiendan modificar.

Tabla A2.1 Modificaciones a internos recomendadas de forma preliminar.

Equipo	Sección teórica	Plato / Tipo de Empaque	Marca	Dimensión	Altura, ft	Diámetro, ft
DA-101 A/B	1-3	Mellapak	Sulzer	500 Y - Estándar	12	8
	4			125X - Estándar	2	8
DA-102	Sección de GOPA	Mellapak	Sulzer	500 Y - Estándar	No hay cambio	No hay cambio
	Sección de alimentación			350 Y - Estándar	No hay cambio	No hay cambio
	Sección de Vapor	Plato Bubble Cap	Por proveedor	3 in, 747 por plato, 10 gauge, 18.68 in bajante, 2.5 in altura vertedero, claro de bajante in	No hay cambio	No hay cambio
DA-201	Sección 1	Mellapak	Sulzer	750Y	No hay cambio	10
	Sección 2	Mellapak	Sulzer	350Y	No hay cambio	14.11
	Sección 3	Mellapak	Sulzer	125X	No hay cambio	20
	Sección 4	Mellapak	Sulzer	125X	No hay cambio	20
	Sección 5	Mellapak	Sulzer	125X	No hay cambio	20
	Sección 6	Mellapak	Sulzer	125X	No hay cambio	20
	Sección 7	Mellapak	Sulzer	125X	No hay cambio	20

Tabla A2.1 Modificaciones a internos recomendadas de forma preliminar
(Continuación)

Equipo	Sección teórica	Plato / Tipo de Empaque	Marca	Dimensión	Altura, ft	Diámetro, ft
DA-103A	1-4	Mellapak	Sulzer	750Y	6	5
DA-103B	1-4	Flexipac	Koch	700Y	6	5
DA-103C	1-4	Mellapak	Sulzer	750Y	6	5
DA-103D	1-4	Mellapak	Sulzer	750Y	6	4

APÉNDICE 3. EVALUACIÓN Y REVAMP PRELIMINAR DE INTERNOS. Comparativa de hidráulica de internos caso base vs revamp

En este apéndice se comparan los resultados de la evaluación hidráulica de internos de columnas del caso base vs revamp, considerando las etapas ideales. En rojo las secciones con problemas, en azul las secciones con operación correctas o reconfiguradas y en amarillo las secciones del revamp que operan de forma aceptable y tienen algún parámetro de menor importancia fuera de rango. Solo se muestran los resultados de las zonas problemáticas y la configuración propuesta para su mejora.

Evaluación hidráulica de las Torres de Despunte DA-101 A/B

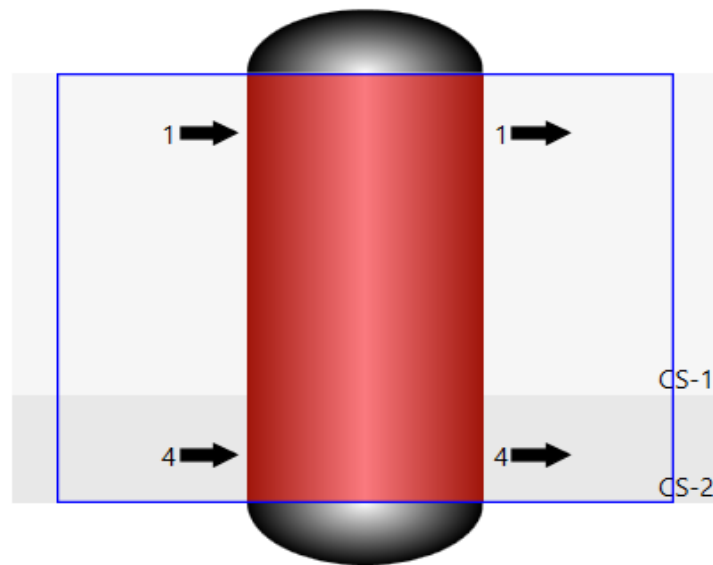


Figura A3.1a. Evaluación hidráulica de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso base.

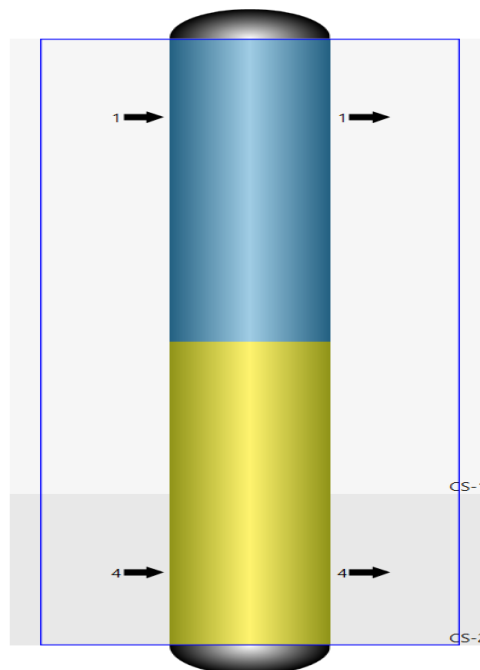


Figura A3.1b. Evaluación hidráulica de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso revamp.

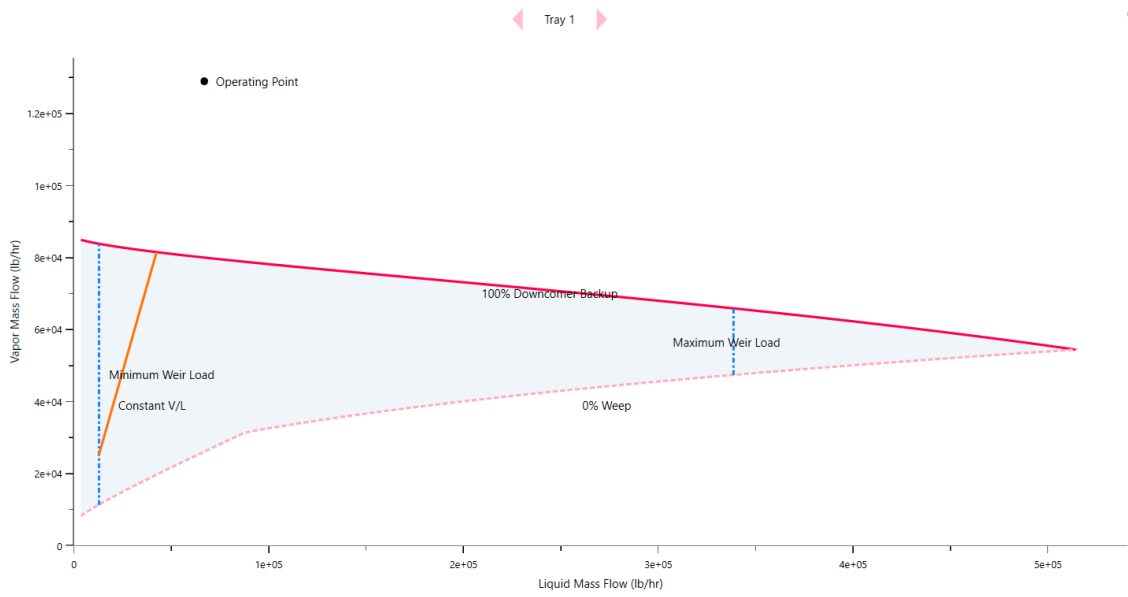


Figura A3.2a. Plato 1 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso base.

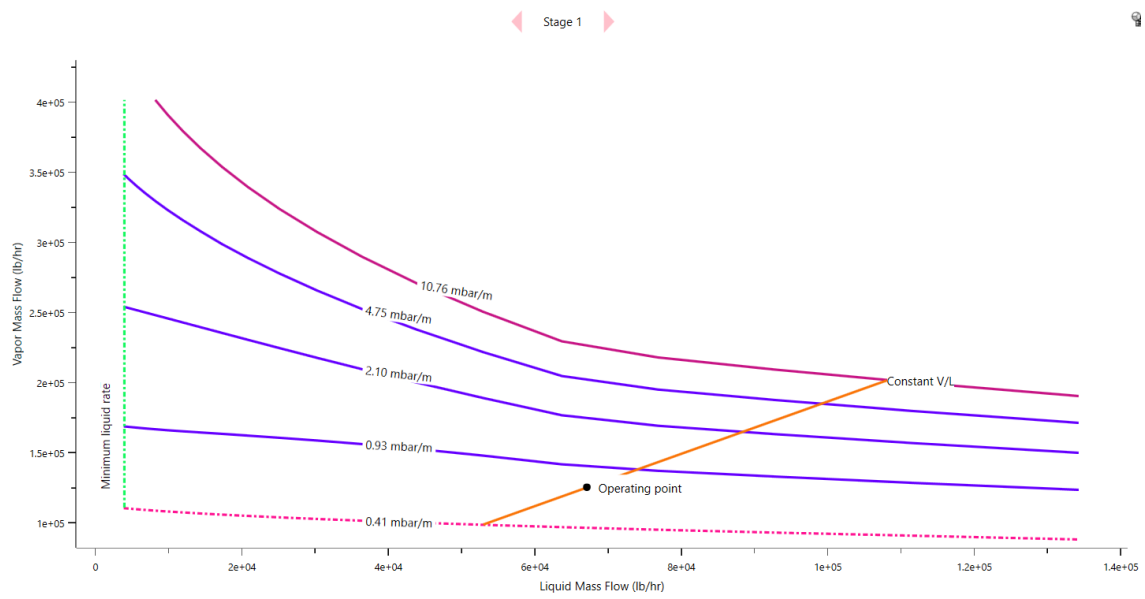


Figura A3.2b. Plato 1 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso revamp.

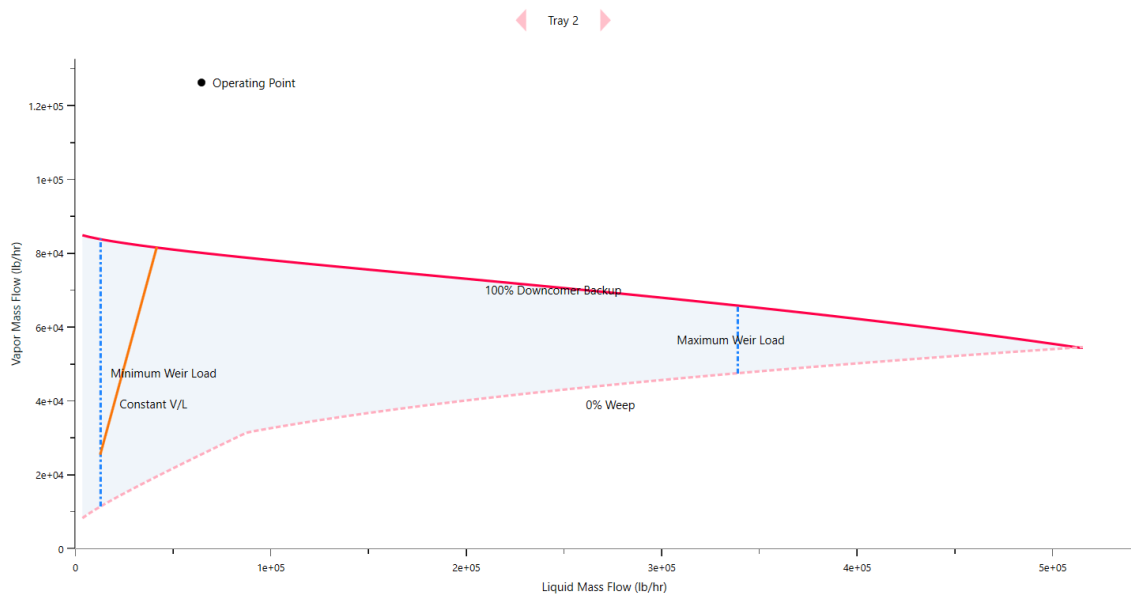


Figura A3.3a. Plato 2 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso base.

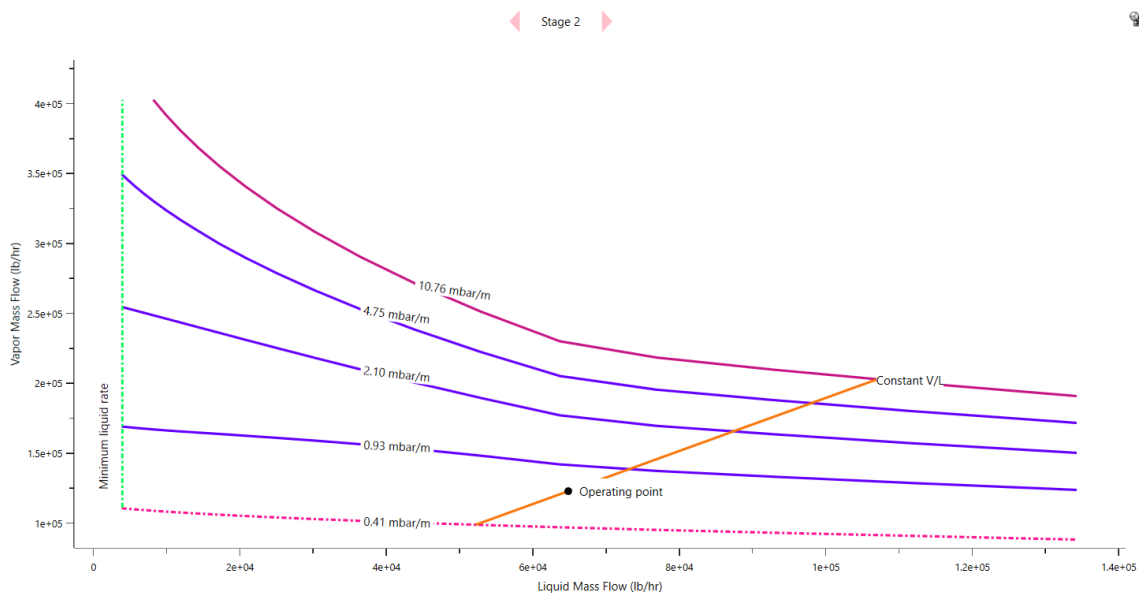


Figura A3.3b. Plato 2 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso revamp.

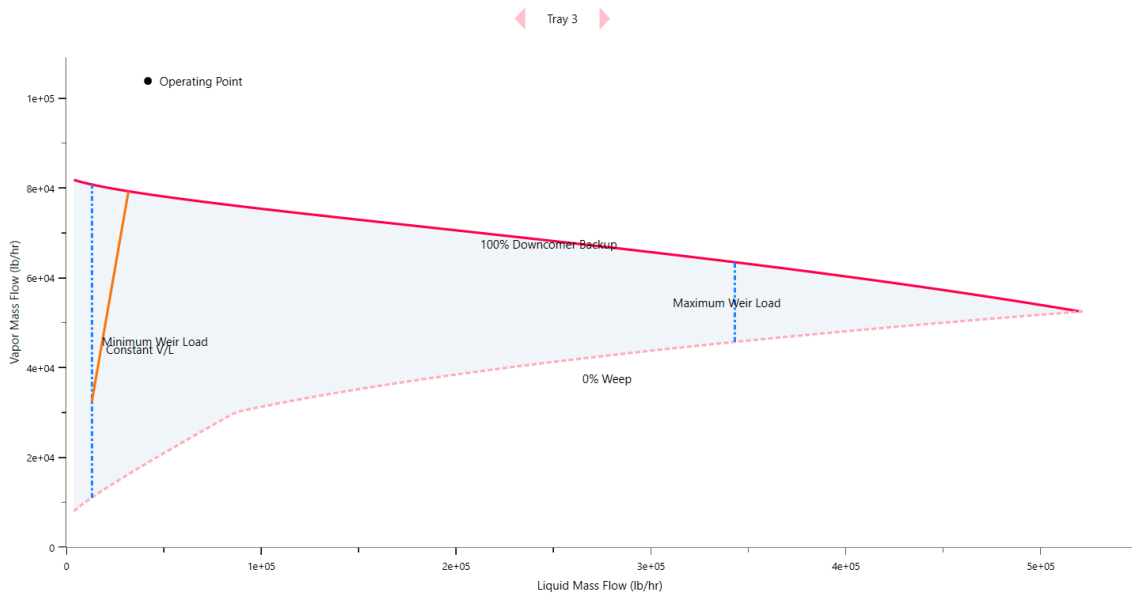


Figura A3.4a. Plato 3 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso base.

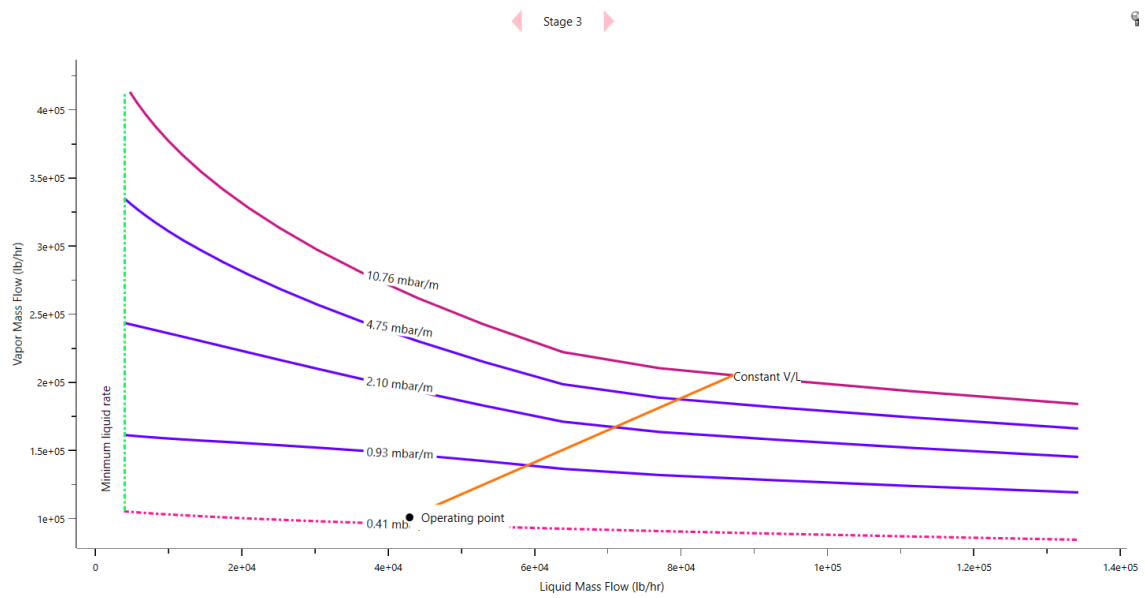


Figura A3.4b. Plato 3 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso revamp.

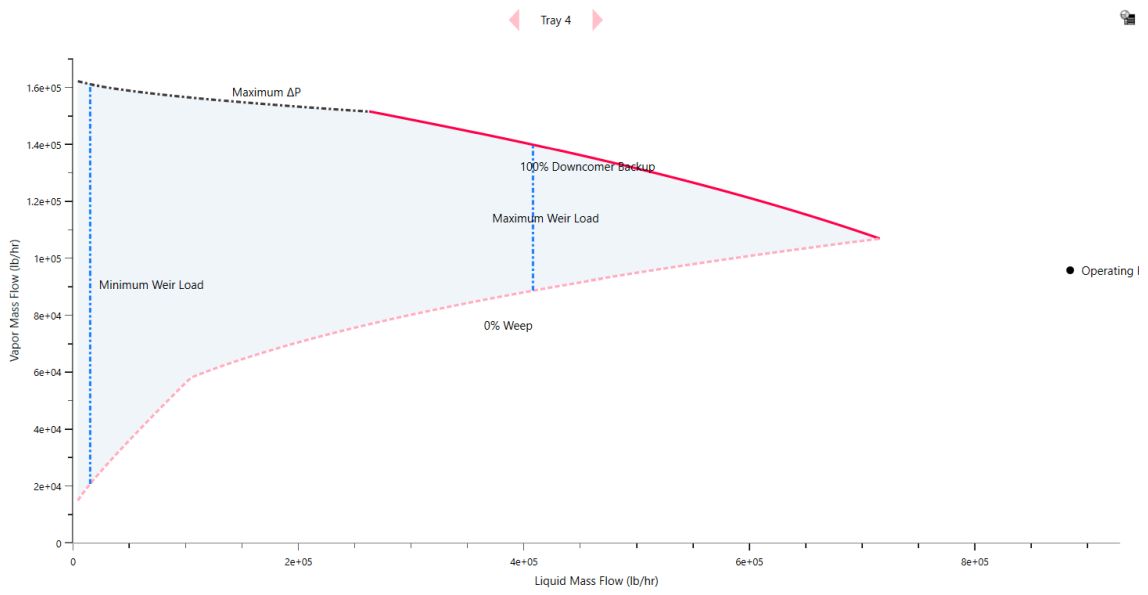


Figura A3.5a. Plato 4 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso base.

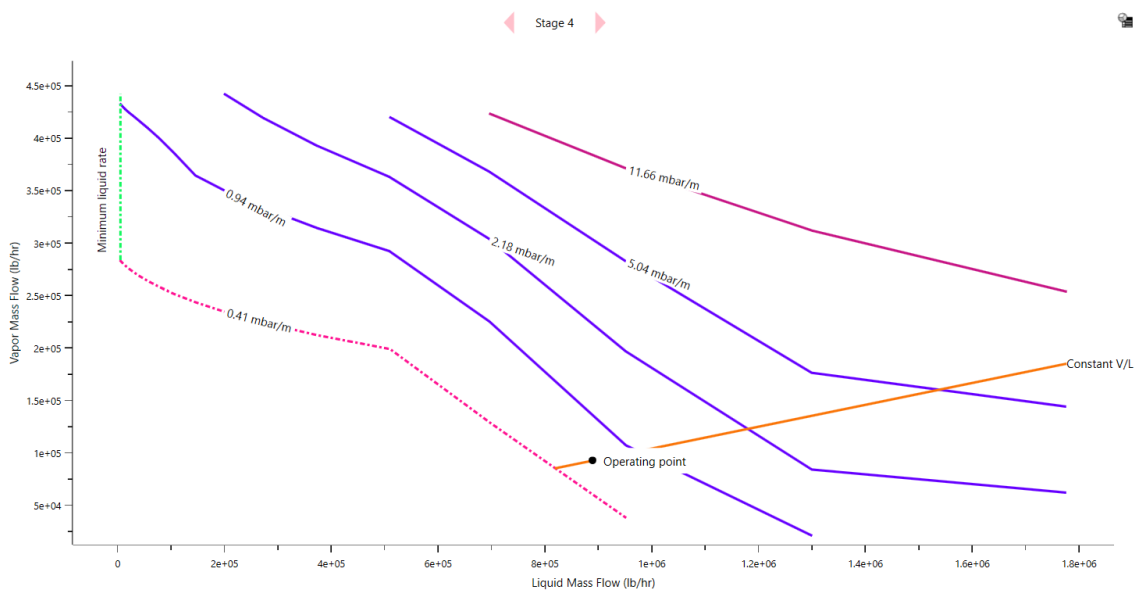


Figura A3.5b. Plato 4 de la Torre de Despunte DA-101 A/B caso revamp.

Evaluación hidráulica de la Torre Atmosférica DA-102

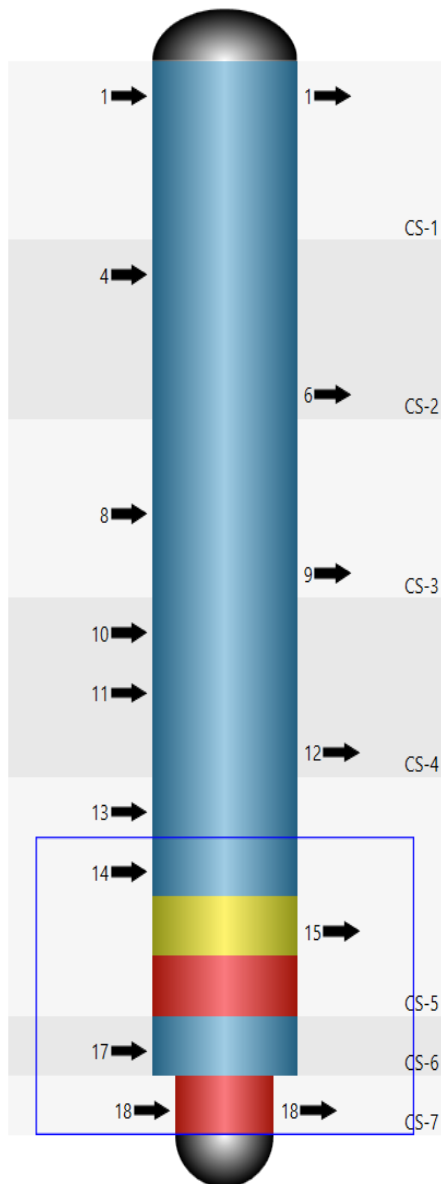


Figura A3.6a. Evaluación hidráulica de la Torre de Atmosférica DA-102 caso base.

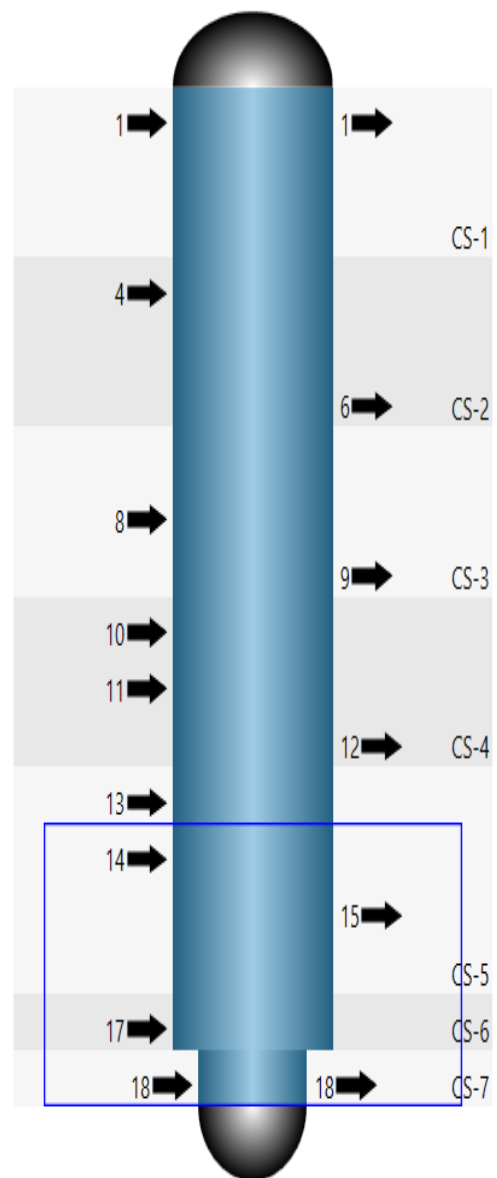


Figura A3.6b. Evaluación hidráulica de la Torre de Atmosférica DA-102 caso revamp

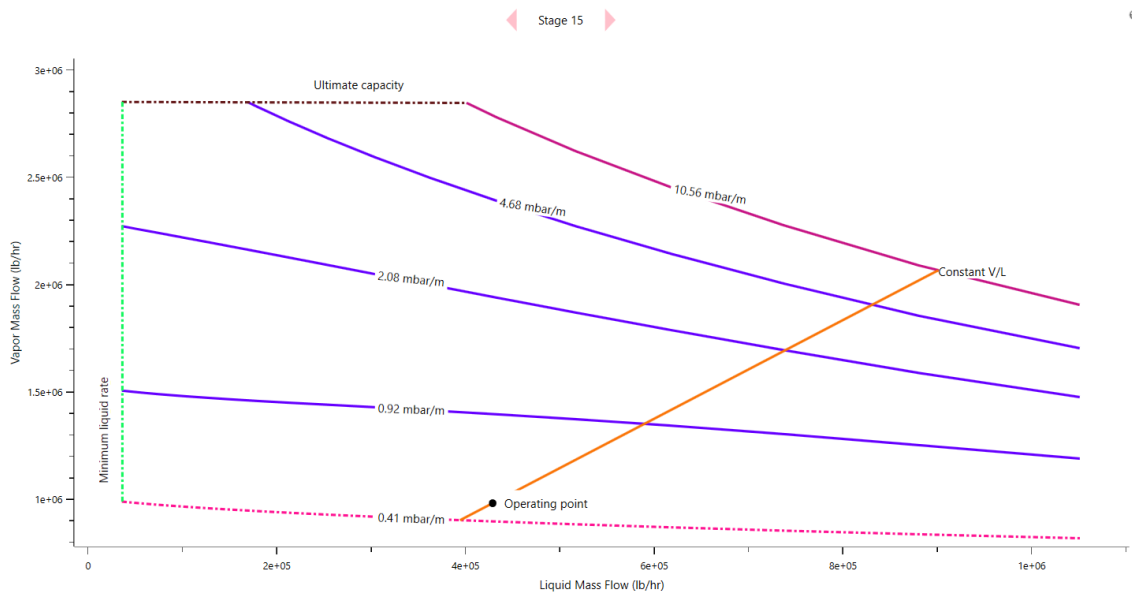


Figura A3.7a. Plato 15 de la Torre Atmosférica DA-102 caso base.

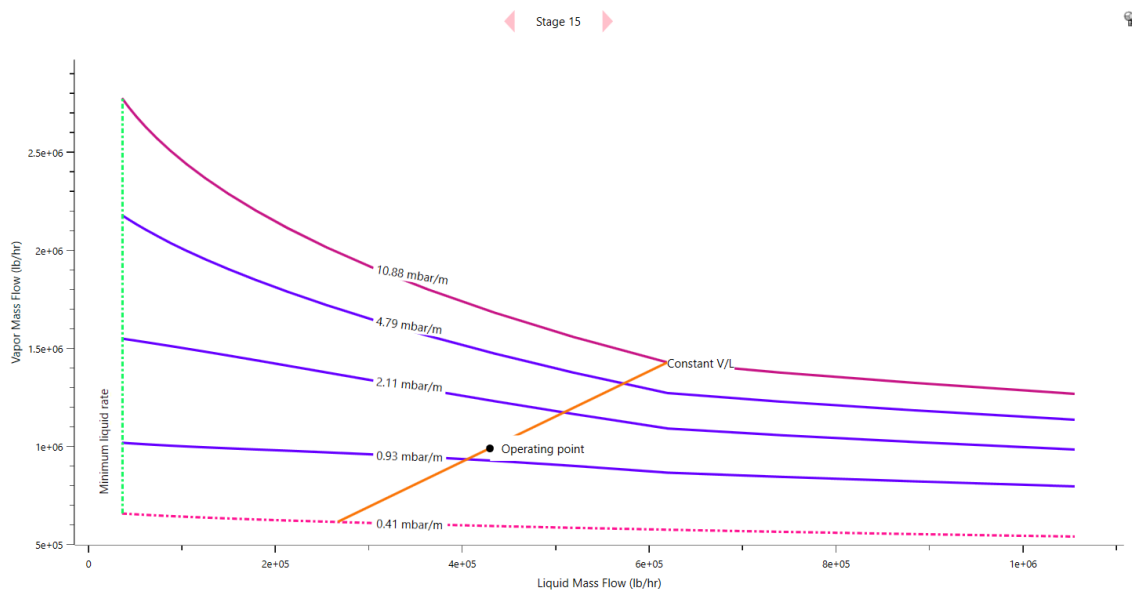


Figura A3.7b. Plato 15 de la Torre Atmosférica DA-102 caso revamp.

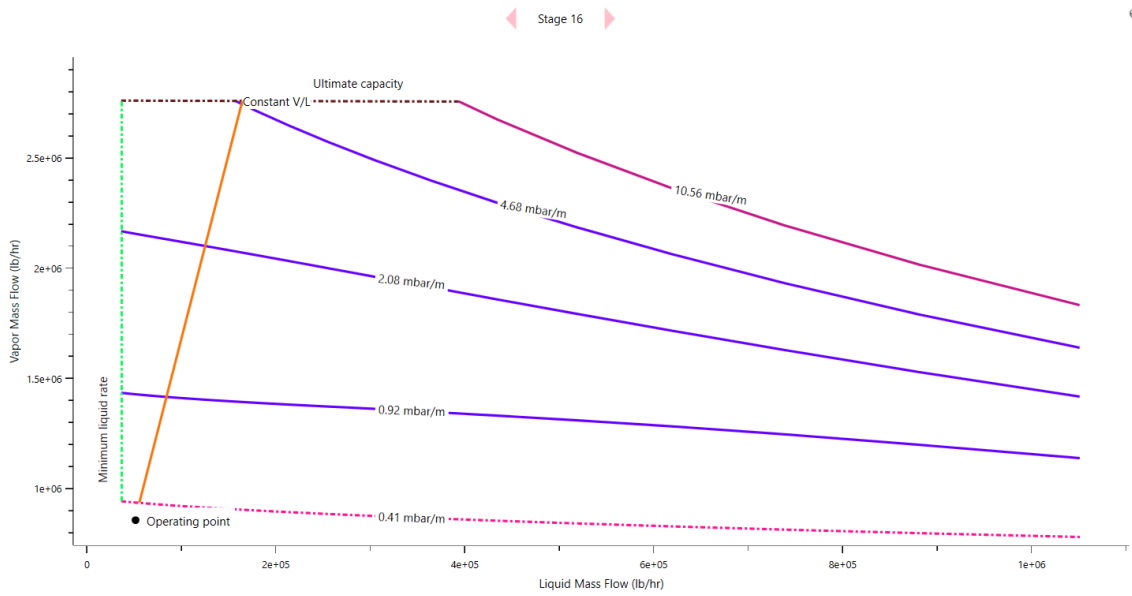


Figura A3.8a. Plato 16 de la Torre Atmosférica DA-102 caso base.

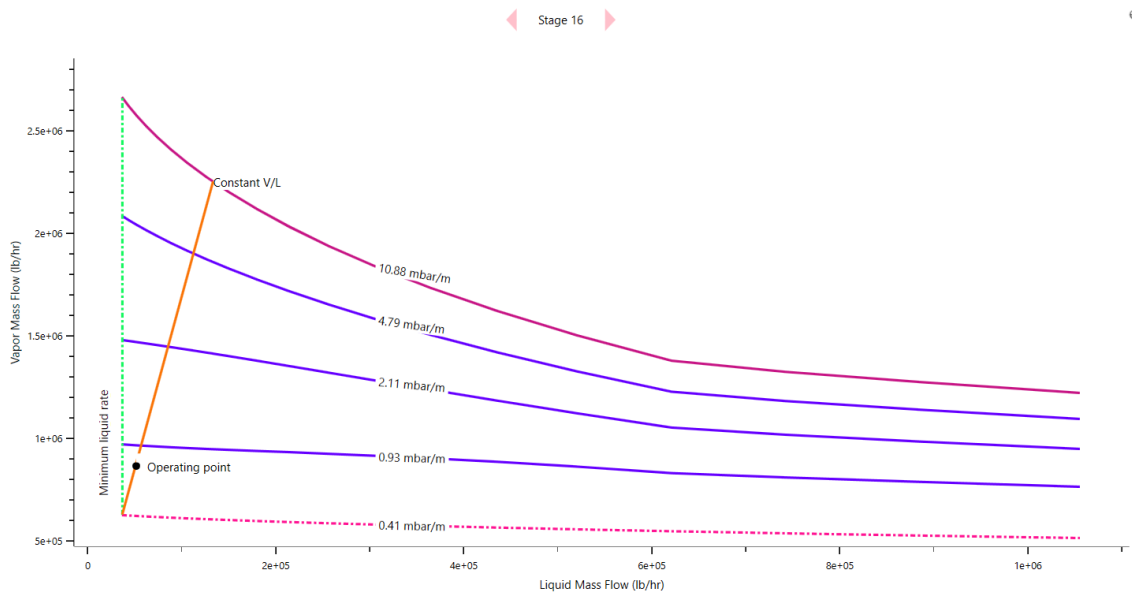


Figura A3.8b. Plato 16 de la Torre Atmosférica DA-102 caso revamp.

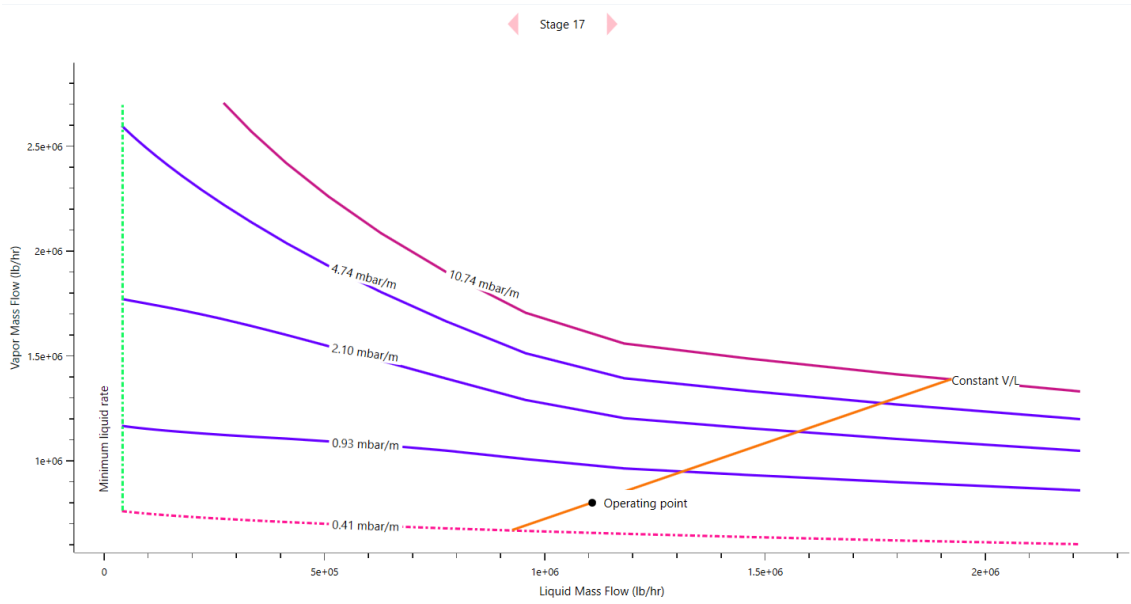


Figura A3.9a. Plato 17 de la Torre Atmosférica DA-102 caso base.

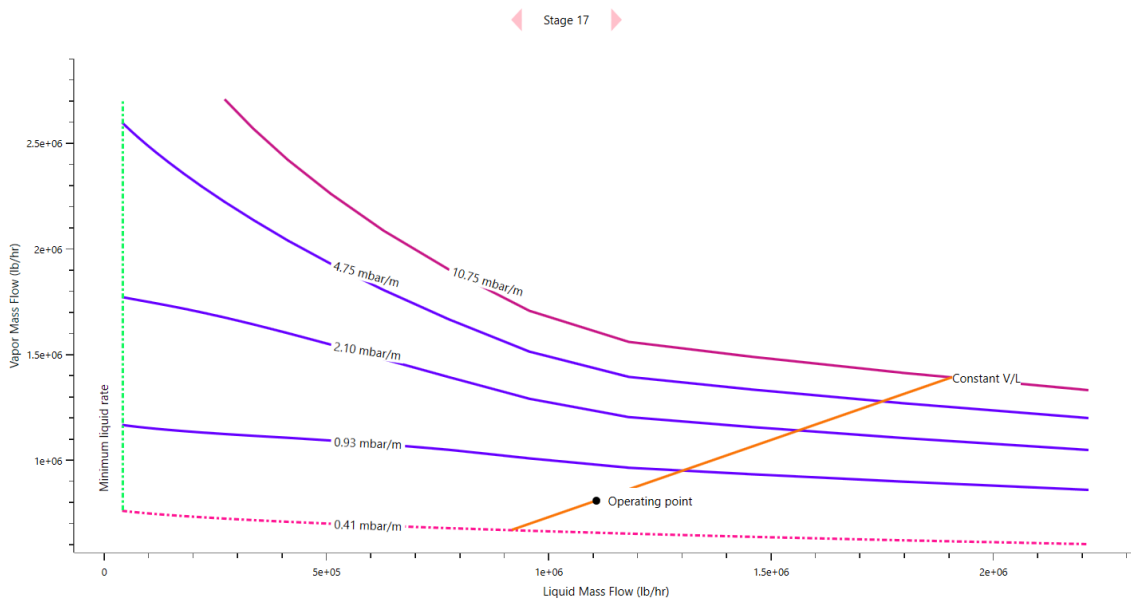


Figura A3.9b. Plato 17 de la Torre Atmosférica DA-102 caso revamp.

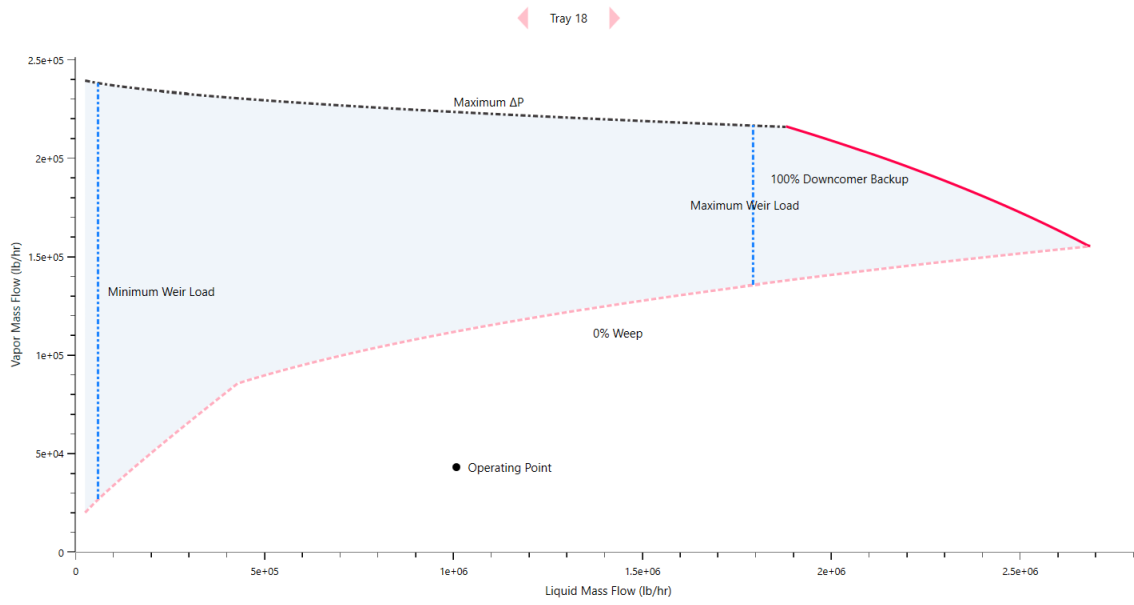


Figura A3.10a. Plato 18 de la Torre Atmosférica DA-102 caso base.

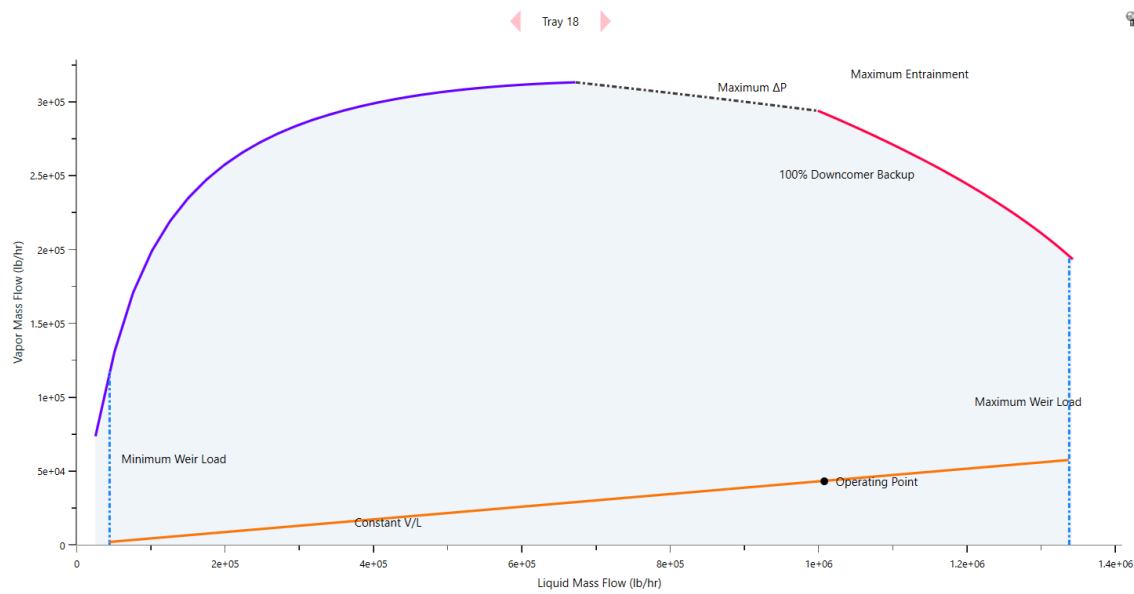


Figura A3.10b. Plato 18 de la Torre Atmosférica DA-102 caso revamp.

Evaluación hidráulica de la Torre de Vacío DA-201

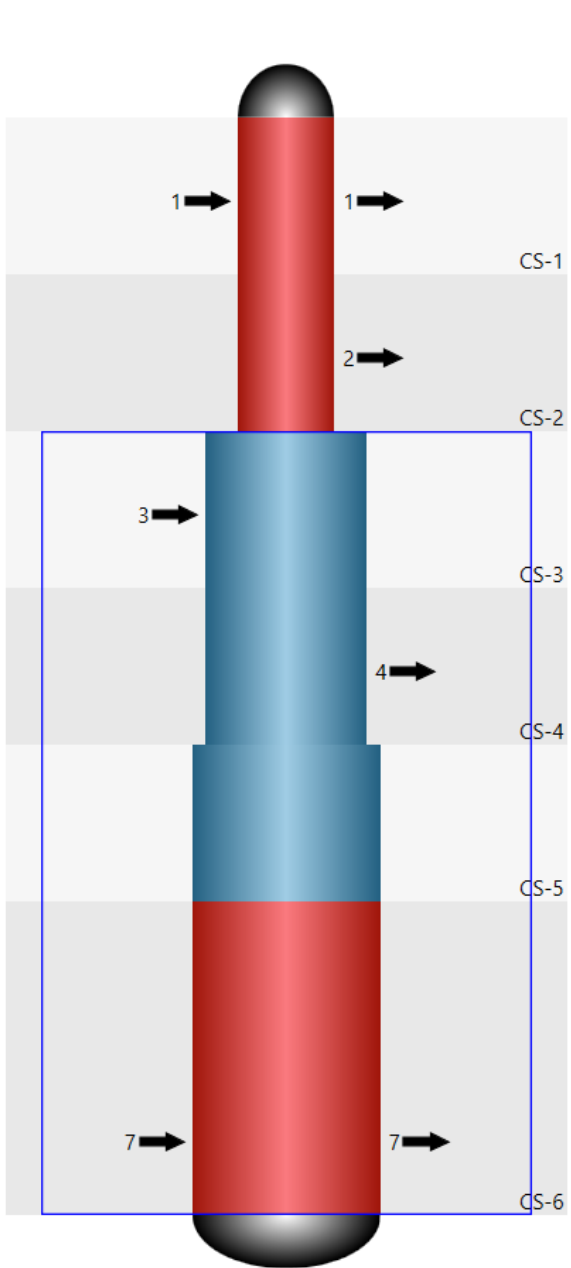


Figura A3.11a. Evaluación hidráulica de la Torre Atmosférica DA-102 caso base.

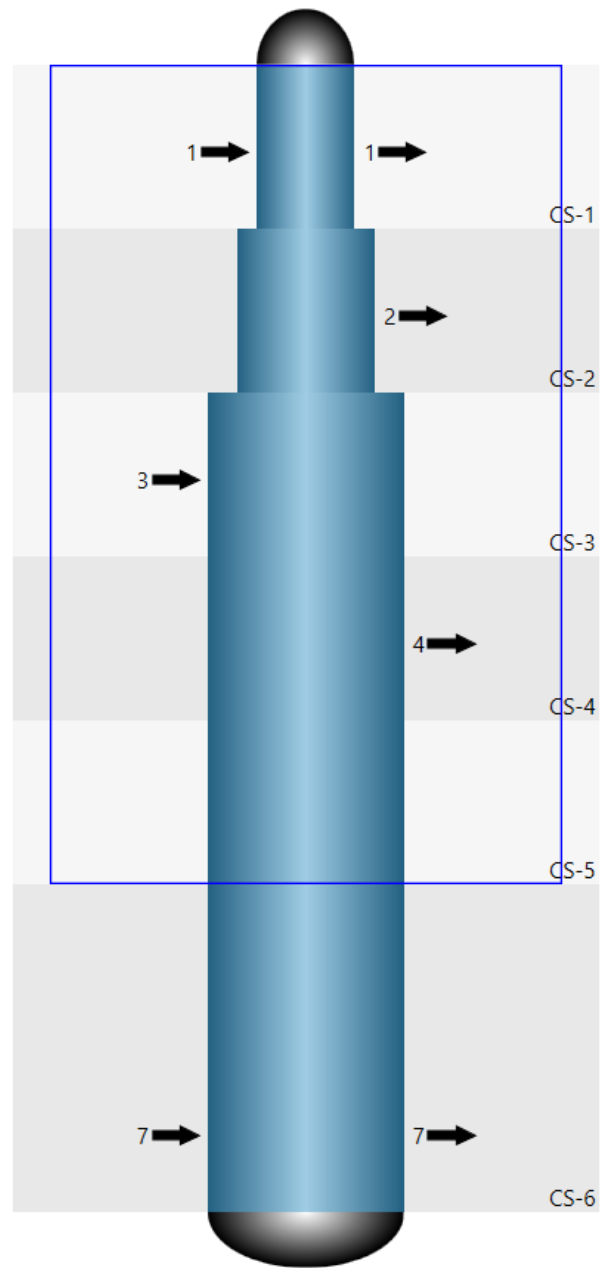


Figura A3.11b. Evaluación hidráulica de la Torre Atmosférica DA-102 caso revamp.

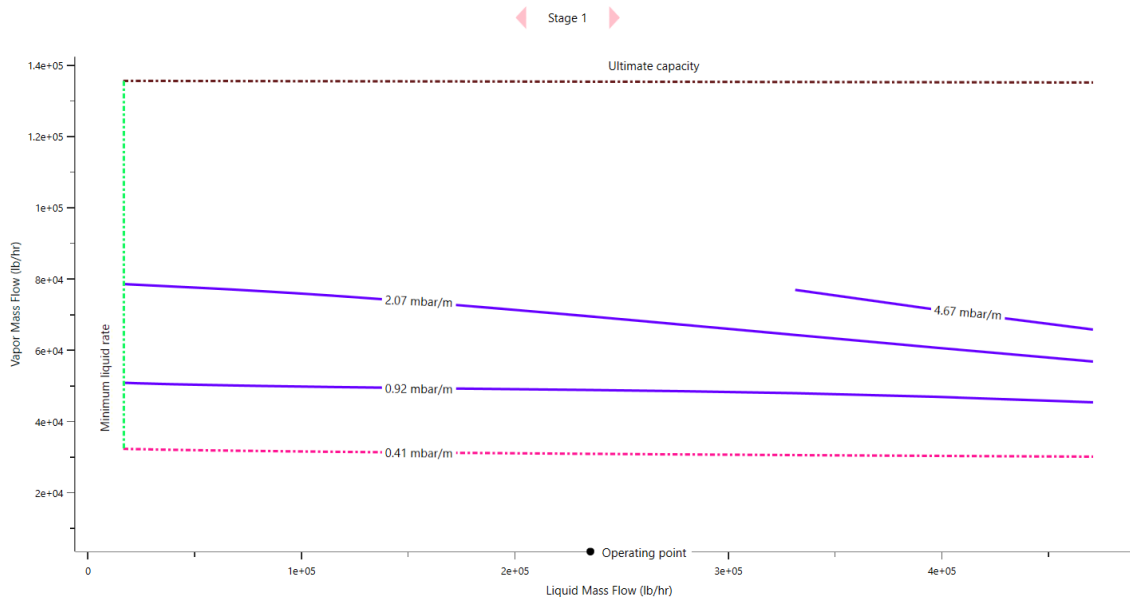


Figura A3.12a. Plato 1 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

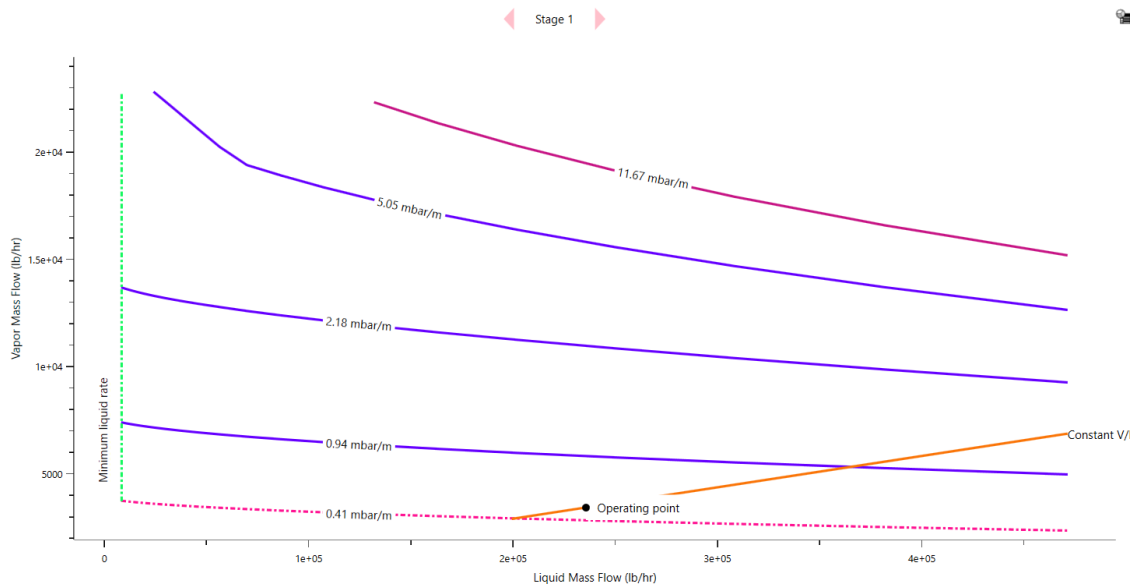


Figura A3.12b. Plato 1 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

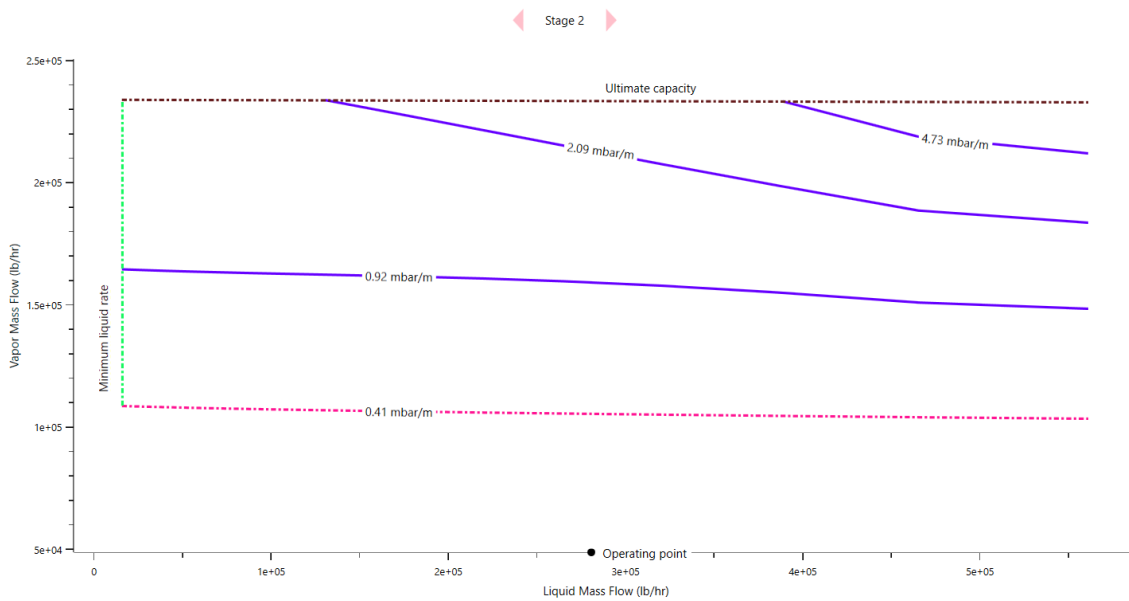


Figura A3.13a. Plato 2 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

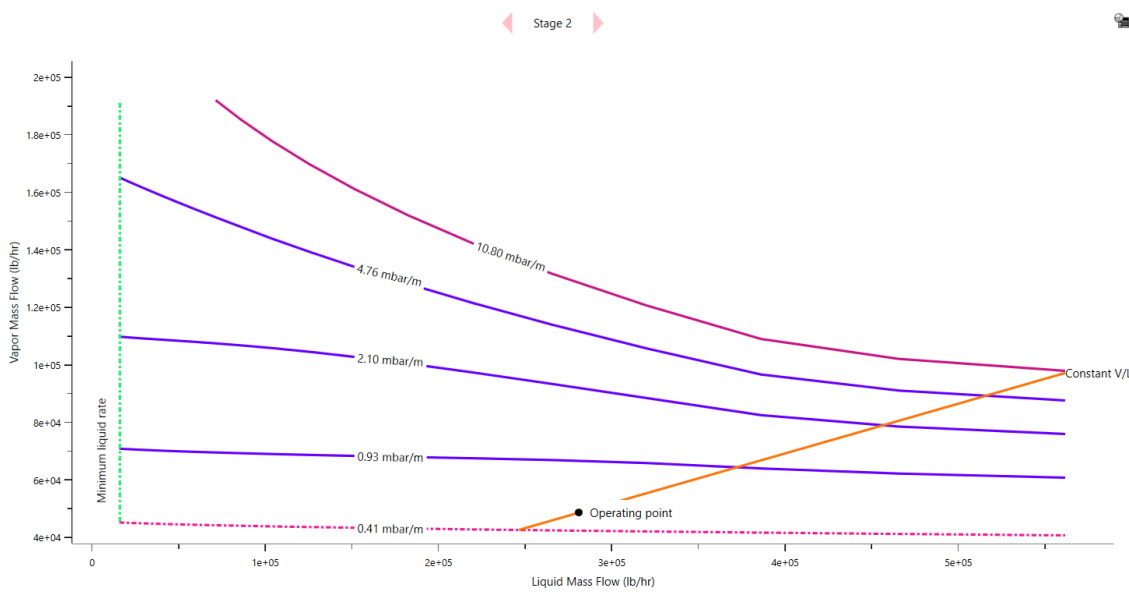


Figura A3.13b. Plato 2 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

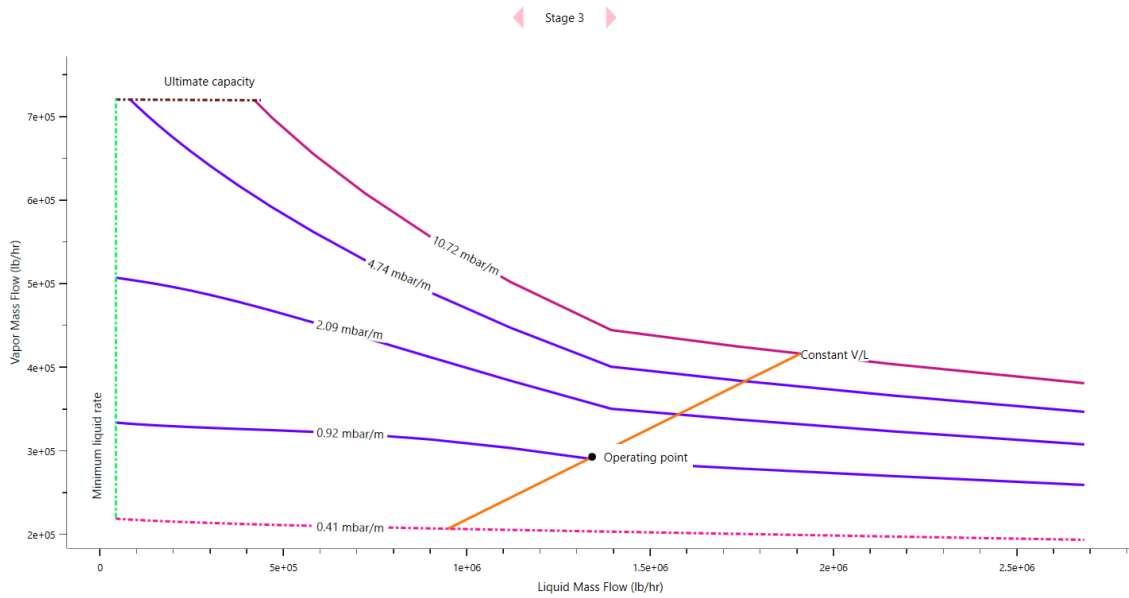


Figura A3.14a. Plato 3 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

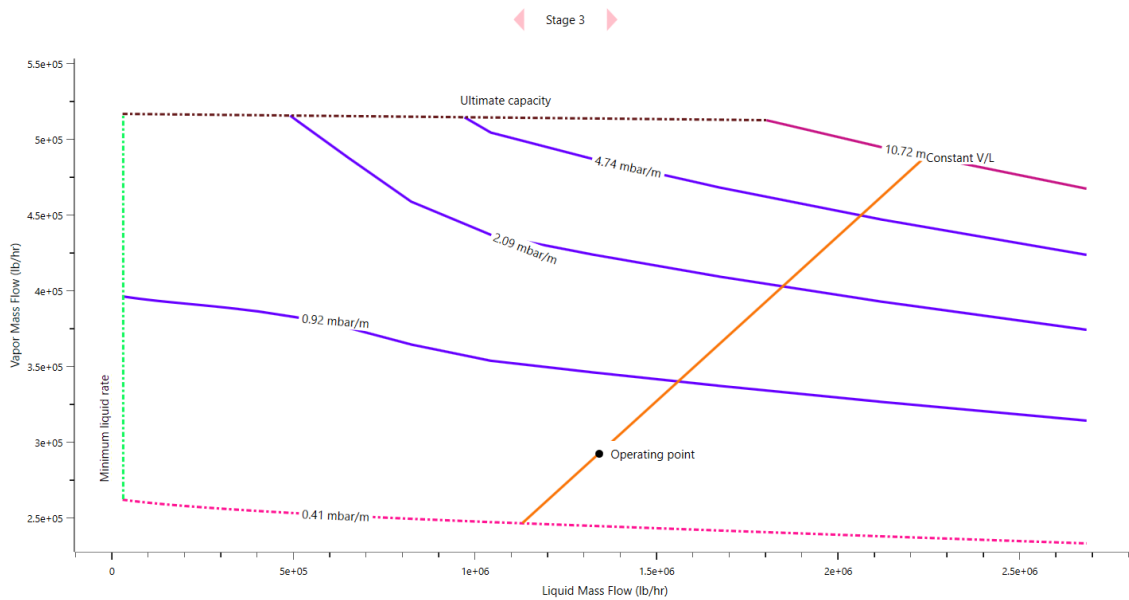


Figura A3.14b. Plato 3 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

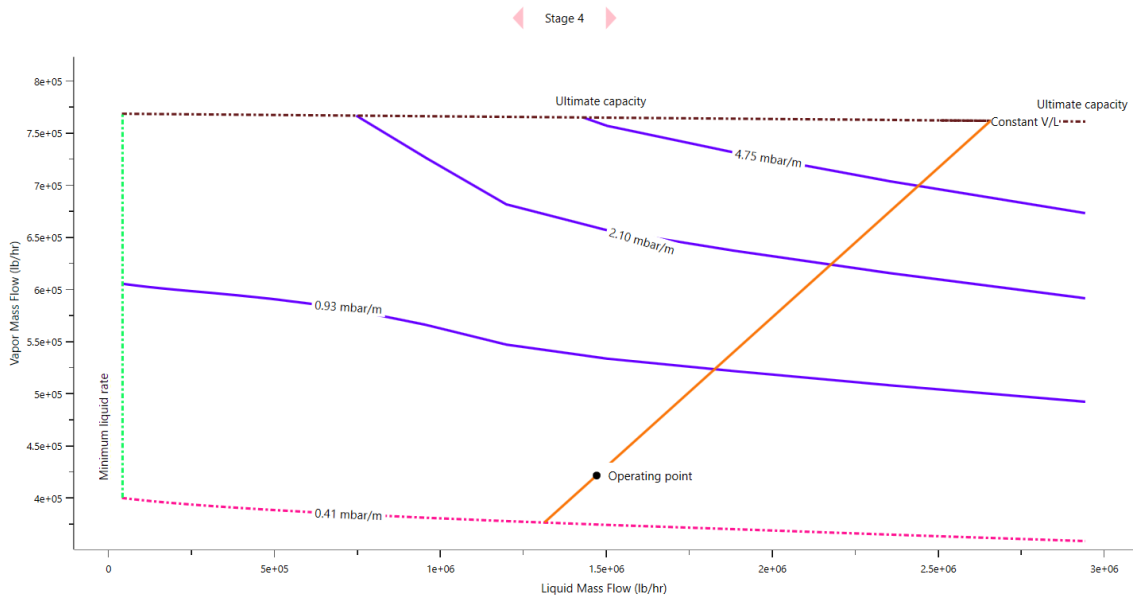


Figura A3.15a. Plato 4 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

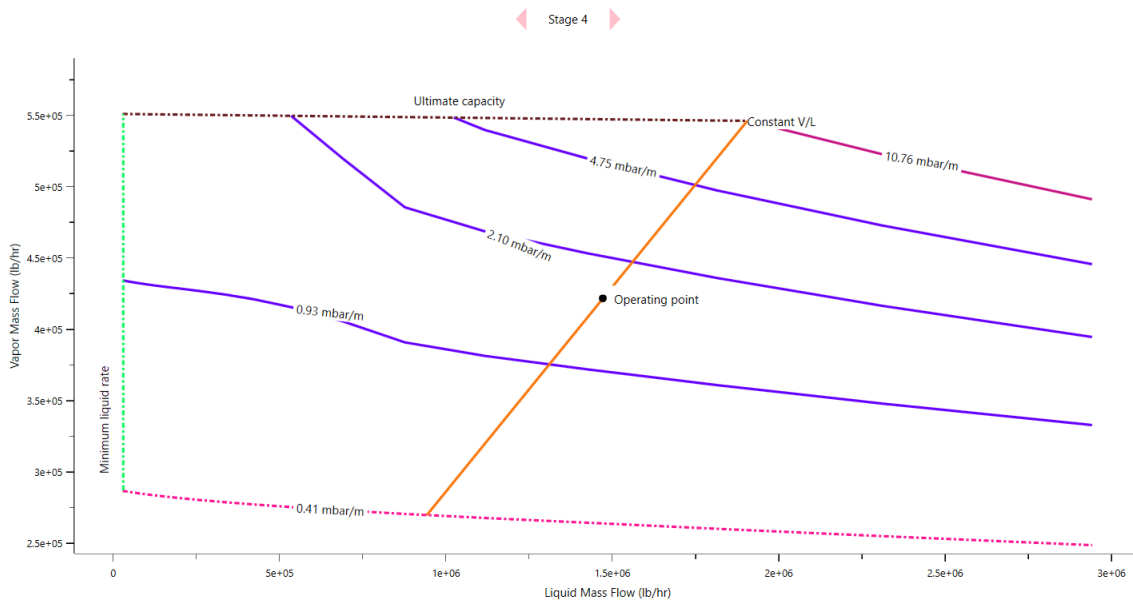


Figura A3.15b. Plato 4 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

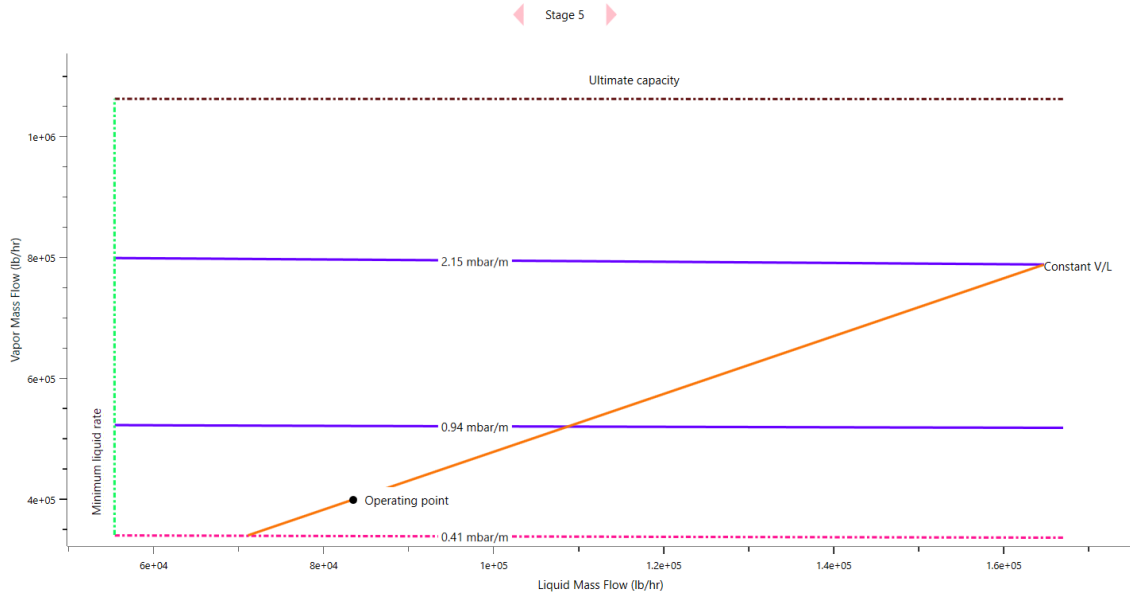


Figura A3.16a. Plato 5 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

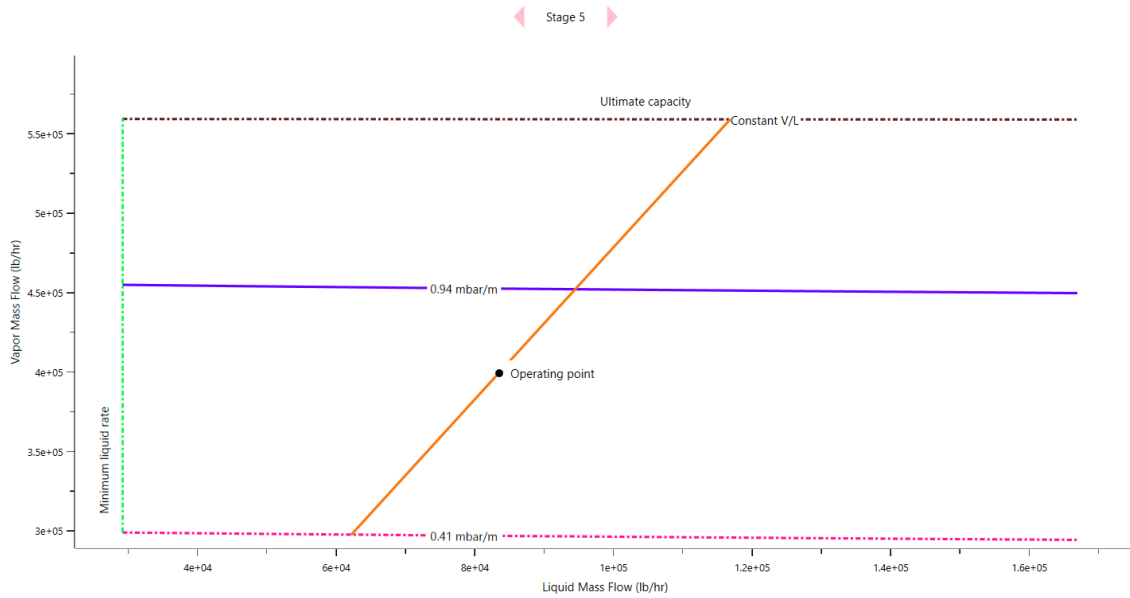


Figura A3.16b. Plato 5 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

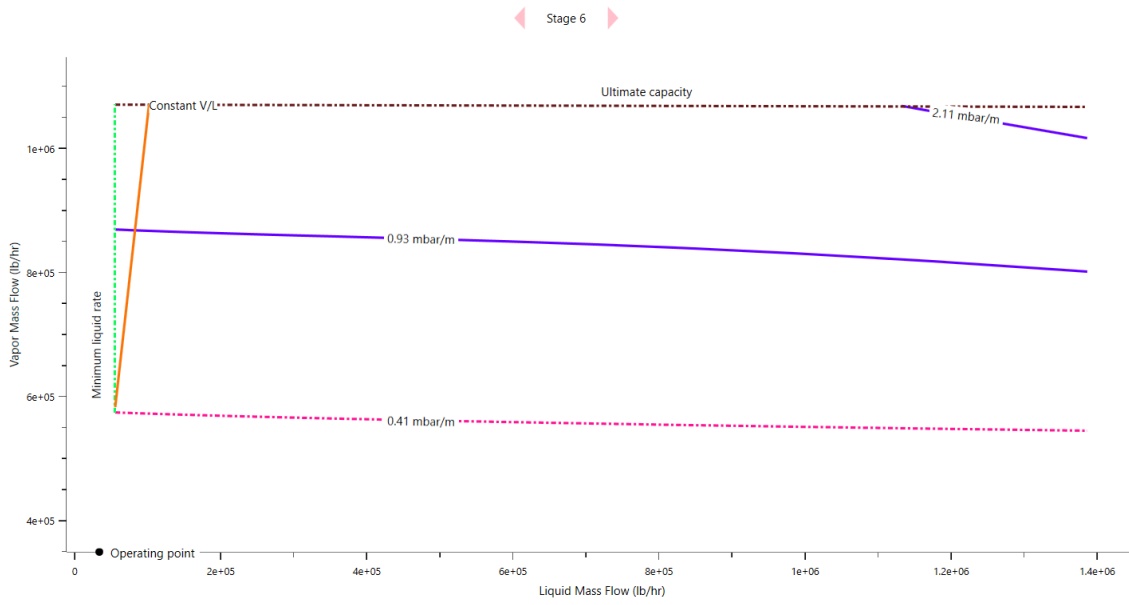


Figura A3.17a. Plato 6 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

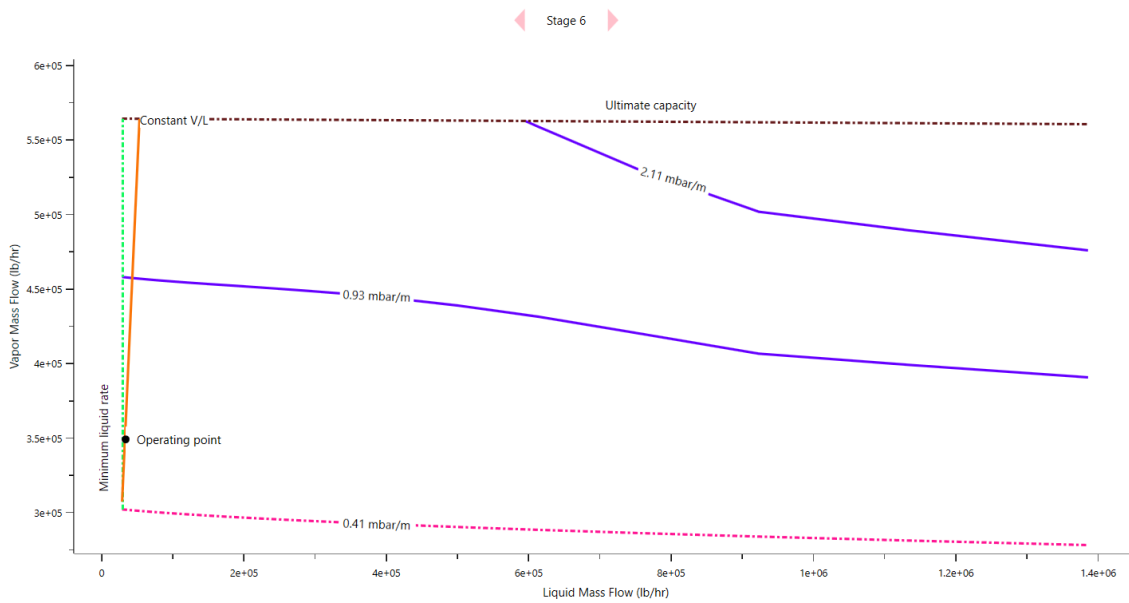


Figura A3.17b. Plato 6 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

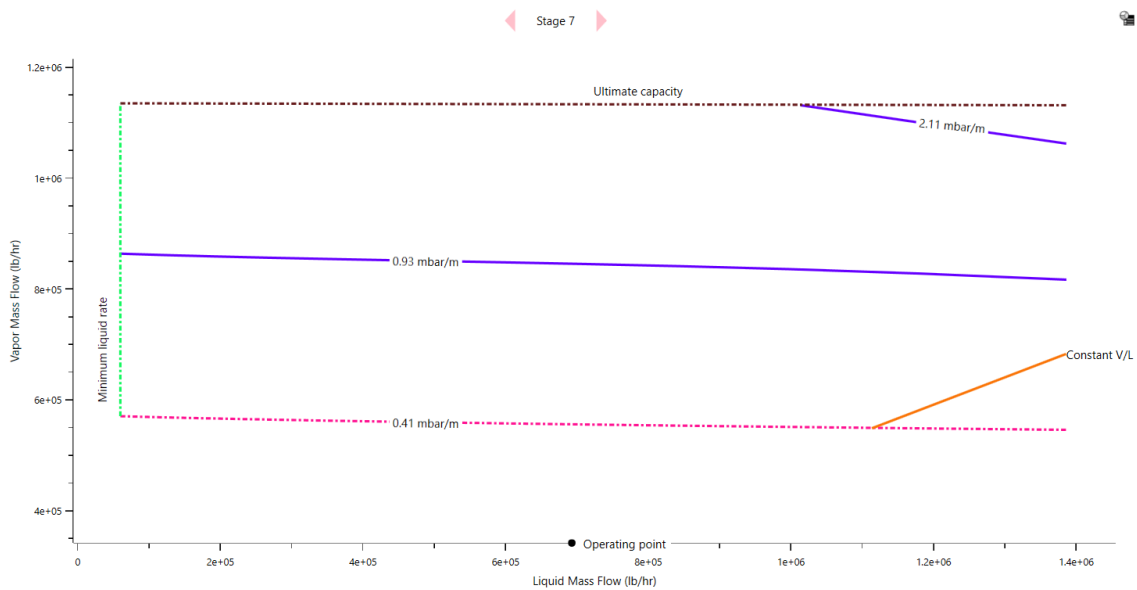


Figura A3.18a. Plato 7 de la Torre de Vacío DA-201 caso base.

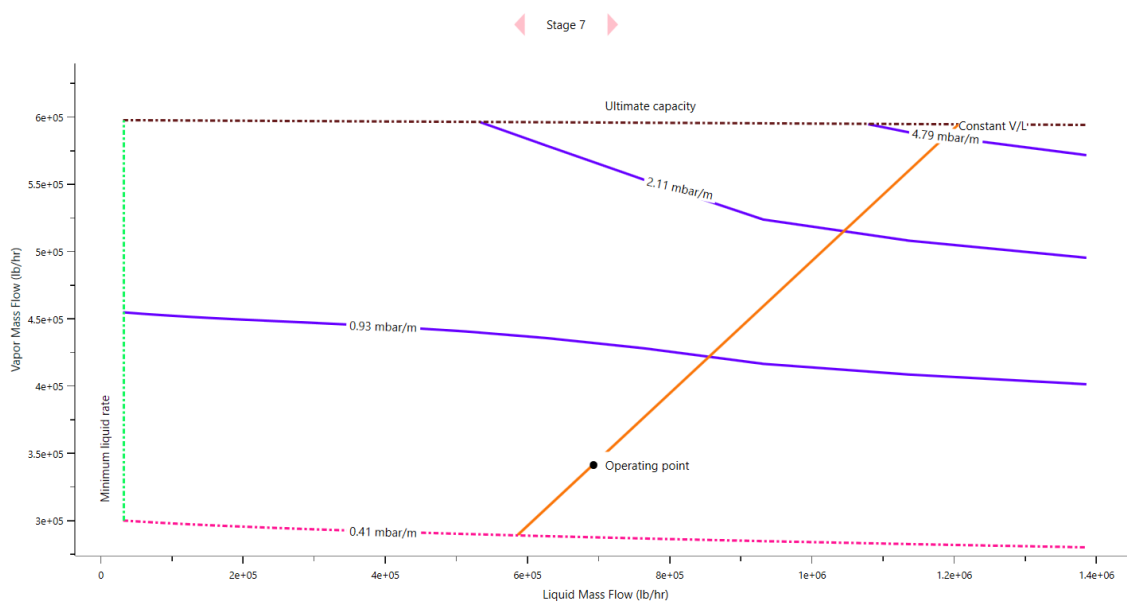


Figura A3.18b. Plato 7 de la Torre de Vacío DA-201 caso revamp.

Evaluación hidráulica de los Strippers DA-103 A/B/C/D

DA-103A

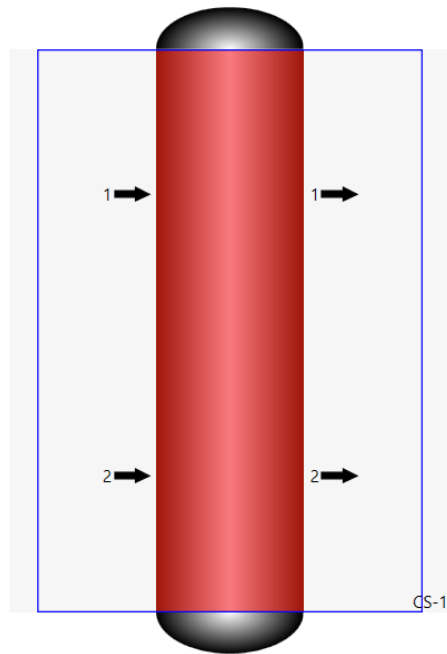


Figura A3.19a. Evaluación hidráulica del Agotador de Turbosina DA-103A caso base.

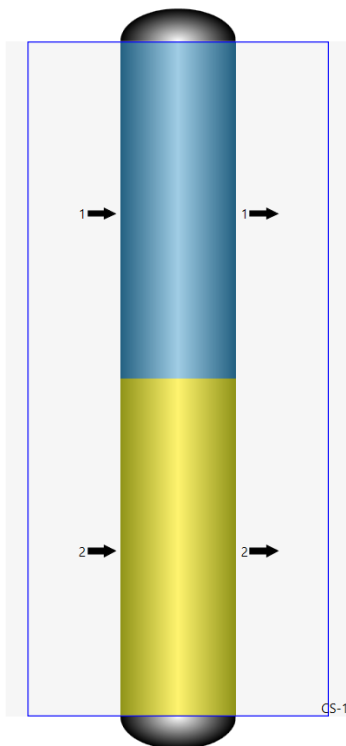


Figura A3.19b. Evaluación hidráulica del Agotador de Turbosina DA-103A caso revamp.

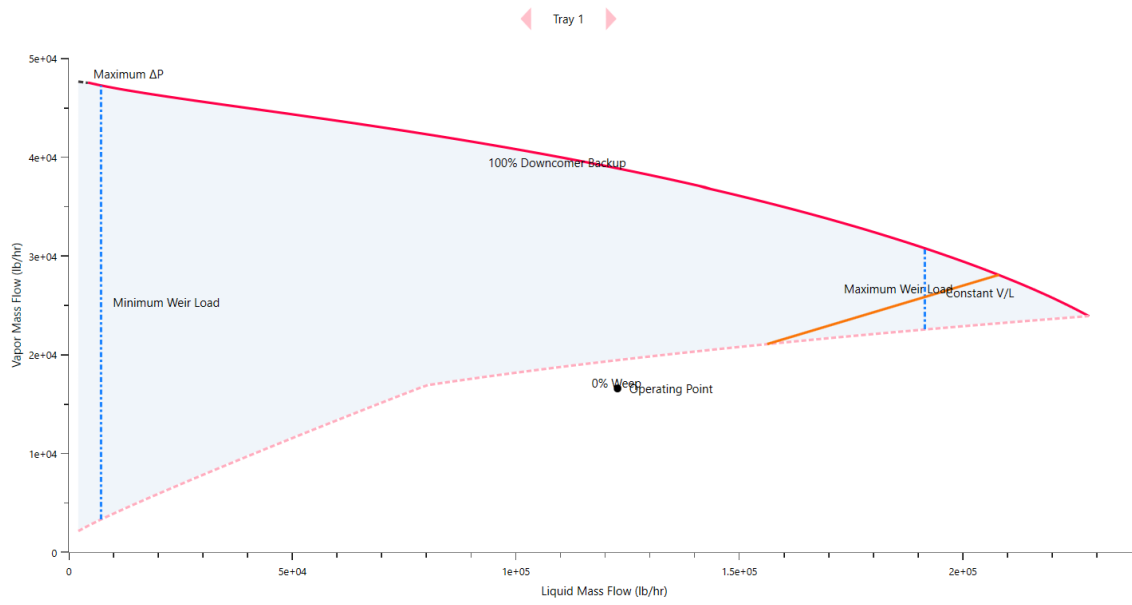


Figura A3.20a. Plato 1 del Agotador de Turbosina DA-103A caso base.

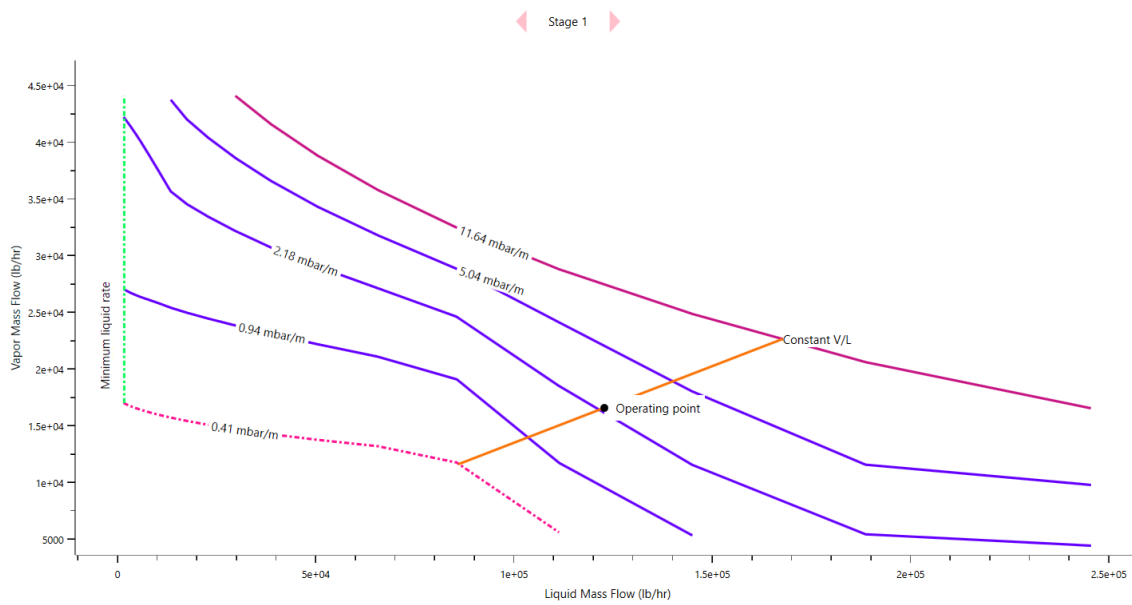


Figura A3.20b. Plato 1 del Agotador de Turbosina DA-103A caso revamp.

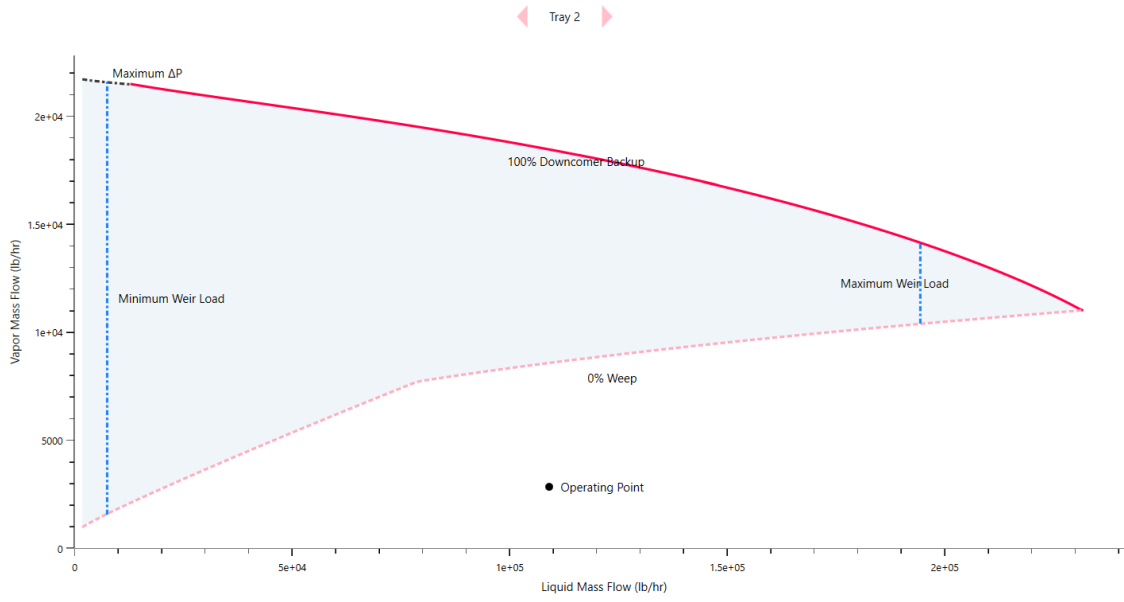


Figura A3.21a. Plato 2 del Agotador de Turbosina DA-103A caso base.

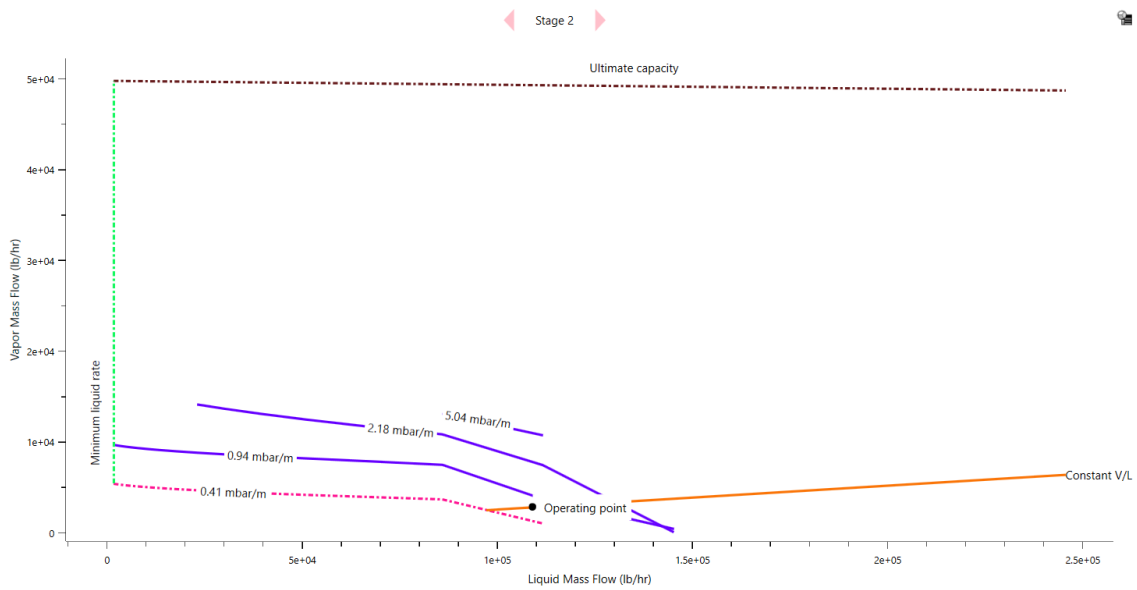


Figura A3.21b. Plato 2 del Agotador de Turbosina DA-103A caso revamp.

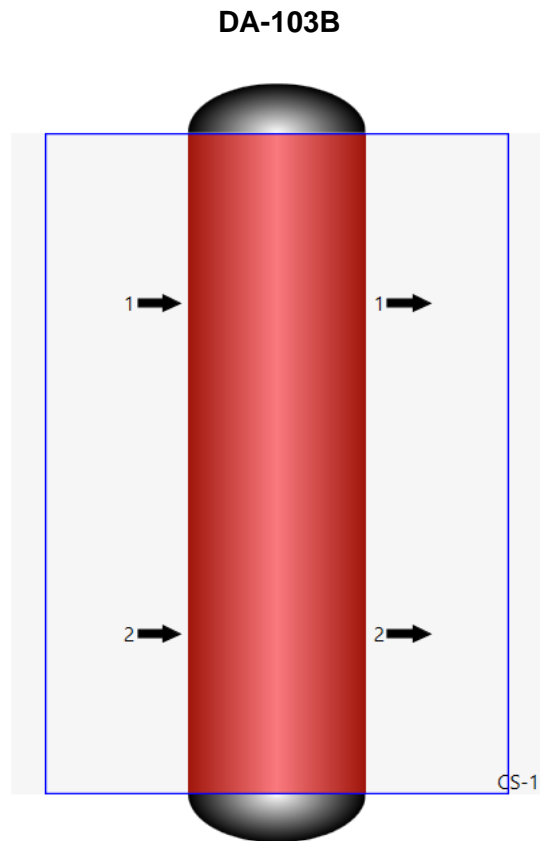


Figura A3.22a. Evaluación hidráulica del Agotador de Kerosina DA-103B caso base.

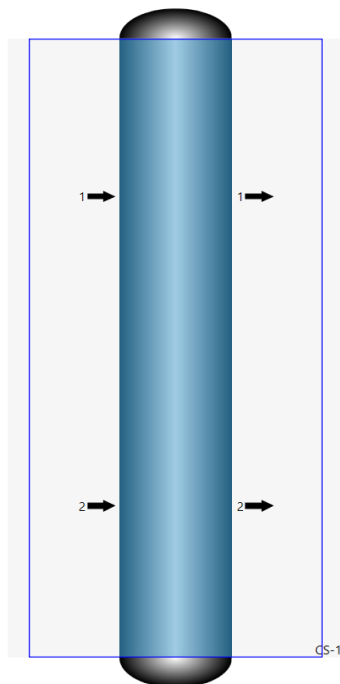


Figura A3.22b. Evaluación hidráulica del Agotador de Kerosina DA-103B caso revamp.

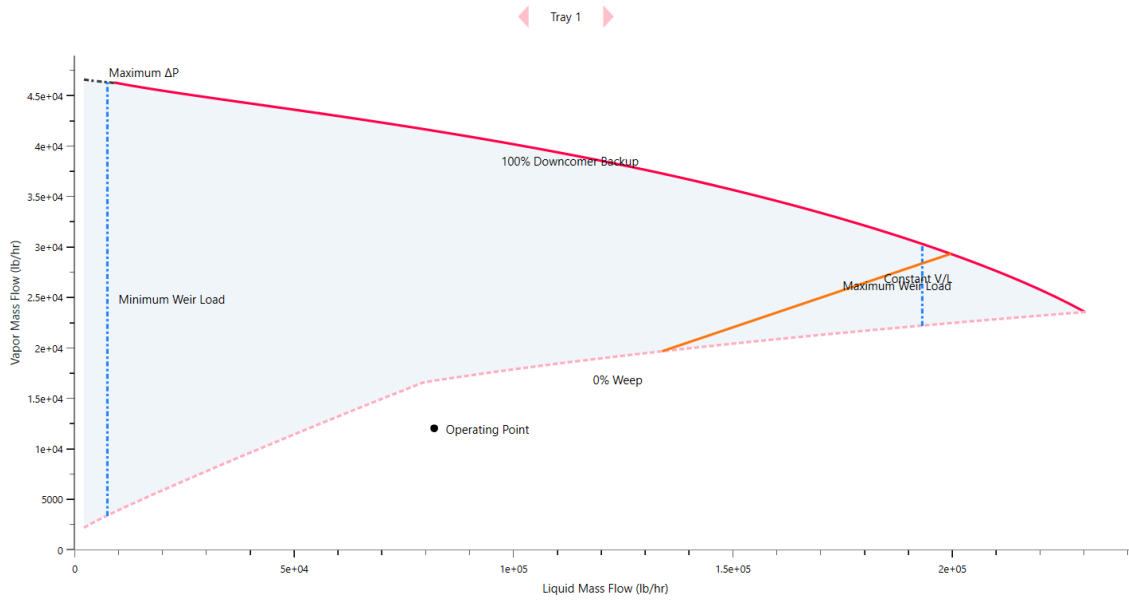


Figura A3.23a. Plato 1 del Agotador de Kerosina DA-103B caso base.

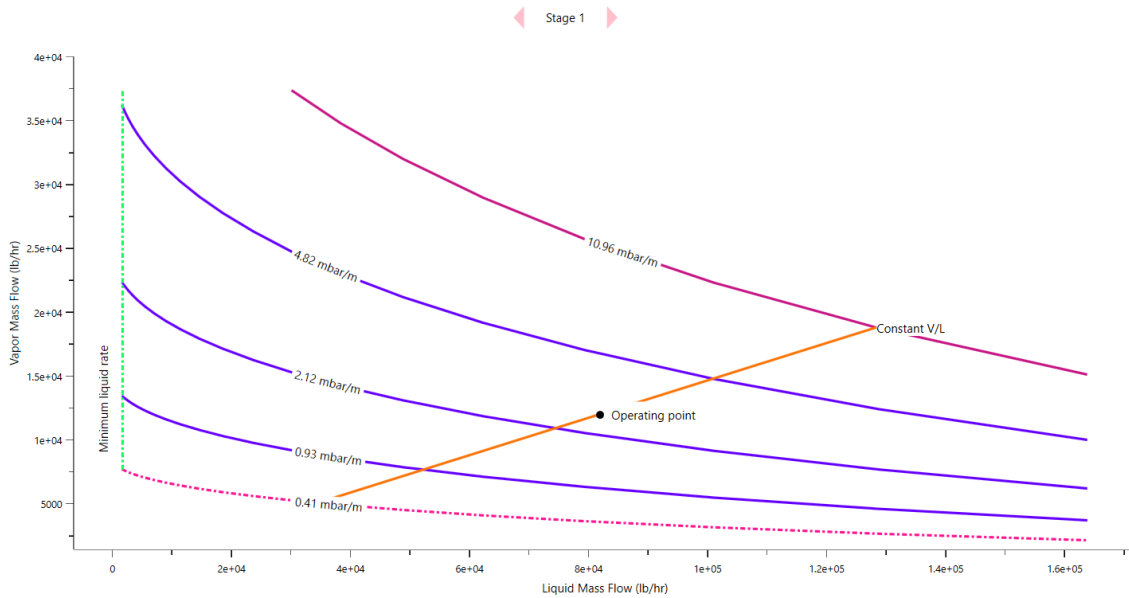


Figura A3.23b. Plato 1 del Agotador de Kerosina DA-103B caso revamp.

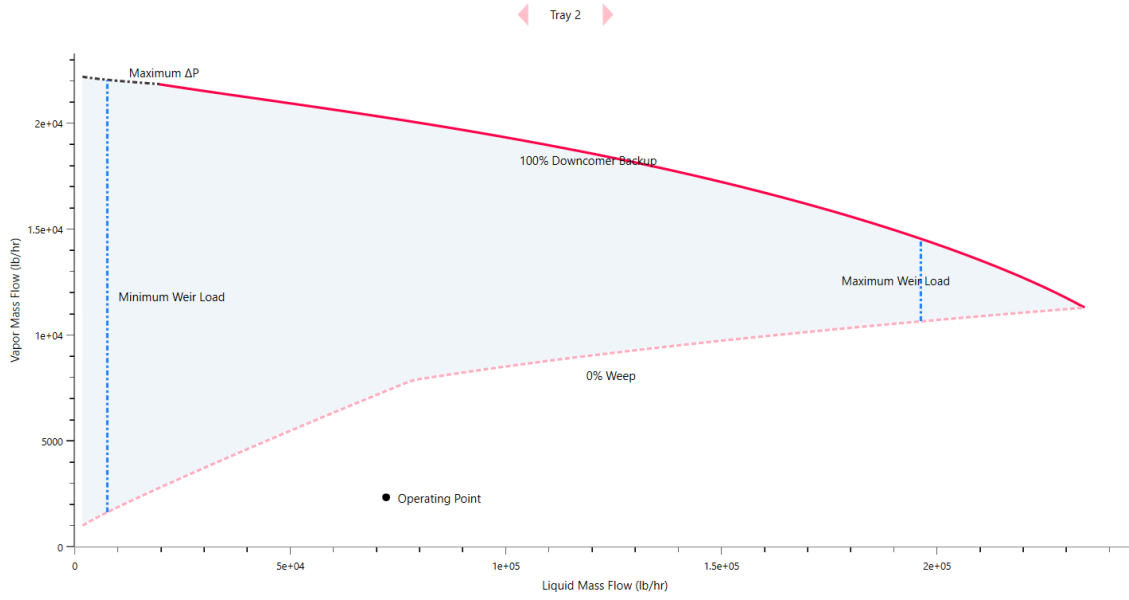


Figura A3.24a. Plato 2 del Agotador de Kerosina DA-103B caso base.

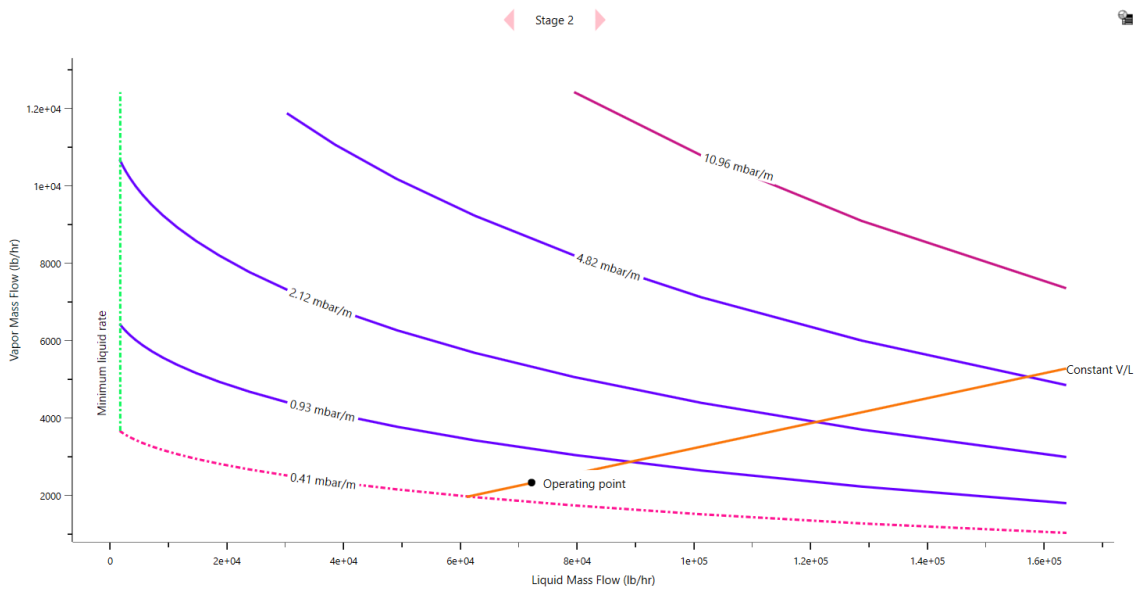


Figura A3.24b. Plato 2 del Agotador de Kerosina DA-103B caso revamp.

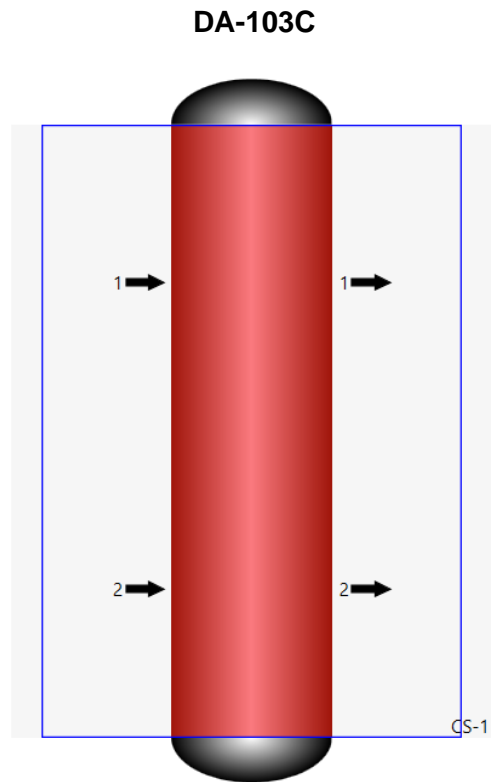


Figura A3.25a. Evaluación hidráulica del Agotador de GOLA DA-103C caso base.

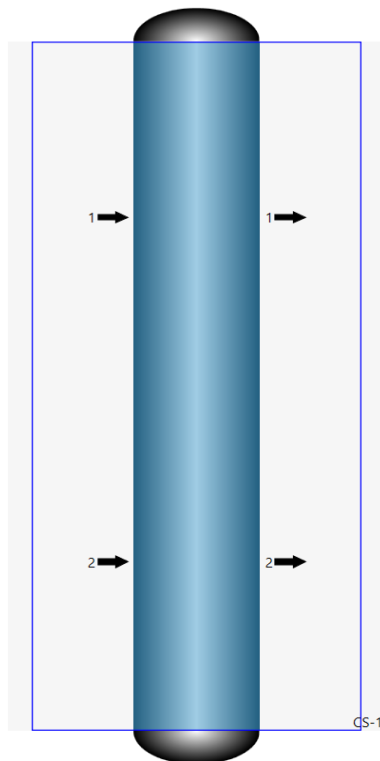


Figura A3.25b. Evaluación hidráulica del Agotador de GOLA DA-103C caso revamp.

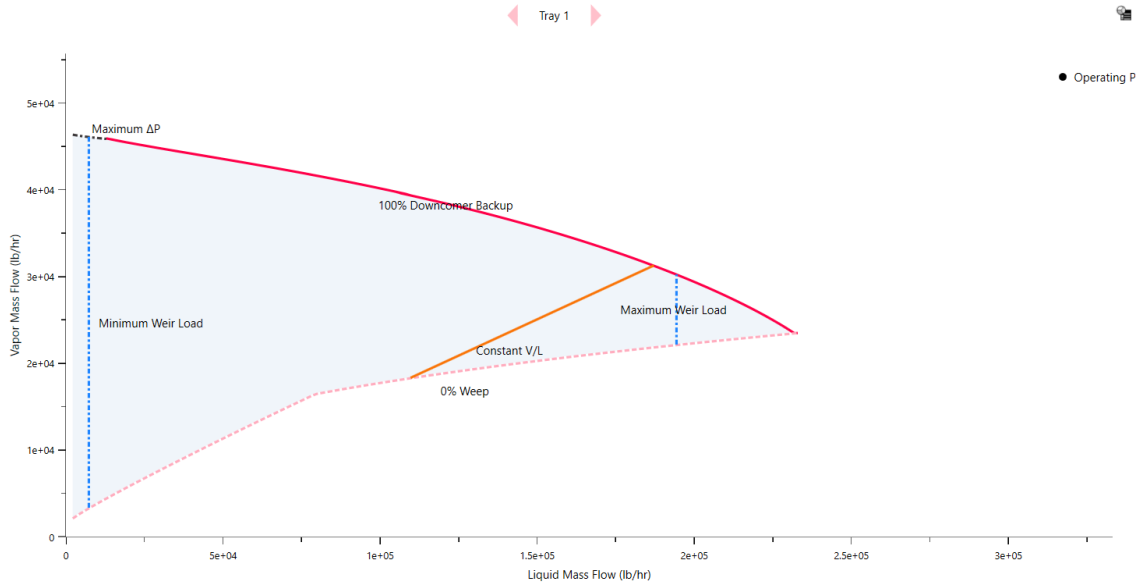


Figura A3.26a. Plato 1 del Agotador de GOLDA DA-103C caso base.

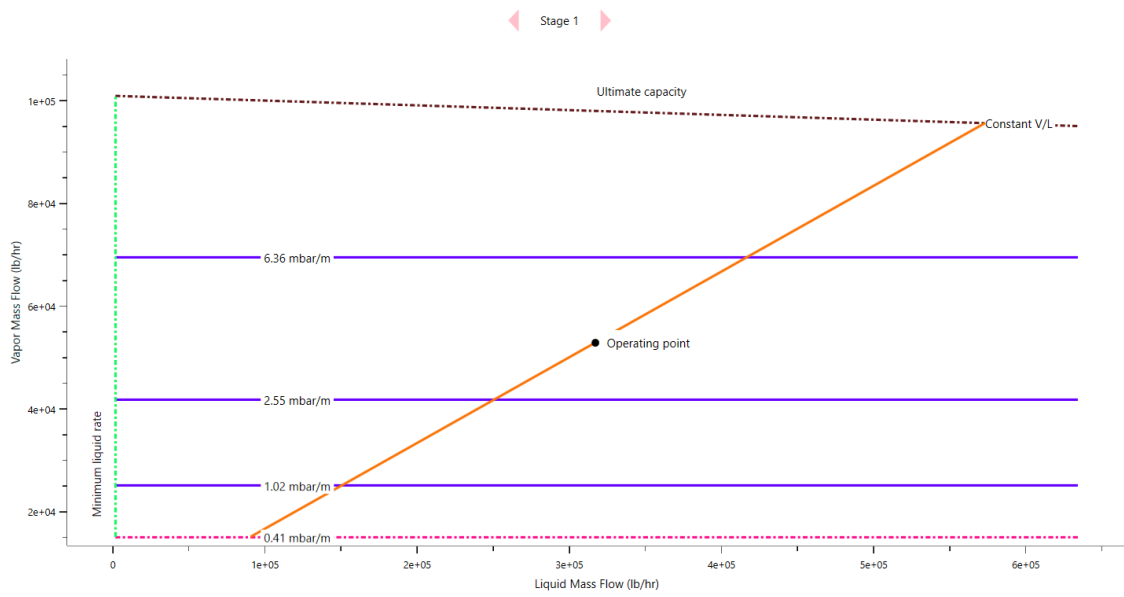


Figura A3.26b. Plato 1 del Agotador de GOLDA DA-103C caso revamp.

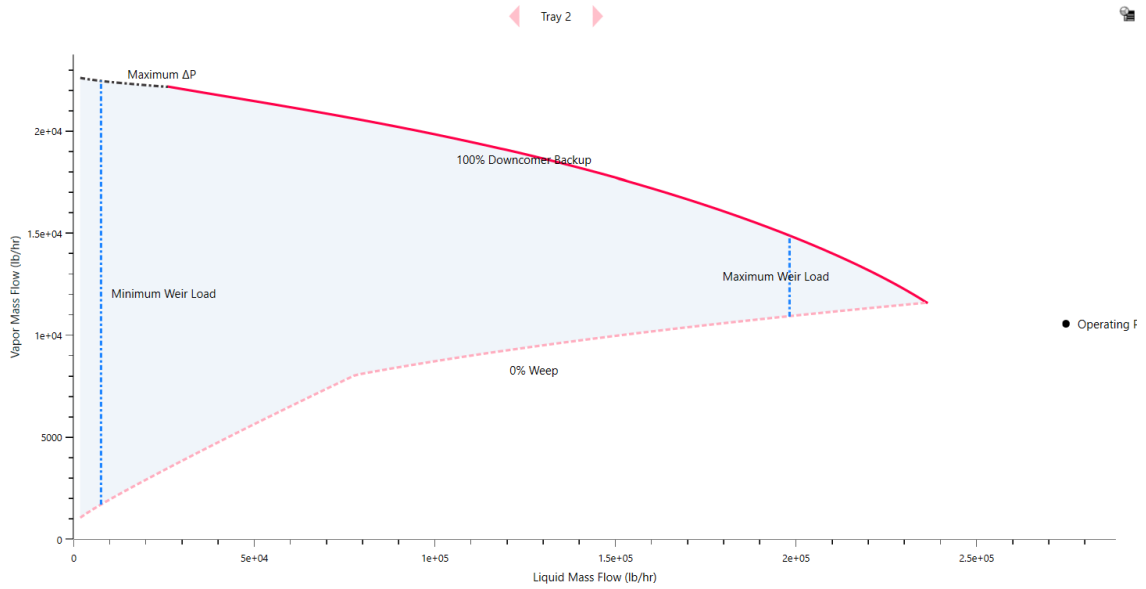


Figura A3.27a. Plato 2 del Agotador de GOLA DA-103C caso base.

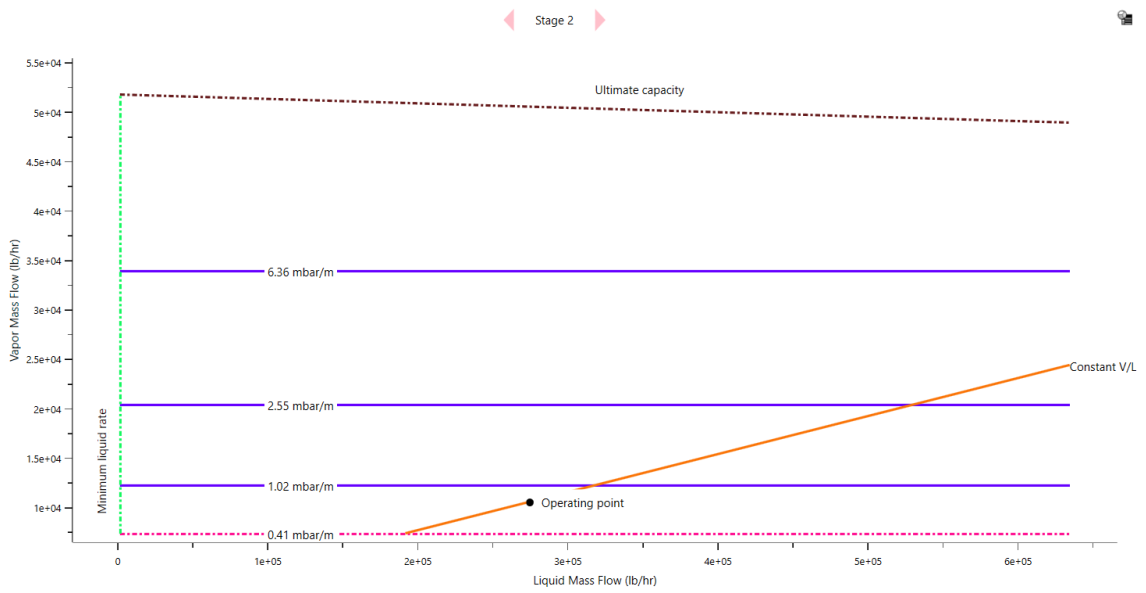


Figura A3.27b. Plato 2 del Agotador de GOLA DA-103C caso revamp.

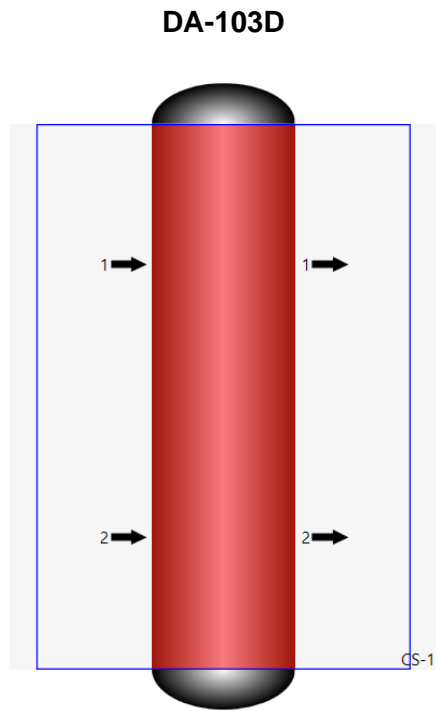


Figura A3.28a. Evaluación hidráulica del Agotador de GOPA DA-103D caso base.

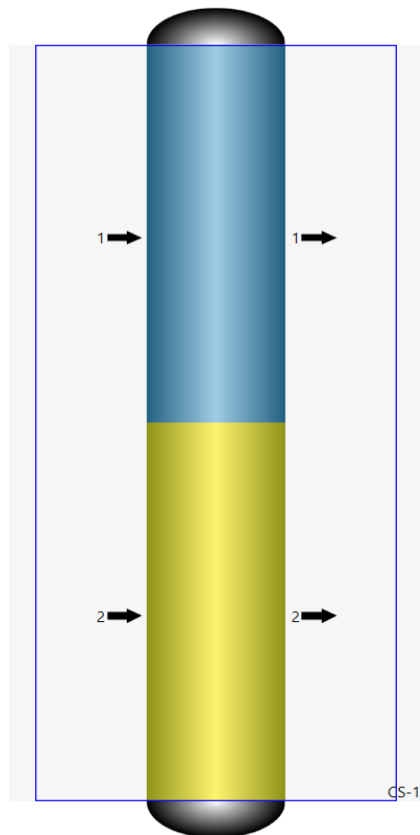


Figura A3.28b. Evaluación hidráulica del Agotador de GOPA DA-103D caso revamp.

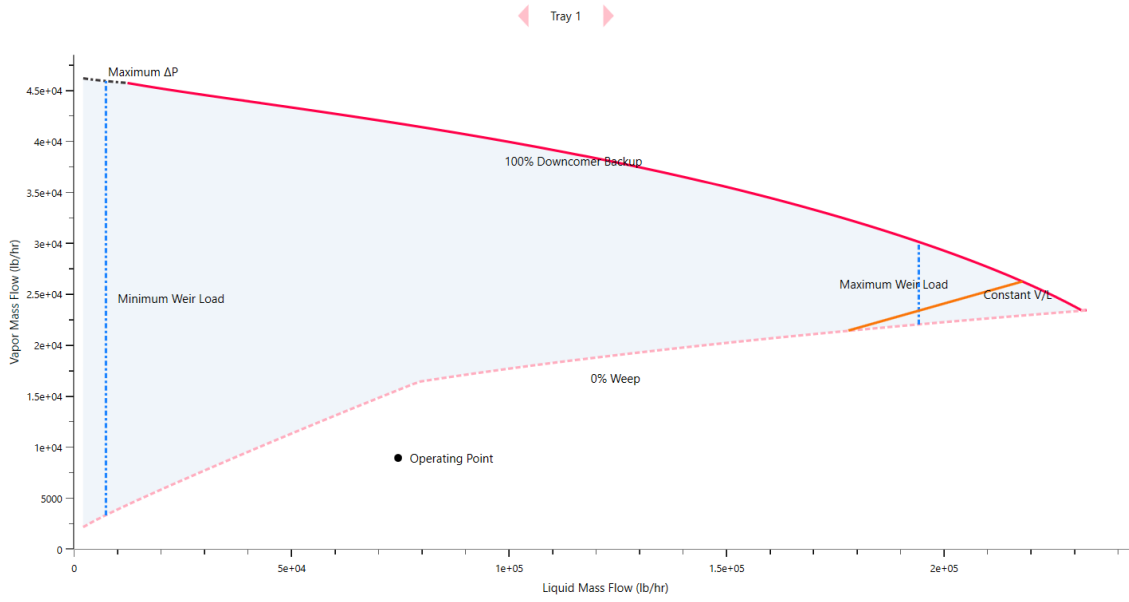


Figura A3.29a. Plato 1 del Agotador de GOPA DA-103D caso base.

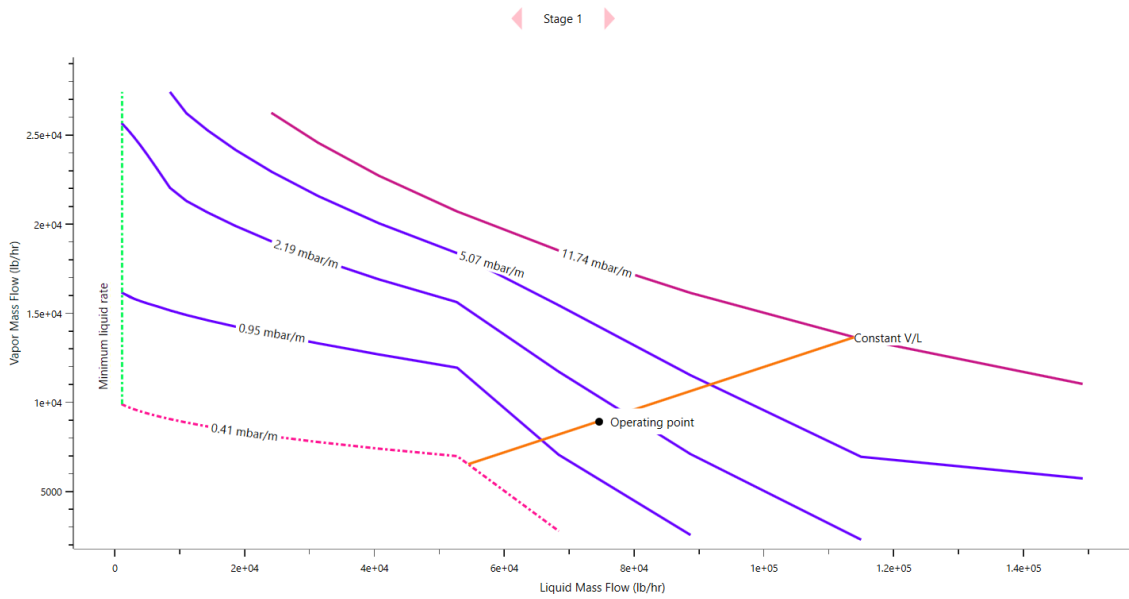


Figura A3.29b. Plato 1 del Agotador de GOPA DA-103D caso revamp.

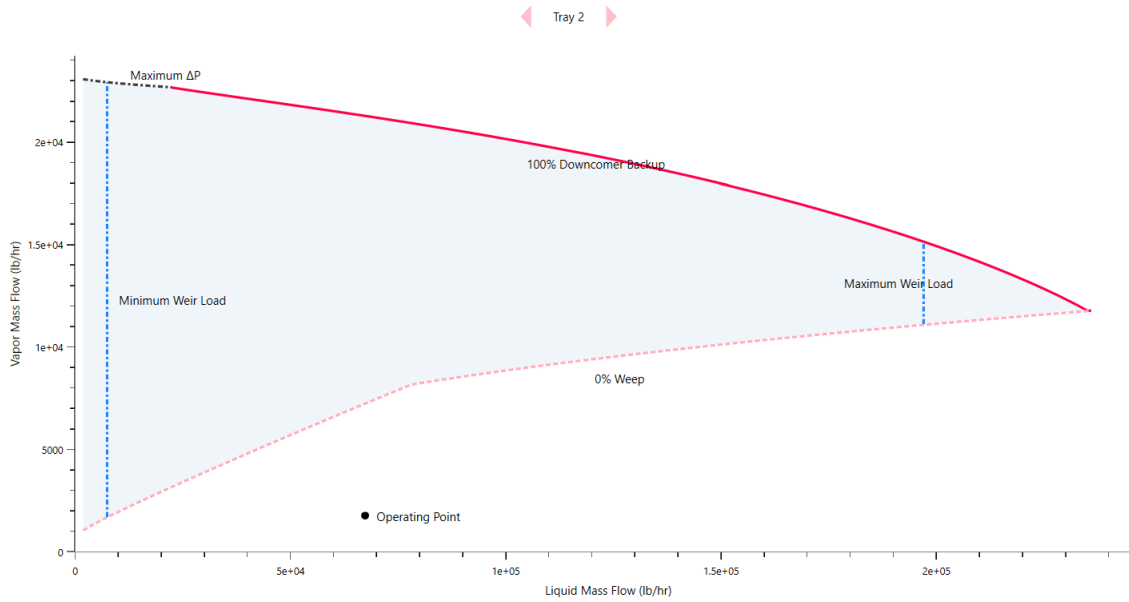


Figura A3.30a. Plato 2 del Agotador de GOPA DA-103D caso base.

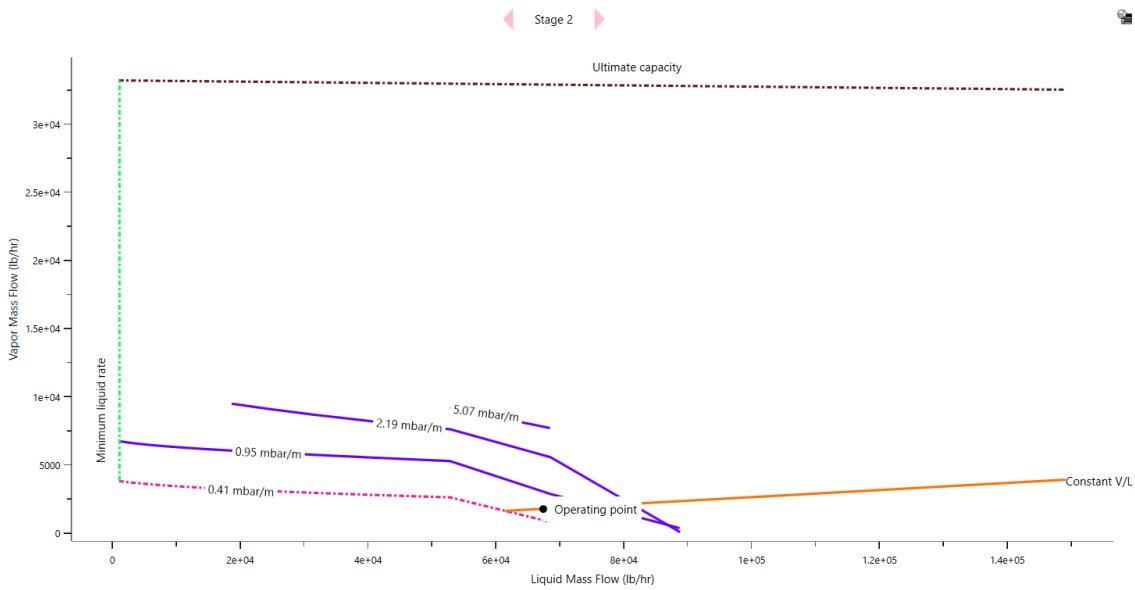


Figura A3.30b. Plato 2 del Agotador de GOPA DA-103D caso revamp.