



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA 1 DE LA REFINERÍA
ING. M. ANTONIO AMOR DE SALAMANCA GUANAJUATO

TESIS
QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA
JUAN CARLOS RAMÍREZ MARTÍNEZ



CIUDAD UNIVERSITARIA, CDMX

AÑO 2017



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: **Profesor: Celestino Montiel Maldonado**
VOCAL: **Profesor: Martín Rivera Toledo**
SECRETARIO: **Profesor: Federico Carlos Hernández Chavarría**
1er. SUPLENTE: **Profesor: Carlos Álvarez Maciel**
2° SUPLENTE: **Profesor: Ileana Rodríguez Castañeda**

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA: LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS. EDIFICIO E. FACULTAD DE QUÍMICA UNAM

ASESOR DEL TEMA:

Ing. Celestino Montiel Maldonado

SUPERVISOR TÉCNICO:

Ing. Ileana Rodríguez Castañeda

SUSTENTANTE:

Juan Carlos Ramírez Martínez

INDICE

1. Introducción	4
2. Objetivos	6
3. Marco teórico	7
3.1 Petróleo	7
3.1.1 Tipos de crudo en México	8
3.1.2 Caracterización del petróleo	9
3.1.3 Métodos de análisis del petróleo	10
3.1.4 Densidad del Petróleo	12
3.1.5 Viscosidad	13
3.1.6 Factor de caracterización o factor de Watson	13
3.1.7 Compuestos ligeros	14
3.1.8 Pseudocomponentes	14
3.2 Ecuaciones de estado	15
3.3 Refinación del Petróleo	18
3.4 Proceso general de refinación del petróleo	20
3.4.1 Productos de la refinación de petróleo	22
3.5 Análisis “Pinch”	23
3.6 Simulación de procesos	26
3.6.1 Simulador Aspen Plus	27
3.6.2 Análisis de sensibilidad	28
4. Descripción del proceso	29
5. Simulación del proceso	32
5.1 Simulación sin considerar los trenes de calentamiento	37
5.1.1 Efecto del volumen en función del Modelo Termodinámico	42
5.1.2 Análisis de sensibilidad	44
5.2 Simulación completa e Integración Térmica	53
6. Análisis de resultados	62
7. Conclusiones	67
8. Bibliografía	69

1. INTRODUCCIÓN

En el año de 1943 comenzó a escribirse en la población de Salamanca, en el estado de Guanajuato, una historia de esfuerzo y realizaciones que ha sido excepcional: la historia de la Refinería Ing. Antonio M. Amor, de Pemex Refinación.

Hasta antes de la expropiación petrolera, la función principal de las compañías petroleras en nuestro país consistía en exportar el mayor volumen de petróleo crudo y sus derivados al extranjero, por lo que el mercado nacional estaba desatendido a tal grado que todavía en 1938 las industrias establecidas en los estados de Jalisco y Michoacán usaban leña como fuente de energía, debido al poco interés que las tres refinerías existentes tenían en surtir tales mercados.

La ciudad de Salamanca era por el año de 1948 una ciudad eminentemente agrícola, con una población de 20 mil habitantes, con un ambiente provinciano completamente ajeno a la vorágine del desarrollo industrial que estaba a punto de iniciar.

Es así como en 1950, cuando en forma simultánea a la terminación del tendido del oleoducto con una longitud de 450 kilómetros desde la ciudad de Poza Rica, Ver., a Salamanca, Gto., se pusieron en operación las primeras unidades de producción, integradas por una planta de Destilación Primaria, con capacidad para procesar 25,000 barriles por día, e íntimamente ligadas a ésta, una Planta Desulfuradora de Gasolina, una Planta de Desintegración Térmica, Tanques de Almacenamiento y Servicios Auxiliares. En esta primera fase el personal estaba constituido en su gran mayoría por trabajadores transferidos de las desaparecidas refinerías de Bellavista y Mata Redonda, y Árbol Grande, Tamps¹¹.

Los indicadores anteriores han permitido que tanto el Gobierno Federal como Pemex Refinación hayan tenido la confianza para aprobar la publicación de las convocatorias para la reconfiguración ampliación y modernización de la Refinería

Ing. Antonio M. Amor, cuyo proyecto está orientado a aumentar la producción de gasolinas ecológicas de alto octano y calidad superior, a través de la construcción de seis nuevas plantas de proceso (una Reformadora de Naftas con una capacidad de 22,400 barriles, una Hidrodesulfuradora de Naftas con capacidad de 25,000 barriles por día (BPD), una de Isomerización de Butanos con capacidad de 3,100 BPD, una Planta de Alquilación con capacidad de 5,000 BPD, una planta de Metil terbutil éter (MTBE) con capacidad de 30,000 toneladas al año, y una planta de Ter Anil Metil Éter (TAME) de 80,000 toneladas al año).

De la misma manera, se tiene prevista la modernización de la Planta de Desintegración Catalítica, la modernización de las Plantas Combinadas AS y AA, así como la ampliación del sistema de fuerza del centro de trabajo.

Como se puede apreciar, la tendencia al crecimiento y modernización del centro de trabajo se continua impulsando de manera sostenida, para responder de manera suficiente y oportuna a los requerimientos que la nación ha fijado a la empresa; pero especialmente significa un aliciente para todos los que trabajan en la refinería, ya que de esa manera pueden percatarse de que sus esfuerzos por hacer de la Refinería Ing. Antonio M. Amor (RIAMA) un modelo de eficiencia y seguridad, no han sido en vano. Es por lo anterior que se puede decir que: Hemos recibido una herencia magnífica, la hemos acrecentado y la entregaremos aún mejor a las generaciones que vienen.

2. OBJETIVOS

Realizar la simulación de las Plantas AA y AI de la Refinería “Ing. Antonio M. Amor” de Salamanca Guanajuato, para comprobar si existe la posibilidad de aumentar la calidad y la producción de los derivados del petróleo principales, como lo son gas natural, metano, etano, propano, naftas, gasóleo ligero y pesado, para generar beneficios económicos a la planta y al país, al igual que realizar un análisis energético de esta, para minimizar la cantidad de servicios requerido, condiciones de operación factibles para que el proceso se desempeñe de manera eficiente energéticamente, obteniendo una mayor pureza de los productos ya mencionados, con la finalidad de que solamente se utilicen herramientas computacionales para predecir estos comportamientos, es decir, el uso adecuado de simuladores de proceso.

3. MARCO TEÓRICO

3.1 Petróleo

Líquido viscoso, de color pardo oscuro, de olor desagradable, tóxico, irritante e inflamable. Se encuentra en yacimientos a diferentes profundidades en el interior de la tierra. Su origen es la descomposición de animales de origen marino principalmente, pero también de plantas que habitaron en los periodos Triásico, Jurásico y Cretácico de la era Mesozoica, hace 225 o 136 millones de años. Está formado, esencialmente, por una mezcla de hidrocarburos, pero también contiene pequeñas cantidades de otros elementos que se combinan con ellos, tales como azufre, oxígeno, nitrógeno, níquel, vanadio, arsénico y cromo.

De acuerdo con la estructura predominante en la mezcla de hidrocarburos, el petróleo se puede clasificar en base parafínica, nafténica o aromática. En los hidrocarburos de tipo parafínicos las moléculas de carbono forman cadenas rectas, que pueden tener o no ramificaciones, y tienen poca afinidad química; los nafténicos o cicloparafínicos forman una molécula circular en la cual todos los enlaces de carbono están saturados con hidrógeno, mientras que en los aromáticos las moléculas contienen, básicamente, un anillo con seis átomos de carbono en el cual cada átomo intercambia dos enlaces químicos con otro carbono (anillos bencénicos); su forma más simple recibe el nombre de benceno, el que a su vez puede formar ramificaciones con hidrocarburos parafínicos o uniones de dos a más anillos que pueden también tener radicales insertados.

Según sea el origen del petróleo crudo, es diferente su composición y sus propiedades; algunas de sus propiedades más importantes son su densidad, que generalmente se expresa en gravedad específica a grados API, y su contenido de azufre. Al crudo de mayor densidad se le denomina crudo pesado, que contiene moléculas de alto peso molecular como naftenos y compuestos aromáticos. Al crudo con alto contenido relativo de azufre se le

conoce como crudo amargo y al de menor contenido, crudo dulce⁹. Ahora bien, si es cierto que se trata de una mezcla demasiado compleja, es necesario abordar el proceso por el cual se lleva a cabo la separación de los componentes más importantes para el manejo de la vida cotidiana.

3.1.1 Tipos de crudo en México

Los tipos de crudo que se pueden encontrar en México son:

–**Petróleo superligero (Olmeca)**. El 90% de sus componentes principales están constituidos por hidrocarburos ligeros y gasolinas y un contenido de azufre máximo del 0.8% en peso. Su producción proviene principalmente de los yacimientos localizados en la región sur del país, principalmente, en los estados de Chiapas y Tabasco, representa el 19% del total en el país.

–**Petróleo ligero**. El 70% de sus componentes principales están constituidos por gasolinas y destilados, y un contenido de azufre máximo del 1.3%. La producción se obtiene de los yacimientos localizados en la región del Golfo de Campeche y representa el 26% del total producido del país.

–**Petróleo pesado**. El 50% de sus componentes principales están constituidos por fracciones pesadas que eventualmente formaran parte del combustóleo, y el resto está integrado por fracciones ligeras de las que se producirán las gasolinas y destilados, el contenido de azufre es de 3.3% este crudo se extrae de los yacimientos que se encuentran en la región marina noreste del Golfo de Campeche y representa el 55% de la producción del país.

El petróleo crudo prácticamente no se utiliza nunca como se extrae, debe ser procesado en una refinería para transformarlo, el proceso que se le aplica es la destilación tanto atmosférica como de vacío para obtener una serie de fracciones o

cortes los cuales se caracterizan dependiendo su punto de ebullición. El punto inicial y final de ebullición se va incrementando de acuerdo al peso molecular de la fracción. A los cortes que tienen un punto de ebullición por debajo de 175°C se consideran fracciones de bajo punto de ebullición dentro de estas se encuentran la gasolina y C1-C4, las fracciones que se encuentran dentro del intervalo de punto de ebullición de 175°C a 370°C se les considera destilados medios y a los cortes que se encuentran con un punto de ebullición mayores a 370°C son llamados residuos atmosféricos y es la materia prima para la obtención de los aceites lubricantes.

3.1.2 Caracterización del petróleo

Para poder establecer cuál será el proceso que se ocupará para tratar al petróleo es necesario primeramente conocer las propiedades del mismo, pero debido a que cuenta con una gran cantidad de componentes, es imposible determinar exactamente su composición, por lo que se recurre a una caracterización del petróleo, la cual típicamente se basa en una curva de destilación, en la que está representada la temperatura frente al porcentaje acumulado de líquido destilado, esta curva se realiza mediante procedimientos estandarizados.

Para poder estimar las propiedades físicas del petróleo se emplean correlaciones a partir de las temperaturas que conforman la curva de destilación, por lo que el crudo puede ser moldeado como un grupo de componentes hipotéticos cuyas propiedades dan forma a la curva de destilación. Para tener una idea global de las características del crudo es necesario información adicional de la que la curva TBP puede ofrecer, es por eso que para un análisis más completo se debe tener alguna o toda la información siguiente:

- Densidad, viscosidad, contenido de azufre, factor de caracterización
- Curva de densidad, curva de azufre, etc.
- Análisis de compuestos ligeros

– Propiedades de las fracciones de petróleo producidas como %volumen, densidad, azufre, viscosidad, punto flash, punto de congelación, etc.

3.1.3 Métodos de análisis del petróleo

La mayoría de las veces se ocupan mezclas de crudo en la industria petrolera, por lo tanto la temperatura de vaporización es diferente a la de los compuestos puros, esta varía entre el punto de ebullición del compuesto más volátil y del menos volátil. El punto de ebullición de la mezcla puede representarse por un número de puntos de ebullición para los componentes de la mezcla, con respecto a su composición, esto se representa en una curva de temperatura contra porcentaje, en volumen de mezcla vaporizada.

Dado que se puede tener una gran variedad de mezclas de crudo para su caracterización, es necesario una metodología lo suficientemente capaz para conocer su calidad y características. Para eso se llevan a cabo pruebas que son publicadas por la ASTM (American Society for Testing and Materials), algunos de los métodos de análisis utilizados son:

-Método TBP (True Boiling Point)

Debido a los diferentes puntos de ebullición con los que cuenta una mezcla de petróleo, la forma más fácil de procesarlo es la separación por cortes o fracciones de diferente intervalo de ebullición. Para poder conocer este intervalo es necesario determinar una curva TBP (True Boiling Point), para poder llevar a cabo esta curva se lleva a cabo una técnica de laboratorio, la cual involucra una columna de 15 a 18 platos teóricos, con una relación de reflujo 5:1, este método se aplica al crudo estabilizado (desbutanizado), la carga puede variar de 0.5 a 30 L., con lo cual se puede:

- Recoger los gases licuados, los cortes de destilación y un residuo
- La determinación de los rendimientos de los cortes de destilación y un residuo
- La determinación de los rendimientos de los cortes a la vez en peso y volumen

El equipo permite la destilación a presión atmosférica y a una presión reducida (0.266 kPa).

Esta curva representa los puntos reales de ebullición y el trazado se lleva a cabo al graficar la temperatura en función del % peso o % volumen, la información que aporta esta gráfica es de suma importancia para tener una buena caracterización del crudo para la simulación, este método permite dar una idea general de la composición de un crudo por la temperatura de ebullición de los compuestos que se encuentran en éste.

-Método ASTM 1160

Este método se considera un procedimiento extendido de la destilación TBP, ya que en dicho método no se puede calentar a los productos petrolíferos a más de 340 °C ya que se provoca un craqueo térmico de sus moléculas, por esta razón el método ASTM 1160 es aplicable a las fracciones que pueden ser parcial o totalmente vaporizados a una temperatura máxima de 400 °C en un intervalo de 50 a 1 mmHg, es posible llegar a temperaturas que a presión atmosférica equivaldrían a un intervalo de 560 y 580 °C, el residuo que queda después de aplicar el vacío es llamado residuo de vacío. Los resultados se reportan en una curva de destilación en la cual aparece el volumen destilado, el punto de ebullición a presión reducida y el punto de ebullición corregido a presión atmosférica.

-Método ASTM D86

Este método es muy simple, se aplica por lo general a la destilación de gasolinas, querosenos y productos petrolíferos similares, el método consiste en poner una muestra del destilado en un matraz Engler, para posteriormente calentarlo, el tiempo de calentamiento dependerá de la naturaleza de la muestra, la cantidad de muestra

generalmente es de 100 ml, solo es posible trabajar en condiciones atmosféricas, el límite de temperatura no va más allá de los 360/370 °C, una vez obtenidos los resultados se realiza una gráfica de temperatura de ebullición en función del volumen destilado.

3.1.4 Densidad del Petróleo

La densidad se puede definir como la cantidad de masa por unidad de volumen de algún fluido, es una función de estado, dado que depende de la temperatura y la presión. En los hidrocarburos es más frecuente encontrar la densidad referida al peso específico (SG) o densidad relativa el cual se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$SG = \frac{\text{densidad del líquido a una temperatura } T}{\text{densidad del agua a una temperatura } T}$$

Ecuación 1: Cálculo del peso específico

Para homogeneizar la forma de medir la densidad en los crudos, el Instituto Americano del Petróleo (API) generó una escala, la cual se llama grados API, esta escala se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$^{\circ}API = \frac{141.5}{SG (a 60^{\circ}F)} - 131.5$$

Ecuación 2: Cálculo de los grados API

Cabe resaltar que tanto el peso específico como la densidad API están referidos al peso por unidad de volumen a 60°F. Físicamente los grados API dan una idea más general de la composición del crudo esto se ve en cuanto más ligero sea el valor de los °API más ligero será el crudo, otra observación que se puede hacer es que la densidad relativa es inversamente proporcional a los °API, de esta forma cuanto mayor sea el °API la densidad específica será menor.

3.1.5 Viscosidad

La viscosidad se puede definir como la resistencia de un fluido a fluir, esta resistencia es causada por la fricción interna generada cuando las moléculas del fluido tratan de desplazarse unas sobre otras, usualmente se mide en centipoises. En el crudo esta propiedad se ve afectada por varios factores como pueden ser: la composición del petróleo, la temperatura, el gas disuelto y la presión, también ayuda en la predicción de qué tipo de petróleo crudo se tiene, ya que para un crudo parafínico aumenta la viscosidad si se disminuye la temperatura, mientras que para los crudos nafténicos el aumento de la viscosidad es más progresivo.

3.1.6 Factor de caracterización o factor de Watson (K_w)

Este factor fue ideado para mostrar las características de aceites pesados, tiene como base que el punto de ebullición está relacionado con el número de átomos de carbono, solo dependerá del punto de ebullición y de su densidad relativa estándar, se suele calcular:

$$K_w = \frac{\left(\frac{T}{1/8}\right)^{1/3}}{S}$$

Ecuación 3: Cálculo del factor de Watson

A donde T es la temperatura de ebullición en Kelvin y S es la densidad relativa estándar. Permite identificar o caracterizar el tipo de crudo de acuerdo a su composición química, (base parafínica, mixta, nafténica, aromática).

Los valores típicos para este factor son:

Factor de Watson (K_w)	Compuesto
13	Parafinas
12	Hidrocarburos
11	Naftenos puros
10	Aromáticos puros

Tabla 1: Valores típicos del factor de Caracterización de Watson

3.1.7 Compuestos ligeros

Estos compuestos orgánicos se pueden encontrar en el crudo, tienen un bajo peso molecular, y pueden dividirse en propano, butano e isobutano y en gases incondensables (en su mayoría hidrogeno, metano y etano), y pueden ser estimados a partir de la curva de destilación.

La cantidad que se tenga de estos compuestos representa la cantidad de crudo que tiene un punto de ebullición promedio igual al punto especificado para dichos componentes, esto quiere decir que la base elegida para los componentes ligeros será la misma que la tomada para la muestra de crudo total. Estos compuestos típicamente son utilizados como combustible en la misma refinería.

3.1.8 Pseudocomponentes

Los pseudocomponentes pueden describirse como los componentes hipotéticos que buscan representar de una forma aproximada a los compuestos puros de una mezcla de crudo, basándose en secciones más pequeñas de puntos de ebullición,

estos son definidos generalmente por su temperatura de ebullición, densidad o peso o peso molecular.

Estos compuestos hipotéticos son de gran utilidad ya que ayudan a predecir las propiedades de las fracciones de crudo tales como la presión crítica, temperatura crítica y así tener una aproximación del comportamiento del crudo durante su procesamiento, para poder predecir estos compuestos son de gran utilidad tanto la curva TBP como la curva ASTM D86

3.2 Ecuaciones de estado

Dado que el petróleo no es una mezcla ideal, y que no existen ecuaciones de fácil manipulación para el cálculo de las propiedades tales como, densidad, entalpía, entropía, fugacidades y coeficientes de actividad como función de la temperatura, presión y composición es por esto que se requiere de relaciones que sean lo suficientemente capaz de resolver este problema.

Las ecuaciones de estado son modelos que relacionan matemáticamente la masa, temperatura, volumen y presión, un gran número de ecuaciones se han propuesto, especialmente para la fase vapor. Estas relaciones son importantes en el objetivo de medir fluidos, dimensiones de equipos y tuberías.

Para poder calcular alguna de las propiedades que se relacionan, solo se necesitan tres de estas propiedades para poder describir un estado. Para que una ecuación de estado represente de una forma adecuada al sistema presión/volumen/temperatura, es necesario que cuente con un amplio intervalo de presiones y temperaturas, esta relación no debe de ser tan compleja de manera que se pueda resolver más fácilmente, sin necesidad de involucrar demasiados métodos de resolución, las relaciones que más se acercan a estos puntos son las polinomiales cubicas ya que son las más sencillas capaces de representar el comportamiento de líquido y de vapor.

El modelo más simple de estas relaciones es el modelo del gas ideal, la cual aplica únicamente a bajas presiones o altas temperaturas, porque deprecia el volumen ocupado por las moléculas y las fuerzas intermoleculares entre las moléculas. Sin embargo existen relaciones que tratan de solventar estas dos deficiencias además de proporcionar el fundamento para la descripción cuantitativa de los fluidos reales. Algunas de estas relaciones son:

Nombre	Ecuación
Ecuación Peng-Robinson	$p = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + 2bv - b^2}$
Ecuación Soave-Redlich-Kwong	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a}{v^2 + bv}$
Ecuación Redlich-Kwong	$P = \frac{RT}{v-b} - \frac{a/\sqrt{T}}{v(v+b)}$

Tabla 2: Modelos termodinámicos para fluidos reales

Donde P es la presión, R es la constante universal de los gases, T es la temperatura, v es el volumen del fluido, a y b son constantes experimentales de cada fluido.

La forma de calcular estas ecuaciones a veces resulta complicada, para lo cual es de gran utilidad el uso de programas computacionales, que hacen cálculos de manera rápida y precisa, que además están incorporados en varios paquetes de simulación y diseño asistido por computadora. Ahora bien, es muy importante establecer criterios para seleccionar el modelo termodinámico adecuado, esto criterios se basan principalmente en el tipo de compuesto que interviene en el proceso, así como también en las condiciones de operación del sistema. Es por ello que se tomó en cuenta el siguiente diagrama para la toma de decisiones:

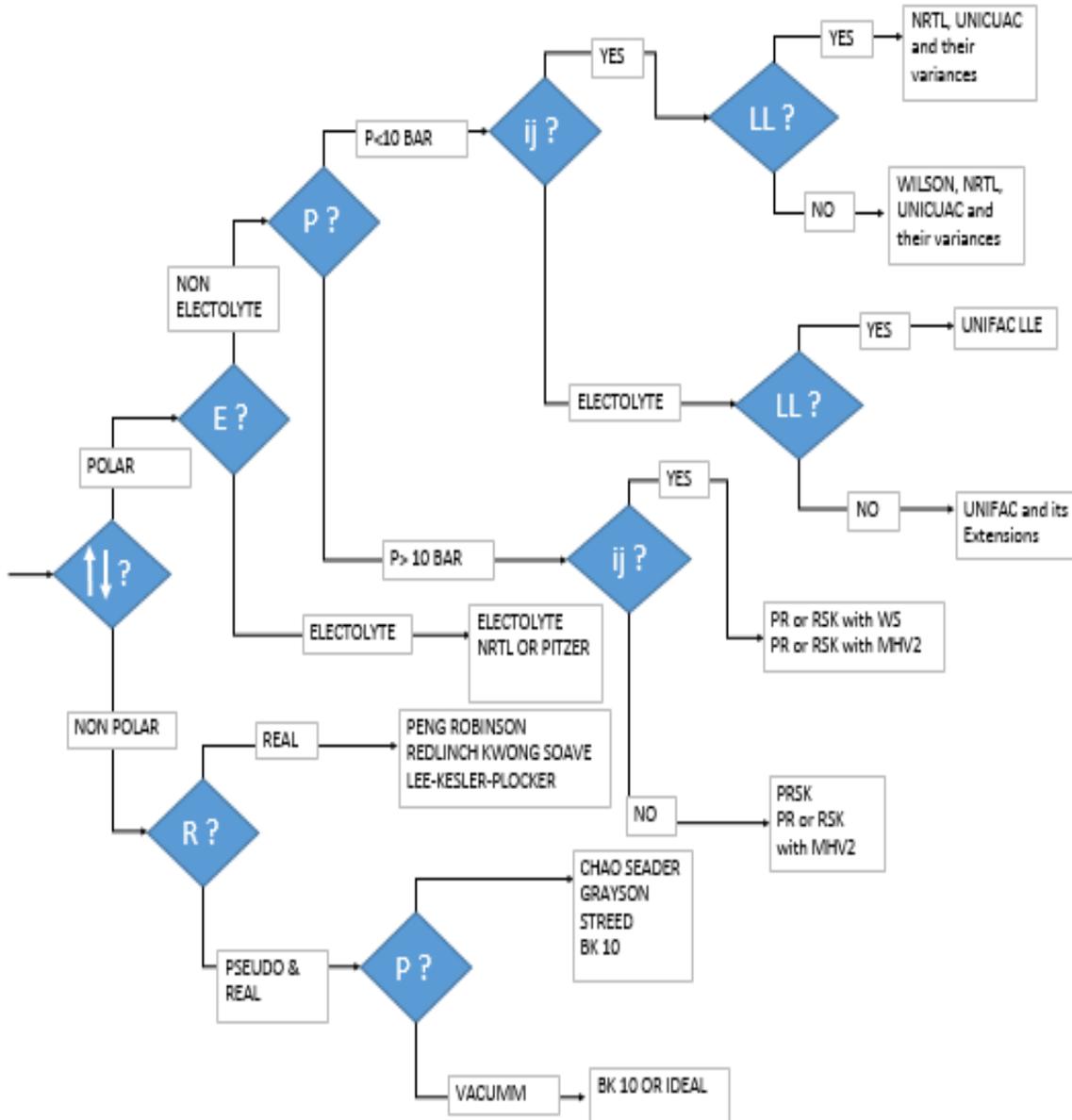


Fig. 1: Diagrama de flujo para la selección de un modelo termodinámico⁷

La ecuación que se ocupara en este trabajo como modelo base es la ecuación BK 10, ya que es utilizada para estimar las fracciones pesadas del líquido, esta ecuación toma en consideración la interacción entre hidrocarburo, entre hidrocarburos y agua, lo que permite que la ecuación se ajuste a los datos experimentales de la curva TBP, también es ideal para trabajar con componentes no-polares, para cálculos de equilibrio liquido-vapor además de que ayuda con el cálculo de densidades del líquido en sistemas de hidrocarburos. Con esta ecuación

y con algunos datos de la curva TBP se puede obtener los pseudocomponentes ya que interpola la curva de destilación, estos componentes hipotéticos se distribuyen a lo largo de la curva de la misma forma que los componentes ligeros. Posteriormente se realizará un análisis con las ecuaciones Grayson-Streed y un modelo real llamado PR-UNIQUAC, en el cual se considerarán las interacciones entre el agua con los hidrocarburos ligeros, al igual que interacciones complejas entre cada pseudocomponente, a presiones altas.

3.3 Refinación del Petróleo

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

Una Refinería es un centro de trabajo donde el petróleo crudo se transforma en sus derivados. Esta transformación se logra mediante el acoplamiento de las siguientes operaciones unitarias: destilación atmosférica, destilación al vacío, hidrodesulfuración, desintegración térmica, desintegración catalítica, alquilación y reformación catalítica. Todas las refinerías cuentan con instalaciones adicionales, cuya función es proporcionar a la planta el suministro de los servicios básicos como Plantas de tratamiento de agua, de electricidad y generadoras de vapor, Talleres de mantenimiento, Laboratorios, Protección ambiental, Servicio médico, Almacenamiento de hidrocarburos y de materias primas y Oficinas técnico-administrativas.

Las refinerías se encargan principalmente de aprovechar de la mejor manera posible todo el potencial energético que se puede obtener del crudo, ya que por sí mismo no puede ser utilizado, debido a que es una mezcla compleja de hidrocarburos que es difícil de quemar, contiene muchas impurezas entre las cuales destacan los metales y el azufre, al igual de que tiene muy poca energía útil. Se han realizado estudios acerca del comportamiento de esta mezcla y se han encontrado los siguientes productos representativos:

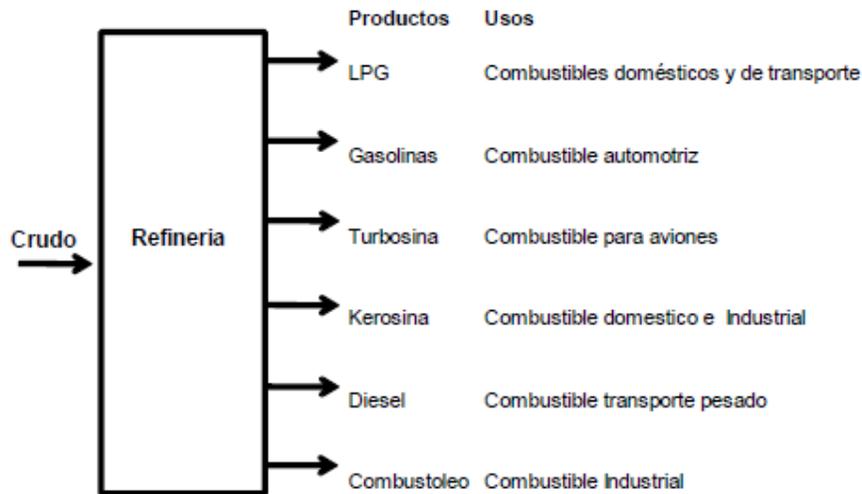


Fig. 2: Productos principales generados en una refinería

Los procesos principales dentro de una Refinería son:

-Destilación atmosférica: Consiste en la separación de la mezcla de hidrocarburos líquidos en componentes más específicos, mediante la aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente, aprovechando que cada uno de ellos posee diferente punto de ebullición.

-Destilación al vacío: Proceso intermedio para extraer, del residuo atmosférico, el gasóleo usado como carga a las plantas de desintegración catalítica, así como las fracciones para elaboración de aceites lubricantes.

-Desintegración catalítica: Proceso que consiste en descomponer las moléculas de hidrocarburos más grandes en moléculas más ligeras y simples. Se lleva a cabo mediante el uso de catalizadores. Este proceso permite incrementar el rendimiento de gasolina y de otros productos importantes que tienen aplicaciones diversas en la industria del petróleo.

-Hidrotratamiento: Proceso cuyo objetivo es descomponer catalíticamente las impurezas de los petrolíferos, además de eliminar los componentes contaminantes que contienen como compuestos de azufre, nitrógeno, y oxígeno, haciéndolos

reaccionar con hidrógeno a temperaturas comprendidas entre 315 y 430 °C a presiones que varían de 7 a 210 kg/cm², en presencia de catalizadores diversos.

-Alquilación: Son procesos que comprenden la combinación de una olefina con un hidrocarburo parafínico o aromático, en presencia de un catalizador.

-Reformación: Proceso que mejora la calidad antidetonante de fracciones de la gasolina modificando la estructura molecular. Cuando se lleva a efecto mediante calor, se le conoce como reformación térmica y como reformación catalítica cuando se le asiste mediante un catalizador.

-Isomerización: Proceso mediante el cual se altera el arreglo fundamental de los átomos de una molécula sin adherir o sustraer nada de la molécula original.

3.4 Proceso general de refinación del petróleo

El crudo tal cual se obtiene no tiene un valor comercial alto, para poder darle ese valor extra es necesario someterlo a una serie de procesos mediante los cuales se obtienen productos que son de gran utilidad en la vida cotidiana.

Para empezar el crudo que se tiene almacenado es enviado a un tren de calentamiento, el cual ocupa corrientes de productos calientes y recirculaciones del proceso mismo, esto con el fin de empezar a vaporizar al crudo y de disminuir la viscosidad para tratamientos posteriores.

Posteriormente se le realiza un proceso de desalado el cual tiene como finalidad retirar el exceso de sales contenidas por naturaleza en el crudo, básicamente este proceso hace pasar el crudo por un recipiente horizontal en donde por medio de precipitación electrostática se separan estas sales, una vez libre de la mayor cantidad de sales es pasado por un horno en el que se acaba de vaporizar para ser cargado a una torre de destilación que opera a presión atmosférica donde se separa, principalmente en naftas, querosina, turbosina, diésel, gasóleo pesado y residuo atmosférico, este residuo es enviado a una torre de vacío de donde se obtiene gasóleo pesado de vacío y gasóleo ligero de vacío, además de residuo de vacío.

El residuo de vacío se craquea térmicamente en un coquizador retardado, de donde se obtienen gasóleos, estos gasóleos además de los que se obtuvieron de la torre atmosférica y la de vacío, son enviados a las unidades de craqueo catalítico, en donde se rompen las moléculas pesadas en compuestos que tienen un punto de ebullición que entra en el intervalo de las gasolina.

Las corrientes de gasolina que se obtienen de los diferentes equipos son alimentadas a un reformador catalítico esto con la finalidad de aumentar su número de octanaje. Mientras que las corrientes de gas obtenidas en la torre atmosférica, del coquizador, y de las unidades de craqueo se fraccionan en una sección de recuperación de gases, los productos que se obtienen aquí suelen ser: gas combustible gas licuado de petróleo, hidrocarburos insaturados (propileno, butilenos, etc.), butano normal e isobutano.

La unidad de alquilación suele utilizar ácido sulfhídrico como catalizador de la reacción de las olefinas con el isobutano, para la producción de alquilado, que será mezclado con las gasolinas. En algunas refinerías el gasóleo pesado de vacío y el residuo de vacío son ocupados como materia prima para la obtención de lubricantes, estos se tratan en primer lugar mediante extracción con disolventes, para eliminar los compuestos aromáticos pesados, siendo después desparafinados, posteriormente se les da tratamiento con arcilla antes de ser mezclados para la formación de lubricantes.

Cabe resaltar que cada refinería tiene un único esquema de refinación y está basado en las características del crudo a trabajar.

3.4.1 Productos de la refinación de petróleo

Los productos que se obtiene de los cortes laterales normalmente dependen de la composición del crudo que se destila, aunque típicamente se pueden obtener los siguientes productos:

-Gas combustible: El gas combustible consta principalmente de metano y etano, esta corriente también se conoce como “gas seco”.

-Gas húmedo: Esta corriente contiene propano y butano, así como también metano y etano. El propano y butano se separan para utilizarse en el GLP (gas licuado de petróleo), y el butano también es ocupado para la mezcla de gasolinas.

-Nafta: Se tienen dos tipos de naftas, las naftas ligeras y las naftas pesadas, la nafta ligera contiene la mayor porción de C5 y tiene un rango que va desde los 32°C hasta los 105°C, esta fracción se desulfura y estabiliza para el mezclado de gasolinas. La nafta pesada por su parte tiene a la mayoría de los naftenos más pesados, y tiene un rango de corte que va de los 105°C hasta los 232°C, esta fracción es mandada a la isomerización para poder ser tratada y posteriormente ser utilizada en la mezcla de gasolinas ya con un mejor octanaje.

-Querosina: Es el segundo corte que normalmente se obtiene de la destilación del petróleo crudo, dentro de los usos que típicamente se le da es en el uso de calefacciones además de combustible para lámparas de aceite, su intervalo suele ser entre 360°F y 480°F.

-Turbosina: Es el combustible que se ocupa para los aviones es un destilado similar a la Querosina, también es conocido como *jet fuel* y combustible de reactor, tiene un rango de corte de 142°C a 300°C.

-*Gasóleos*: Se manejan dos tipos de gasóleo el ligero y el pesado, el ligero tiene un rango de corte que de 460°F a 610°F y es el precursor del diésel, mientras que el pesado puede ser utilizado como materia prima para la elaboración de lubricantes.

-*Residuo atmosférico*: Esta parte no se puede separar en una destilación atmosférica por lo por general puede ser ocupado para producir combustible pesado o puede ser mandado a otras plantas para sacarle más provecho y poder obtener lubricantes, asfalto, etc.

3.5 Análisis “Pinch”

Es una estrategia utilizada para el mejoramiento de las redes de intercambiadores de calor formada a partir de los años setentas, cuyo principal objetivo es que, mediante la interacción de todas las contribuciones energéticas del proceso, es minimizar la cantidad de servicios utilizados en el proceso, esto es aprovechando la energía de algunas corrientes de proceso para sustituir un servicio de calentamiento o enfriamiento (vapor de alta, agua de enfriamiento, refrigerantes etc.), con el objetivo principal de bajar los costos de operación anuales del proceso.

El principal objetivo de este análisis es establecer una red factible de intercambiadores de calor, ya sea eliminando intercambiadores excedentes o bien colocando nuevos intercambiadores en el proceso, que cumpla con minimizar la cantidad de corrientes de servicio para que de esta manera sea aprovechada la mayor cantidad de energía en el proceso, al igual que minimizar los costos de capital, encontrar un mínimo de área de transferencia de calor y bajar considerablemente las emisiones contaminantes por gases de combustión.

Se sugiere utilizar este análisis previo al diseño a detalle de los procesos, sin embargo, algunas plantas han sido mejoradas con esta metodología, ya que han permitido minimizar tanto los servicios que los costos fijos como el aumento de algunos intercambiadores de calor han sido recuperados en menos de un año,

además de que han mejorado el desempeño y la seguridad en las plantas de proceso.

En análisis Pinch predice los requerimientos de servicios de calentamiento y enfriamiento, el número de intercambiadores de calor y el área de intercambio térmico, utilizando la siguiente metodología:

Paso 1: Identificar las corrientes frías y calientes del proceso, identificando todas las propiedades que nos permitan calcular la carga térmica (c_p , temperaturas, entalpía, flujos), las corrientes frías serán las que se tienen que calentar, y las corrientes calientes son aquellas que suministran de energía al sistema y por consecuencia tienen que enfriarse, al igual que reportar una diferencia de temperaturas mínimas para diseñar los intercambiadores de calor.

Tipo de corriente	Nombre de corriente	Temperatura inicial (°C)	Temperatura final (°C)	Flujo de calor específico (kW/°C)	Cambio entalpico (kW)
Fría	Reactivos	30	230	1	200
Caliente	Productos	200	100	2	200

Tabla 3: Cuadro de corrientes calientes y corrientes frías.

Paso 2: Calcular la entalpía total, tanto de las corrientes calientes como de las corrientes frías del proceso, al igual que los calores de servicios ya existentes, resolviendo la siguiente ecuación:

$$\text{Calor integrado: } \sum \Delta H_{\text{cal}} - Q_{\text{enfriamiento}} = \sum \Delta H_{\text{frías}} - Q_{\text{calentamiento}}$$

Ecuación 4: Cálculo del calor integrado

Donde Q es el calor tanto de calentamiento como de enfriamiento, H es la entalpía de las corrientes calientes y frías.

Paso 3: Construir la curva compuesta tanto de las corrientes calientes como de las frías por separado, esta se construye mediante la suma acumulada de las entalpías incluyendo el intervalo de temperaturas. Es muy importante ver de manera gráfica

todos los intervalos de cambio de temperatura para un mejor manejo de los datos, resolviendo de la siguiente manera:

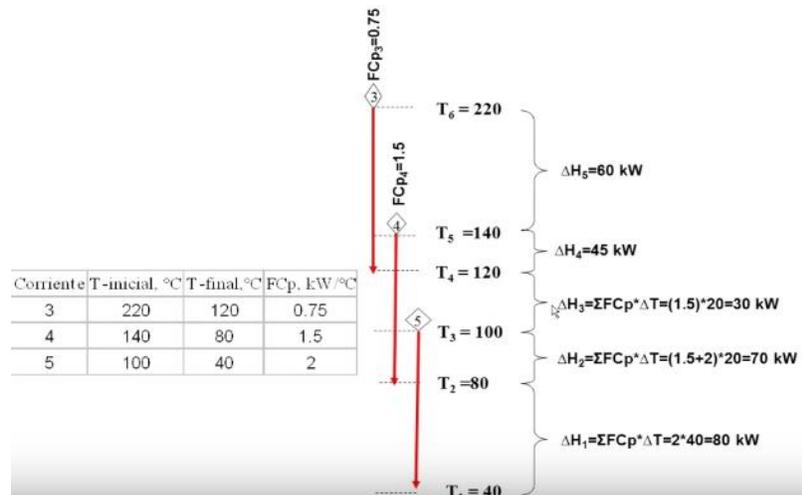


Fig. 3: Diagrama en cascada de las corrientes frías y calientes

Posteriormente se realiza la suma acumulada de todas las diferencias de entalpía y se realiza la gráfica por segmento de temperatura, utilizando solamente la entalpía acumulada. Estos pasos se realizan para las corrientes frías de igual manera pero de manera separada, ya que se colocarán las dos curvas en la misma gráfica observando lo siguiente:

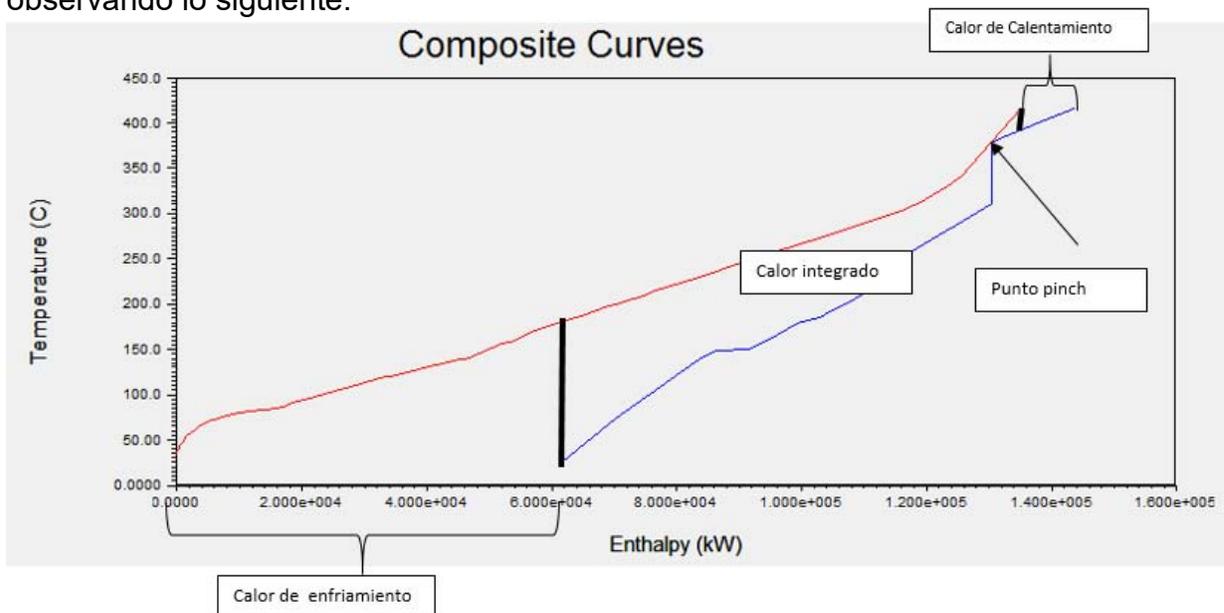


Fig. 4: Curva compuesta de las corrientes frías y calientes

En el punto donde las corrientes frías y calientes se acercan, este será donde se encuentra el análisis pinch. Si fuera el caso donde las curvas se cruzan se procede a modificar la posición de las curvas, en especial la de la corriente fría, deslizando hacia la derecha, ya que no puede ser violada la segunda ley de la termodinámica. Los puntos que se encuentran fuera de la zona de calor integrado son la cantidad de servicios, tanto de corriente caliente o corriente fría, que se requerirán para satisfacer las necesidades del proceso.

Mediante esta gráfica se establecen las siguientes condiciones:

- No transferir calor a través del pinch.
- No usar servicios de enfriamiento arriba del pinch
- No usar servicios de calentamiento abajo del pinch.

Cuando un proceso utiliza mayor cantidad de energía de la que se establece teóricamente, se considera que ha fallado en el cumplimiento de las tres condiciones ya mencionadas.

3.6 Simulación de procesos

La simulación de procesos aplicada a la ingeniería química ayuda a dar una solución más practica a las problemáticas que presentan los balances de materia y energía, que pueden incluir ecuaciones diferenciales y algebraicas de difícil tratamiento, así como en el estimación de propiedades fisicoquímicas, en los fenómenos de transportes etc., además es de gran utilidad para el dimensionamiento y la obtención de costos de los equipos involucrados en el proceso.

La simulación es de gran utilidad para darle solución a las principales premisas de los procesos que suelen ser: *análisis de procesos, diseño de procesos y optimización de procesos.*

En la actualidad la simulación de procesos juega un papel importante en la industria química, ya que con ella se puede tener una idea más completa de cómo se comporta o se comportara la planta en un futuro, si se desea hacer cambios en el proceso o hacer una reconfiguración, y así poder pronosticar diversos escenarios a los que se pueda enfrentar el proceso si la necesidad de parar la planta o cambiar los equipos, y así tener un gran ahorro económico, además de que permite el uso de los datos reales de la planta.

Algunas otras ventajas son, que se pueden comparar distintos procesos y diseños al fin de encontrar compatibilidades y así tener un mejor proceso. En el ámbito académico es de gran utilidad ya que se puede dar una idea general de lo que es un planta en la vida real.

A su vez, existen algunos inconvenientes, entre los cuales destaca que si se tienen algunas especificaciones del proceso que son erróneas, estas darán como resultado escenarios no factibles físicamente, lo que conlleva a realizar un mal planteamiento de un diseño preliminar en el campo de la ingeniería básica, y por lo tanto, esto se verá seriamente afectado en la ejecución de la ingeniería de detalle.

3.6.1 Simulador Aspen Plus

Este simulador es una herramienta comercial integrada por modelos de unidades de proceso como pueden ser bombas, compresores, torres, intercambiadores de calor, por lo que es de gran utilidad para simular un proceso de refinación, dentro de las ventajas que se tiene es que ayuda en las fases de diseño conceptual, y monitoreo de los procesos.

Entre las principales utilidades que podemos encontrar en esta herramienta son: la caracterización del crudo que se ocupara, la generación de gráficos y tablas, el dimensionamiento y la evaluación de los equipos, el análisis de propiedades de componentes puros y de mezclas, optimización de proceso, y análisis dinámico de procesos entre otros. Además cuenta con una gama de modelos matemáticos para

escoger el que más se adapta a las necesidades del proceso, esta herramienta también permite manejar un modelo dinámico, por lo que también permite generar las estrategias de control más adecuada.

3.6.2 Análisis de sensibilidad

Es una de las partes más importantes en la programación lineal, sobre todo para la toma de decisiones; pues permite determinar cuándo una solución sigue siendo óptima, dados algunos cambios ya sea en el entorno del problema, en la empresa o en los datos del problema mismo. Se puede utilizar el análisis de sensibilidad paramétrica, el cual consiste en realizar cambios simultáneos de los valores del parámetro dependiente en sus valores nominales que mantienen la base óptima. Esto proporciona la magnitud máxima del cambio para valores de parámetros dependientes. La variación en estos datos del problema se analizará individualmente, es decir, se analiza la sensibilidad de la solución debido a la modificación de un dato a la vez, asumiendo que todos los demás permanecen sin alteración alguna. Esto es importante porque estamos hablando de que la sensibilidad es estática y no dinámica, pues solo contempla el cambio de un dato a la vez y no el de varios. El análisis de sensibilidad permite estudiar el efecto en variables de proceso al hacer cambios en una o varias variables de entrada. Es importante destacar que las variables que se perturban deben ser entradas asignadas por el usuario, no pueden ser variables calculadas. El modelo de análisis de sensibilidad que utiliza el simulador de Aspen Plus es por bloques modulares-secuenciales para generar datos, tablas y/o gráficas, que son los resultados de las variables asignadas para ser monitoreadas. La solución de estos bloques no tiene efecto en la solución base, es decir, el análisis de sensibilidad es independiente de la corrida realizada como caso base.

4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

La planta AA y AI de la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca Guanajuato tiene una capacidad de separar 55000 BPD, esto para obtener los productos como lo son la nafta, la Querosina, GLP, gasóleo pesado, turbosina y gasóleos de vacío. Para ello son necesarias cuatro secciones: La sección de precalentamiento, despunte, torre atmosférica AA y torre de vacío AI.

-Sección de precalentamiento

El crudo que llega a la planta tiene 65% Istmo y 35% Maya, llega a una temperatura de 27°C y a una presión de 4.39 kg/cm² a la planta, posteriormente pasa por una bomba para aumentar su presión a 17.16 kg/cm² para llegar a la sección de despunte. Posteriormente se lleva a cabo el precalentamiento por siete intercambiadores de calor hasta llegar a una temperatura de 126°C y una presión de 8.16 kg/cm² para posteriormente llegar a la sección de desalado, en donde el la cantidad de crudo se divide a la mitad y se pasan por la sección de desalado, en donde se disuelven las sales minerales que acompañan al crudo, al igual que se le quita la mayor cantidad de azufre posible, esto es debido ya que en las especificaciones de los productos no debe haber azufre, ya que los automóviles y otros aparatos y sistemas tendrían serias complicaciones de funcionamiento.

Posteriormente, siguiendo separadas las dos partes del crudo, se colocan en otro tren de calentamiento, en el cual se llevará a cabo la transferencia de calor en cada corriente dividida, pasando cada una por tres intercambiadores, llegando a una temperatura de 187 °C y una presión de 2.76 kg/cm².

-Sección de despunte

Las dos corrientes de crudo a la temperatura de precalentamiento, pasarán cada una por una torre despuntadora, la cual tiene la función de separar la mayor cantidad de ligeros incondensables, al igual que la fracción de gasolina más ligera. Las dos

torres tienen 6 etapas, operan a 187°C y a una presión de 1.4 kg/cm^2 . Posteriormente los ligeros se llevarán a un tanque de lavado, donde la gasolina será limpiada mediante agua, ya que se asegurará que la presencia de azufre es nula en este equipo, después se mezclarán las dos gasolinas ligeras y se llevarán a una planta estabilizadora. Los fondos de la torre se bombearán a una presión de 15.22 kg/cm^2 para que sean mezclados posteriormente y puedan llegar a la torre atmosférica. Posteriormente, antes de llegar a la torre, pasarán por un tren de tres intercambiadores de calor, los cuales tienen la finalidad de elevar la temperatura a 232°C y una presión de 13.12 kg/cm^2 antes de entrar al horno de calentamiento para ingresar a la torre AA.

-Planta AA

Antes de entrar a la torre, el crudo ya a 232°C se calienta en un horno a una temperatura de 351°C y a presión atmosférica, ya que es necesario para que se lleve a cabo la vaporización de los compuestos ligeros. Esta temperatura no puede aumentar, ya que sucedería una descomposición química de los productos. Es por ello que se monitorea la presión y la temperatura de esta torre. La torre consta de 34 platos, y tres empaques estructurados, siendo consideradas 42 etapas teóricas, en la que se extraerán los productos como nafta pesada, Querosina, gasolina, gasóleo ligero primario (GLP) y gasóleo pesado atmosférico. Esta torre será alimentada por tres vapores de agotamiento, el primero para la corriente de crudo, el segundo como agotador de Querosina, el tercero como agotador de GLP y el último de la nafta pesada, estos vapores serán alimentados en las etapas de extracción 25 para Querosina, 15 para GLP, 33 para nafta pesada, y 1 para el vapor general de agotamiento. Posteriormente los fondos de la torre se bombearán a una presión de 7.26 kg/cm^2 para pasar por el último tren de tres intercambiadores de calor, para alcanzar una temperatura de 313°C y una presión de 11 kg/cm^2 .

-Planta AI

Ya que atravesó el residuo atmosférico todos los trenes de calentamiento, se mezcla con la corriente de residuo atmosférico de la planta FCC de Salamanca, por lo que estas corrientes se calentarán en un horno, cuya presión de operación será la de vacío, para evitar la descomposición química, del horno saldrá la mezcla de residuos a una temperatura de 418°C y entraran en la etapa de los fondos de una torre empacada de 12 etapas teóricas, cuya presión de operación es de 10 mmHg, obteniendo de la etapa 5 gasóleo ligero de vacío, y de la etapa 8 gasóleo pesado de vacío, esta torre cuenta con una sección de lavado de gasóleo pesado de vacío (etapas 7 a 9) y un reflujo de residuo de vacío, esto para aumentar la pureza de los productos y aminorar la carga térmica del horno. Posteriormente el residuo de vacío pasará por algunos intercambiadores para enfriarlo y posteriormente pasará a una unidad coquizadora.

5. SIMULACIÓN DEL PROCESO

Para poder dar apertura a la simulación se realizaron las siguientes consideraciones:

- a) Se llevó a cabo una primera simulación de la Refinería, omitiendo los trenes de calentamiento de crudo y la segunda simulación considerando las torres y los trenes de calentamiento, la primera simulación es muy importante que sea de esta manera, ya que es necesario analizar cada una de las columnas de destilación mediante un análisis de sensibilidad. Dicha herramienta permitirá observar el comportamiento de cada una de las variables que intervienen en cada una de las torres de la planta, como por ejemplo la carga térmica de los condensadores, hornos e intercambiadores internos de calor. El análisis de sensibilidad se realizó ejecutando los siguientes pasos:

Paso 1: Se realiza toda la simulación y posteriormente entramos en la ventana “Model Analysis Tools”, damos click y se abre el menú de los análisis que puede llevar a cabo en el simulador eligiendo el botón de “Sensitivity”

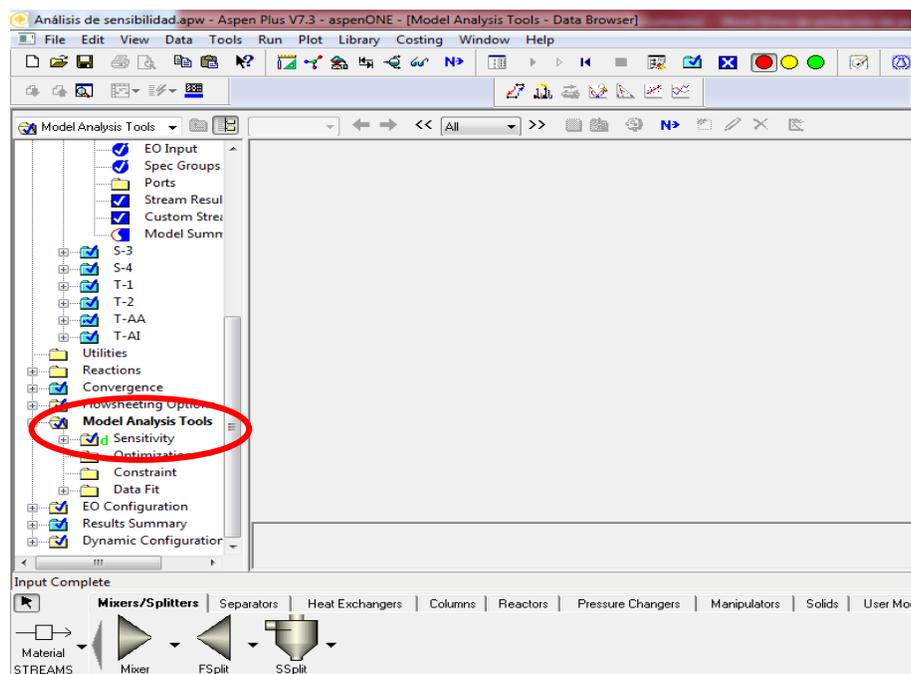


Fig. 5: Menú de entrada para análisis de sensibilidad Aspen Plus

Paso 2: Entramos al menú ya mencionado en el punto anterior creamos nuevo análisis dando click en la ventana “New”.

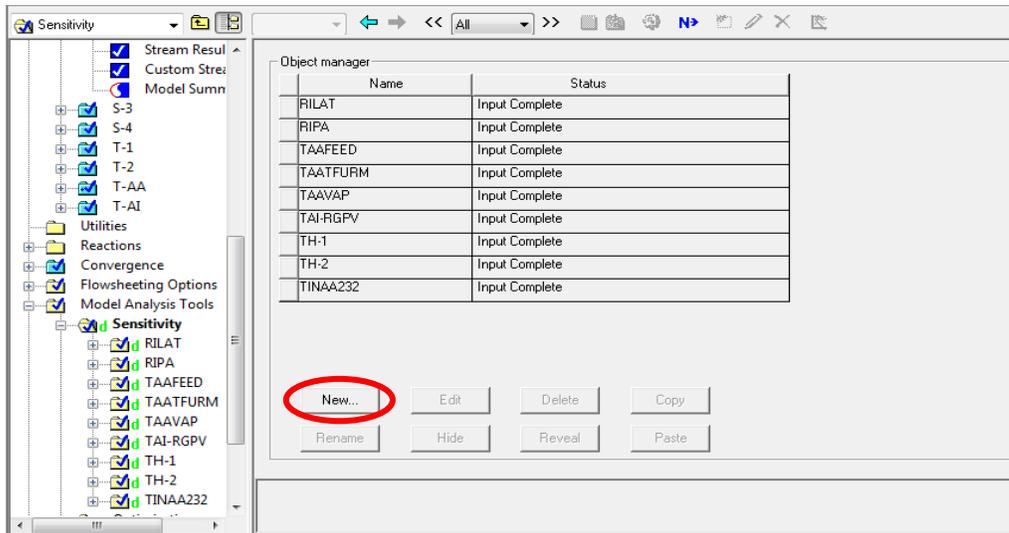


Fig. 6: Menú de nuevo análisis de sensibilidad Aspen Plus

Paso 3: Definir todas las variables de interés para realizar el análisis de sensibilidad, por ejemplo: carga térmica del condensador del equipo TAA, flujo de la corriente 3, temperatura de la corriente Nafta, etc. Para ello le damos click en “new” y posteriormente ubicamos las variables y su procedencia, es decir, si se encuentran en un equipo (block var) o bien si se encuentran en una corriente (Stream var).

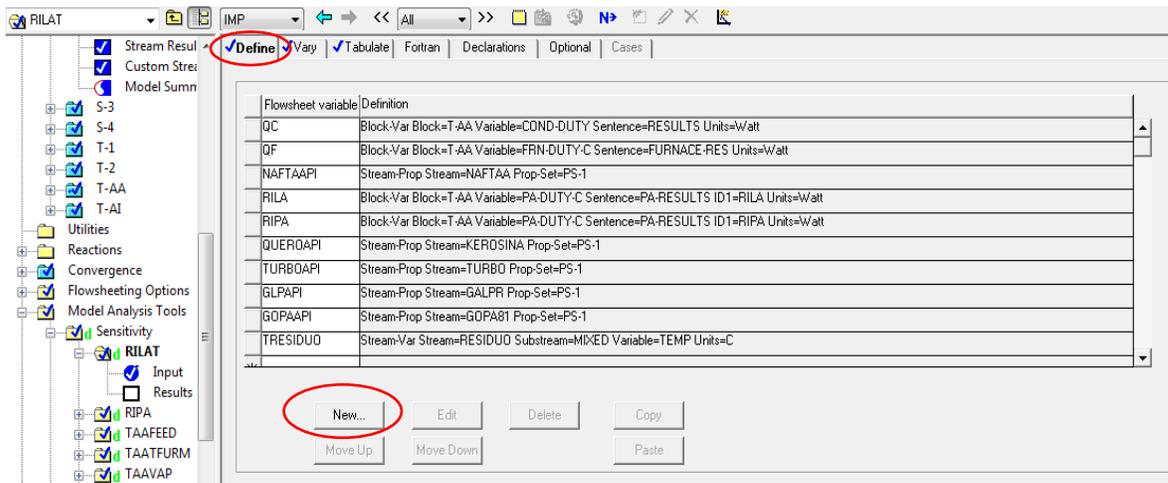


Fig. 7: Menú “define” perteneciente al análisis de sensibilidad Aspen Plus

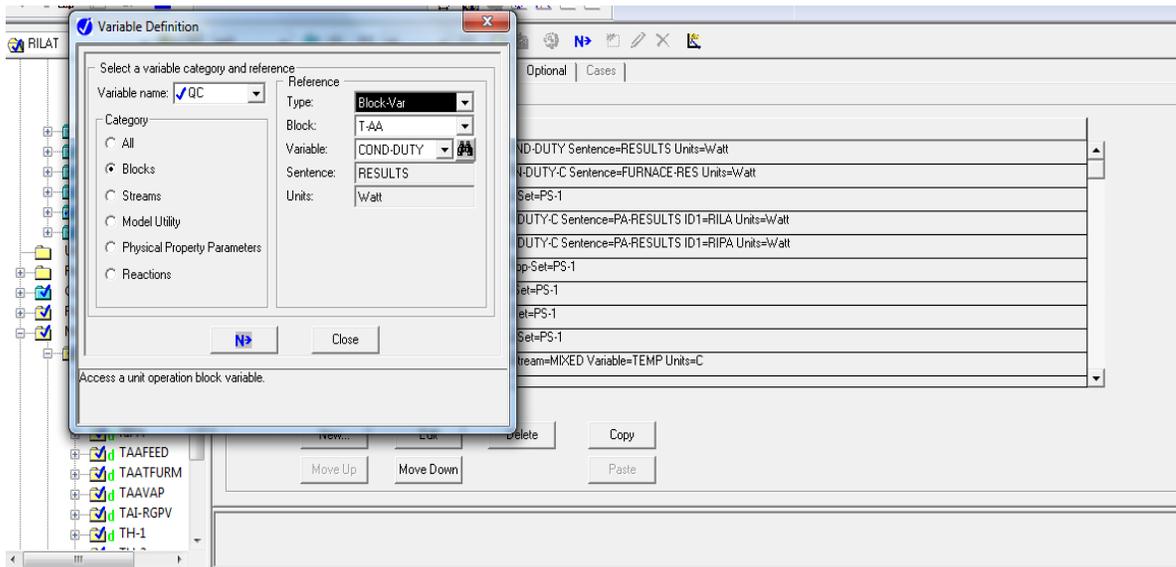


Fig. 8: Menú “Variable definition” perteneciente al análisis de sensibilidad Aspen Plus

Paso 4: Elegir la corriente que se modificará en el análisis de sensibilidad, al igual que el intervalo de cambio, esto lo llevamos a cabo en el menú “vary”, es muy importante tener una elección adecuada del intervalo de valores a cambiar, ya que si se escoge un intervalo grande y una mayor cantidad de puntos a evaluar, el número de simulaciones aumentará.

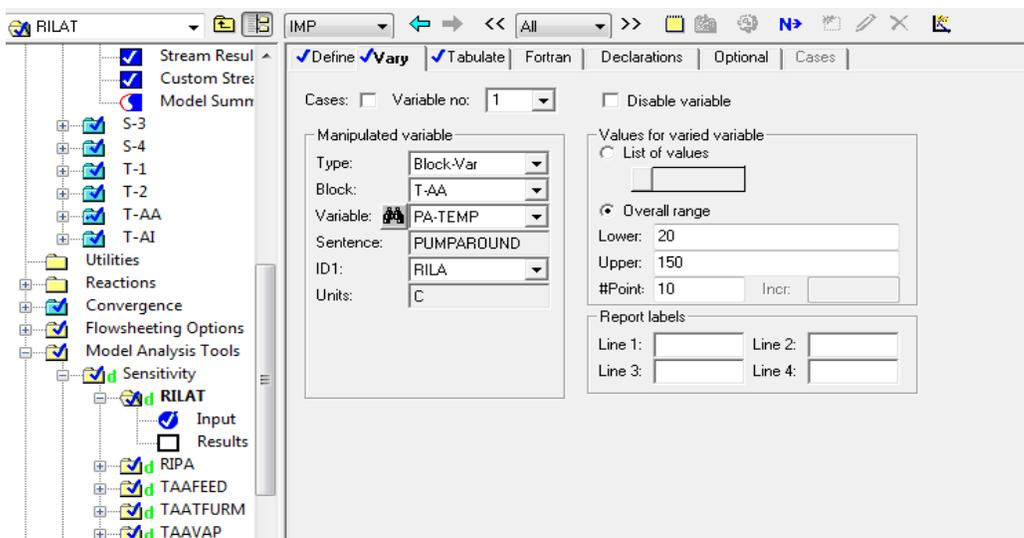


Fig. 9: Menú “Vary” perteneciente al análisis de sensibilidad Aspen Plus

Paso 5: Seleccionar el nombre de las variables definidas en el paso 3 escrito correctamente, esto es para programar la tabla de resultados en el paso posterior.

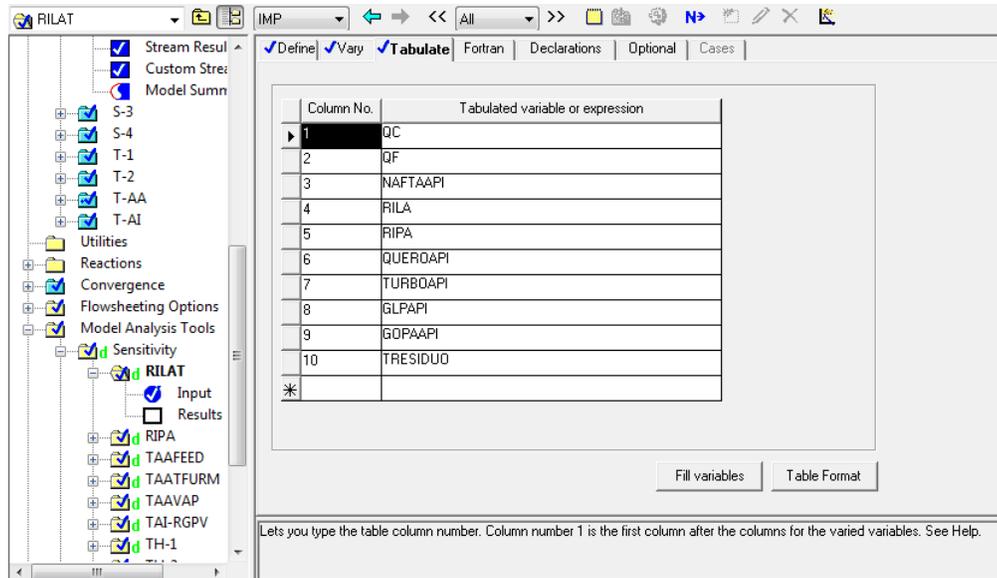


Fig. 10: Menú “tabulate” perteneciente al análisis de sensibilidad Aspen Plus

Paso 6: Finalmente se corre la simulación y obtenemos en el menú de resultados las tablas programadas en el paso 5.

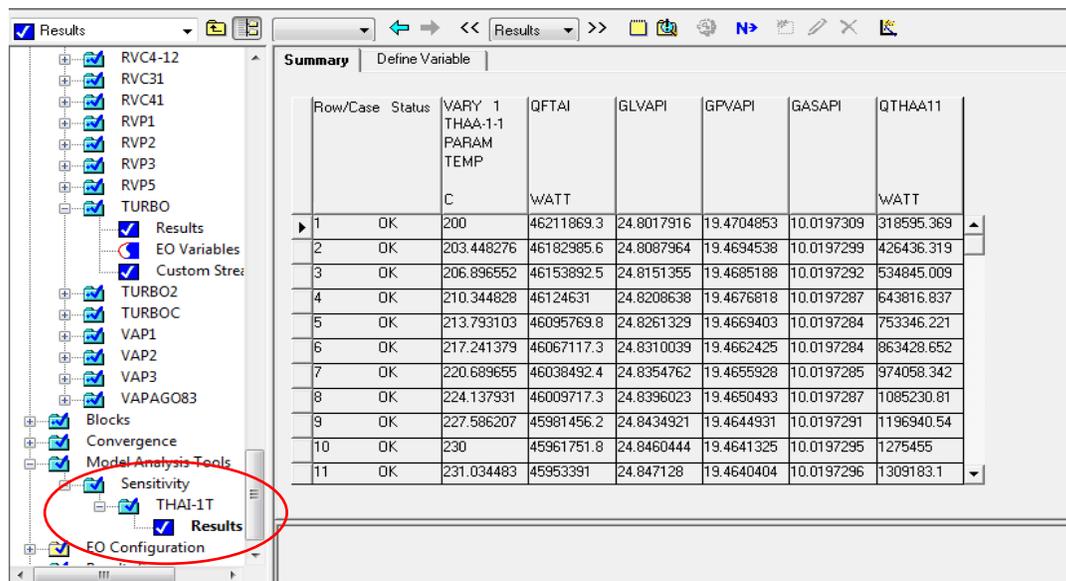


Fig. 11: Menú “results” perteneciente al análisis de sensibilidad Aspen Plus

b) Se utilizó una función o modalidad incluida en el simulador, llamada “transfer”, la cual consiste en extraer las propiedades de las corrientes internas de cualquier equipo para poder ser estudiadas de manera externa, es decir, poder utilizarlas de manera directa en el simulador, puede extraer desde las propiedades básicas como presión y temperatura, hasta propiedades de transporte. Esta herramienta sólo se utilizó para crear una nueva corriente de entrada de residuo atmosférico, el cual alimenta a la torre A1 de la refinería. Para poder acceder a esta función, sólo basta con buscar el menú “Flowsheeting options”, dar click y seleccionar el menú transfer y colocar la información necesaria en el menú.

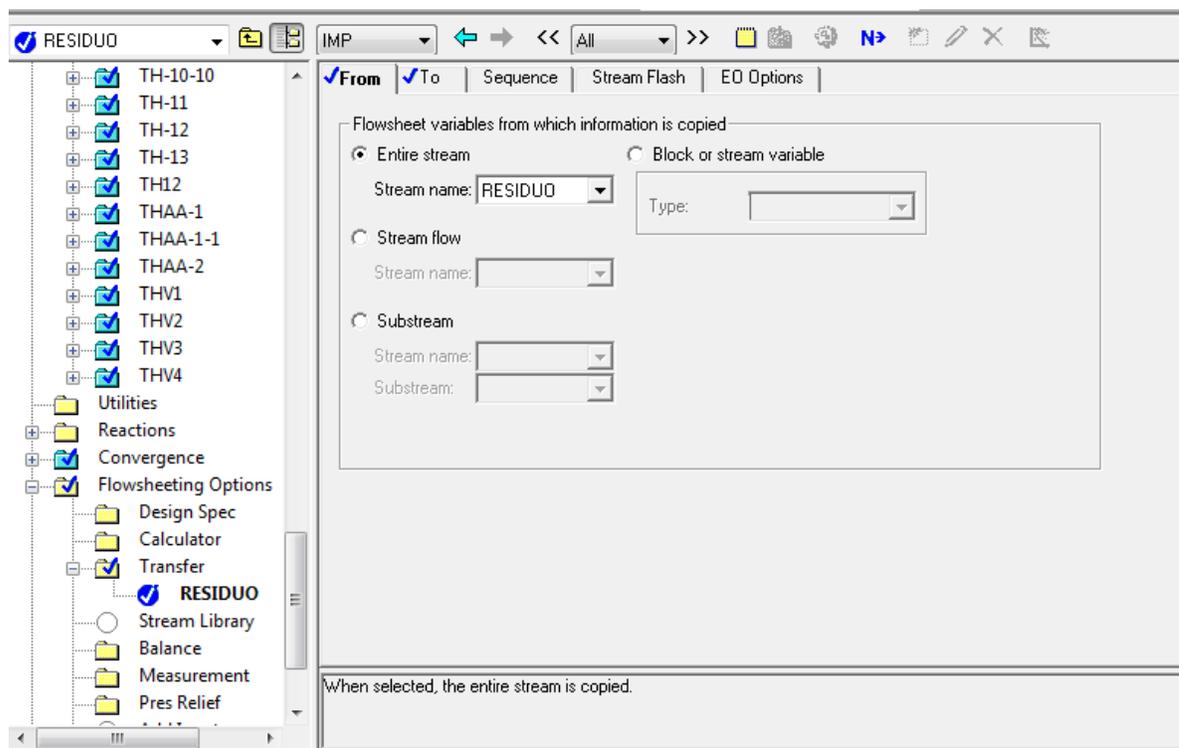


Fig. 12: Menú “flowsheeting options” y “transfer” de Aspen Plus

c) Se eligió un modelo termodinámico factible BK 10, ya que se llevó a cabo un análisis de convergencia entre los datos proporcionados del balance de materia y energía con respecto a los datos arrojados por el simulador.

- d) Se despreció el proceso de desalado de crudo, ya que está fuera del objetivo principal, el cual consistió en realizar una simulación y un análisis energético de las plantas AA y AI.
- e) La simulación se llevó a cabo en el programa “Aspen plus versión 7.3”, encontrando en este programa los requisitos necesarios para que el sistema sea simulado correctamente, al igual que un banco de datos amplio para obtener una aproximación lo más cercana a la realidad.

5.1 Simulación sin considerar los trenes de calentamiento de crudo

Tomando en cuenta las consideraciones anteriores, se llevaron a cabo los siguientes pasos:

Paso 1: Bosquejar el diagrama de flujo de procesos simplificado tomando las consideraciones, el cual está expresado en el siguiente esquema (Ver figura 14):

Paso 2: Introducir las propiedades del crudo reportados en las hojas de especificación de la Refinería, estos datos son: análisis de ligeros, curva TBP, masa molecular y grados API:

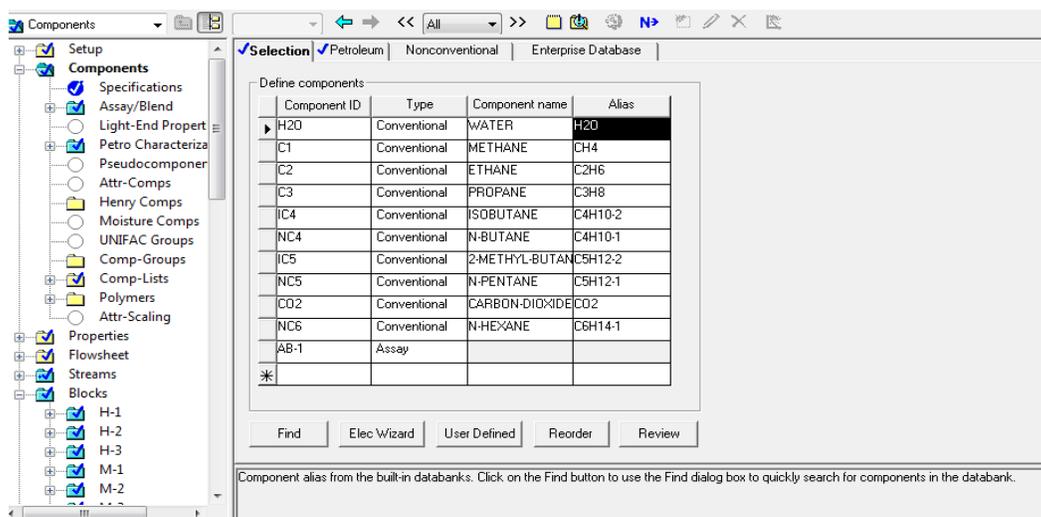


Fig. 13: Menú de selección de compuestos utilizados en la simulación

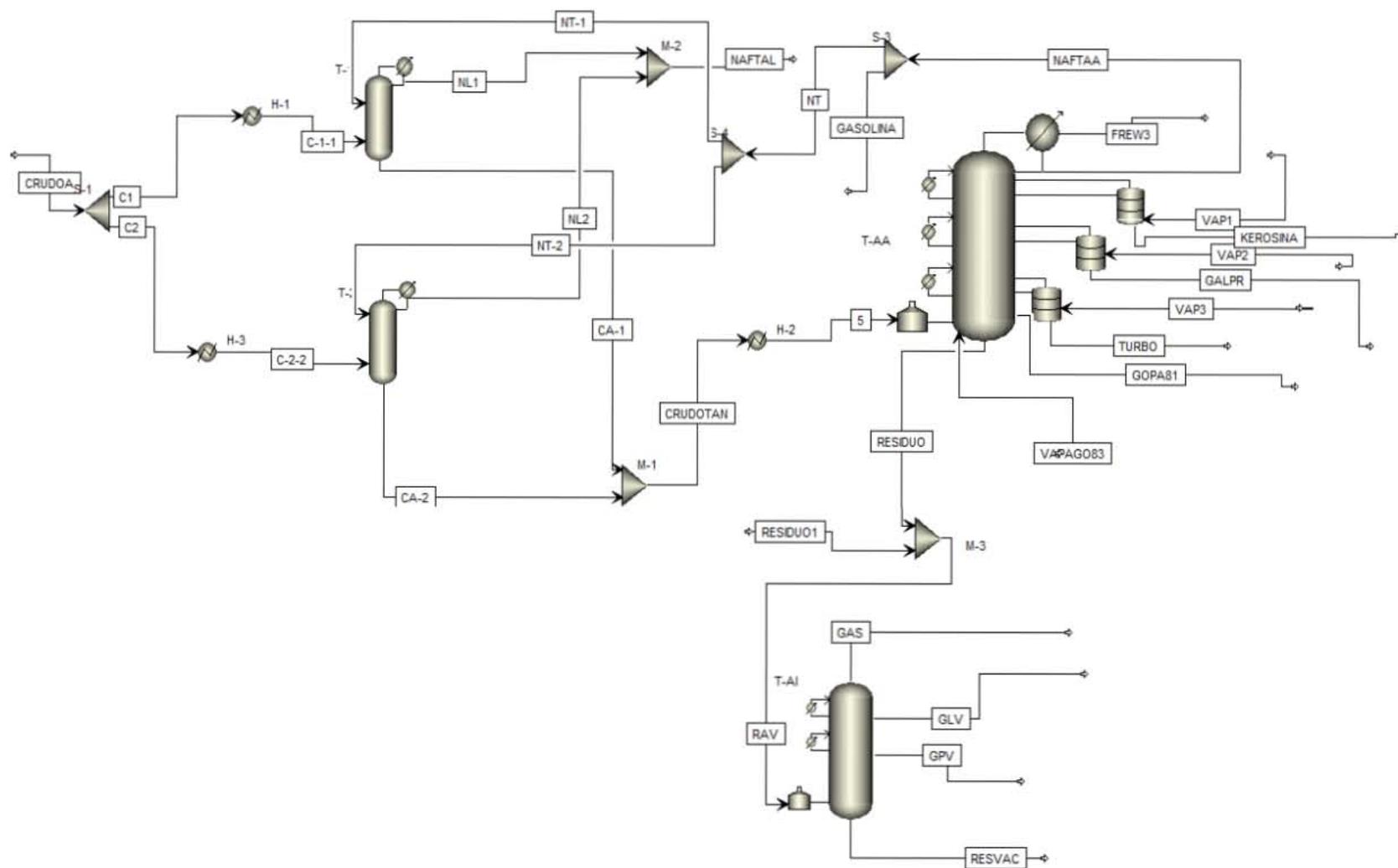


Fig. 14: Esquema de simulación sin considerar los trenes de calentadores de crudo

Paso 3: Se especificó en el simulador la curva TBP en por ciento masa y los grados API del crudo, esta curva está basada en los datos obtenidos del “Análisis de Corte profundo”⁹ realizado en el 2011 para la alimentación de la refinería:

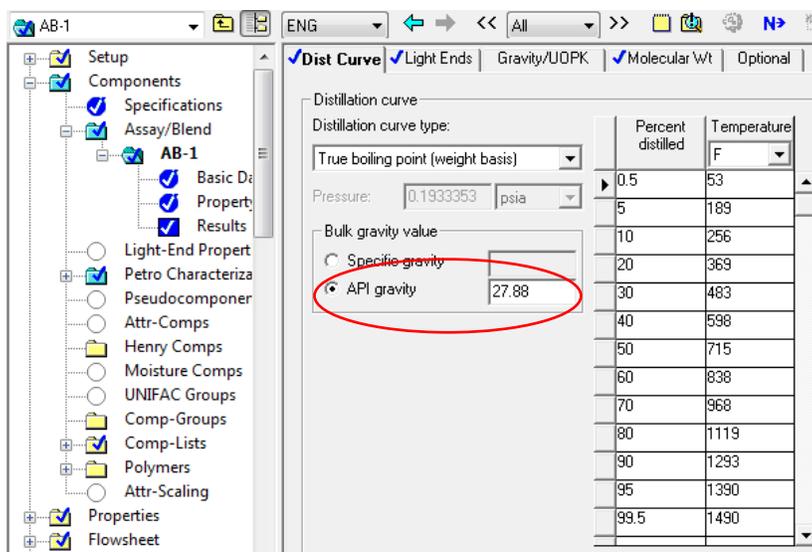


Fig. 15: Menú de curva TBP en por ciento masa utilizado en la simulación

Paso 4: Se introducen los datos del análisis de ligeros, obtenido de la corriente de entrada del crudo a la planta AS, calculando la fracción mol de los ligeros y los datos de masa molecular de la mezcla de hidrocarburos:

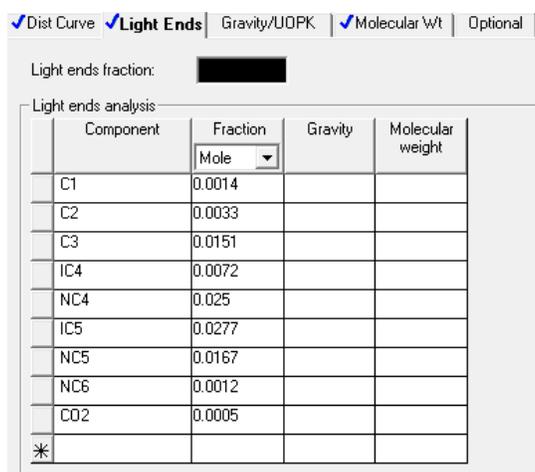


Fig. 15: Menú de análisis de ligeros en fracción mol

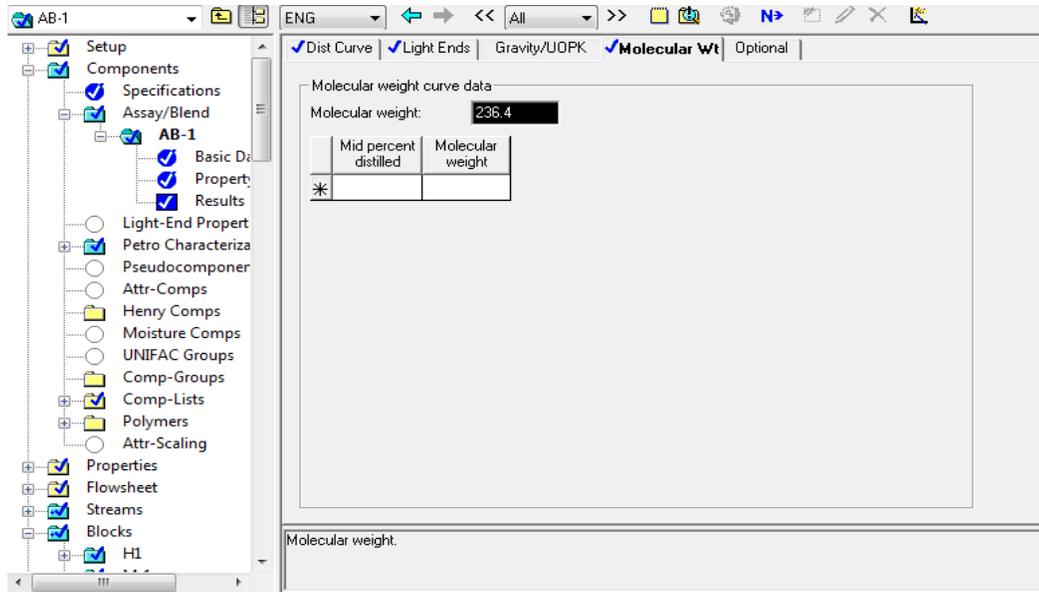


Fig. 16: Menú de masa molecular Aspen Plus

Paso 5: Finalmente se introducen los datos que requiere cada uno de los equipos que intervienen en la figura 14. Para el caso de la torre AA se simularon 3 agotadores, los cuales están basados en la especificación de la planta, estos agotadores son para la Querosina, el GLP, y para la turbosina, utilizando el menú “Strippers”. Se simularon dos recirculaciones intermedias: recirculación intermedia ligera (RILA) y la recirculación intermedia pesada (RIPA), utilizando el menú “Pumparound”.

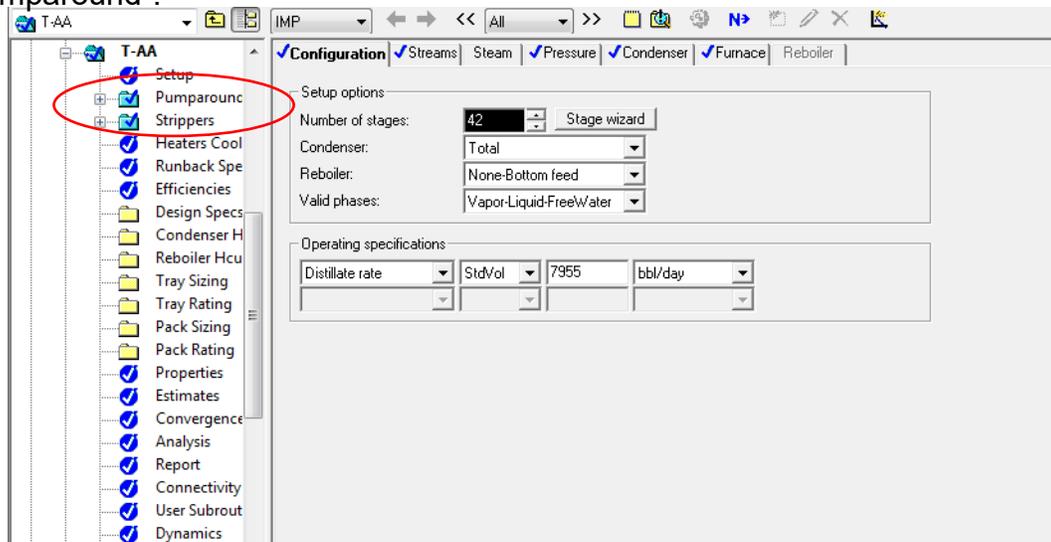


Fig. 17: Menú para la simulación de la torre AA Aspen Plus

Paso 6: Finalmente se corre la simulación y posteriormente se analizan los resultados arrojados por el simulador:

	CRUDO A	NAFTAL	GASOLINA	QUEROSINA	GLP	TURBOSINA	GOPA81	GPV	GLV	REVAC1
Substream: MIXED	LIQUID	MIXER	LIQUID	LIQUID						
Total Flow kmol/hr	1368.32	320.37	305.50	212.34	114.24	83.03	33.75	198.05	40.94	234.78
Total Flow kg/hr	323472.00	29915.94	36572.95	43888.45	31644.55	13678.07	11325.62	79022.28	12918.42	150406.00
Total Flow bbl/day	55488.92	6425.52	7632.82	9290.39	6706.56	2927.66	2473.91	204403.40	2318.58	29934.74
Temperature C	27.00	33.00	71.95	196.81	263.85	157.12	332.41	310.82	114.89	418.00
Pressure kg/sqcm	4.39	1.63	1.00	1.08	1.13	1.02	1.18	0.06	0.06	0.07
Vapor Frac	0	0	0	0	0	0	0	0.01	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	1	1	1	0.99	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy J/kmol	-4.44E+08	-1.88E+08	-2.14E+08	-2.92E+08	-3.80E+08	-2.51E+08	-3.97E+08	-500011080	-548324807	-6.12E+08
Enthalpy J/kg	-1.88E+06	-2.01E+06	-1.78E+06	-1.41E+06	-1.37E+06	-1.52E+06	-1.18E+06	-1253148.1	-1737545.3	-9.56E+05
Enthalpy Watt	-1.69E+08	-1.67E+07	-1.81E+07	-1.72E+07	-1.20E+07	-5.78E+06	-3.73E+06	-27507394	-6235094.6	-3.99E+07
Entropy J/kmol-K	-1.57E+06	-6.28E+05	-7.61E+05	-1.17E+06	-1.56E+06	-9.67E+05	-1.78E+06	-2172475.2	-2018175.2	-3.10E+06
Entropy J/kg-K	-6642.984	-6720.391	-6354.348	-5647.797	-5641.539	-5872.598	-5310.148	-5444.7455	-6395.2438	-4834.116
Density kmol/cum	3.72	7.53	6.04	3.45	2.57	4.28	2.06	0.15	2.67	1.18
Density kg/cum	879.99	702.82	723.31	713.12	712.28	705.27	691.08	58.36	841.08	758.47
Liq Vol 60F bbl/day	55114	6298.048	7155	7815	5389.001	2527	1872	12753	2159.00006	22498
*** ALL PHASES ***										
APISTD	27.91	65.61	51.52	35.07	27.80	41.32	23.12	19.47	24.84	8.42

Tabla 4: Resultados de las corrientes producto por Aspen Plus

Después de realizada la simulación, se llevó a cabo un análisis de resultados, comparando los datos de las corrientes del balance de materia y energía con los resultados del simulador, se consideraron la variable temperatura, grados API y flujo volumétrico estándar para verificar la eficacia del simulador, ya que dichas variables son importantes para especificar de manera correcta las propiedades de los derivados del petróleo, obteniendo los siguientes resultados:

Propiedad	CRUDO A	NAFTA L	GASOLINA	QUEROSINA	GLP	TURBOSINA	GOPA 81	GPV	GLV	REVAC1
°API SIMULADOR	27.91	65.61	51.52	35.07	27.8	41.32	23.12	19.47	24.84	8.42
°API PEMEX	27.88	70	58	37	28	44	24	18	25	8
DIFERENCIA	0.03	4.39	6.48	1.93	0.2	2.68	0.88	1.47	0.16	0.42
T SIMULADOR (°C)	27	33	73	212	281	182	336	310	117	418
T PEMEX (°C)	27	33	70	208	277	172	334	308	114	418
%ERROR	0	0.00	4.29	1.92	1.44	5.81	0.60	0.65	2.63	0.00
BPD SIMULADOR	55114	6299	7173	7815	5389	2527	1862	12753	2159	22498
BPD PEMEX	55114	6299	7173	7815	5389	2527	1862	12753	2159	22498
%ERROR	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0

Tabla 5: Porcentaje de error de las corrientes producto

De lo anterior se puede observar lo siguiente:

- a) La simulación tuvo resultados excelentes de manera general, sobretodo en el cálculo de flujos y en la estimación de los grados API de cada una de las corrientes de proceso.
- b) El resultado para el cálculo de temperaturas es aceptable.
- c) La simulación es factible para llevar a cabo la parte de la optimización.

5.1.1 Efecto del volumen en función del Modelo Termodinámico

Seleccionamos tres modelos candidatos para minimizar los errores del cálculo de los grados API de las corrientes producto, estos modelos son especializados para calcular las propiedades del crudo solamente, los cuales son los siguientes:

- 1.- BK10 (Caso base, aplica para presiones moderadas y vacío)
- 2.- Grayson-Streed (Presiones moderadas)
- 3.- PR-UNIQUAC (Presiones altas e interacción compleja entre moléculas)

Se obtuvieron los siguientes resultados:

	CRUDO A	TURBO 2	QUERO 3	GLP 5	GOPA 7	NAFTAL	GASOLINA	GVP 11	GLV 12	RVC 41
APISTD	27.91	41.31	35.07	27.82	23.12	67.01	52.00	19.47	24.84	8.42
APIREAL	27.88	44	37	28	24	70	58	18	25	7
ERROR	0.00	0.06	0.05	0.01	0.04	0.04	0.10	0.08	0.01	0.20
%ERROR	0.09	6.11	5.22	0.66	3.68	4.27	10.34	8.14	0.66	20.36

Tabla 6: Porcentaje de error para el modelo BK 10

	CRUDO A	TURBO 2	QUERO 3	GLP 5	GOPA 7	NAFTAL	GASOLINA	GVP 11	GLV 12	RVC 41
APISTD	27.91	41.30	35.09	27.91	23.10	67.19	50.96	18.80	22.56	8.04
APIREAL	27.88	44	37	28	24	70	58	18	25	7
ERROR	0.00	0.06	0.05	0.00	0.04	0.04	0.12	0.04	0.10	0.15
%ERROR	0.09	6.15	5.16	0.32	3.76	4.01	12.15	4.43	9.77	14.87

Tabla 7: Porcentaje de error para el modelo Grayson-Streed

	CRUDO A	TURBO 2	QUERO 3	GLP 5	GOPA 7	NAFTAL	GASOLINA	GVP 11	GLV 12	RVC 41
APISTD	27.91	41.40	35.37	28.20	23.37	66.84	49.71	19.90	25.21	8.55
APIREAL	27.88	44	37	28	24	70	58	18	25	7
ERROR	0.00	0.06	0.04	0.01	0.03	0.05	0.14	0.11	0.01	0.22
%ERROR	0.09	5.90	4.40	0.70	2.63	4.52	14.29	10.55	0.85	22.14

Tabla 8: Porcentaje de error para el modelo PR-UNIQUAC

Podemos observar que con el simple hecho de comparar sólo el cambio en grados API existen muchas diferencias en cada uno de los modelos, siendo BK10 el que se ajusta mejor para este proceso, ya que no se manejan presiones mayores a 3 atm en las torres de destilación, si esto fuera lo contrario, entonces sería adecuado usar el modelo PR-UNIQUAC, ya que es un modelo que toma en cuenta la interacción entre cada molécula y presiones altas.

5.1.2 Análisis de sensibilidad

Es necesario antes de comenzar con el análisis de sensibilidad encontrar los equipos que puedan modificarse, tal que se pueda minimizar los costos energéticos sin perder la calidad de los productos de la refinería.

La estrategia que se llevará a cabo es minimizar los servicios de las torres de despunte, las columnas AA y AI mediante el monitoreo de las siguientes variables:

- Etapa de alimentación
- Temperatura de hornos (sólo aplica para las torres AA y AI)
- Cantidad de vapor de agotamiento para la columna AA
- Temperatura de retorno para las recirculaciones intermedias ligera y pesada de la torre AA (RILA y RIPA).
- Temperatura de retorno para las recirculaciones ligera y pesada de vacío de la columna AI (RPV y RLV)

Estas variables, tendrán un efecto significativo en todos los intercambiadores de calor de las torres, como en la pureza de los derivados del petróleo, es por ello que veremos su comportamiento en el análisis de sensibilidad.

Realizando el análisis de sensibilidad en Aspen Plus, obtenemos los siguientes resultados:

- a) Etapa de alimentación para la torre AA: Es muy importante mencionar que para la sección de despunte y para la torre de vacío no se realizó este análisis, debido a que es obligatorio alimentar en el fondo de la torre porque la pureza de los productos se ve afectada ya que entre más cerca la alimentación se encuentre del domo de la torre, tendrá menor cantidad de etapas para purificar los productos, al igual que a partir de la etapa 1 a la 29 es la zona de los agotadores, donde el principal objetivo es aumentar el área

de transferencia, por lo que si alimentamos en este intervalo la pureza de los productos disminuirá. Es por ello que se seleccionó un intervalo de 30 a 41 etapas, obteniendo lo siguiente:

Row/ Case	Status	VARY 1 FEEDS STAGE	QC WATT	NAFTAAPI	QFURMACE WATT	RILA WATT	RIPA WATT	QUEROAPI	TURBOAPI	GLPAPI	GOPAAPI	TRESIDUO C
1	OK	30	-35925625	51.56	4.56E+07	-7.35E+06	-3.16E+06	35.16	41.39	26.77	14.10	331.71
2	OK	31	-30325706	51.55	3.95E+07	-7.16E+06	-2.54E+06	35.15	41.38	27.76	13.87	335.30
3	OK	32	-28560200	51.54	3.77E+07	-7.09E+06	-2.44E+06	35.15	41.37	27.91	13.82	336.75
4	OK	33	-27780640	51.54	3.69E+07	-7.05E+06	-2.39E+06	35.15	41.36	27.97	13.81	337.51
5	OK	34	-27338335	51.54	3.65E+07	-7.03E+06	-2.37E+06	35.15	41.36	27.99	13.84	338.01
6	OK	35	-27053845	51.54	3.62E+07	-7.01E+06	-2.35E+06	35.15	41.36	28.00	13.91	338.41
7	OK	36	-26795623	51.53	3.60E+07	-7.00E+06	-2.35E+06	35.14	41.36	27.99	14.08	338.82
8	OK	37	-26449603	51.53	3.58E+07	-7.00E+06	-2.35E+06	35.11	41.34	27.92	14.76	339.39
9	OK	38	-25438460	51.52	3.47E+07	-6.95E+06	-2.33E+06	35.09	41.32	27.81	23.24	341.53
10	OK	39	-25067830	51.52	3.44E+07	-6.93E+06	-2.33E+06	35.09	41.32	27.75	23.96	342.44
11	OK	40	-24762962	51.51	3.42E+07	-6.92E+06	-2.33E+06	35.08	41.31	27.65	24.05	343.50
12	OK	41	-24298277	51.51	3.40E+07	-6.91E+06	-2.36E+06	35.03	41.30	27.40	23.66	345.56

Tabla 9: Análisis de sensibilidad modificando la etapa de alimentación de la torre AA

Es importante señalar que en el simulador Aspen Plus se establece el intervalo en el que se llevará a cabo el estudio de la variable a modificar, en el caso de la torre AA, se verificó desde la etapa 30 a la 41, obteniendo algunos puntos máximos y mínimos. El objetivo principal es obtener una etapa de alimentación que favorezca la disminución de la carga térmica del horno, condensador y recirculación intermedia ligera atmosférica (RILA) y recirculación intermedia pesada atmosférica (RIPA), aumentando la pureza de los productos. Es bastante complejo decidir fácilmente cuál es la etapa ideal de alimentación, ya que en la etapa 30 se obtienen la mayor cantidad de pureza de la querosina, nafta y turbosina, sin embargo, los gasóleos ligeros y pesados son menos puros en estas condiciones, por lo que no podemos seleccionar la etapa 30. A medida que alimentamos cerca del fondo de la torre, podemos observar que la pureza de la nafta decae muy poco, siendo favorecido tanto el gasóleo ligero como el pesado considerablemente, seleccionando la etapa 35 para GLP y 40 para gasóleo pesado atmosférico (GOPA), pero, las cargas térmicas en estas etapas son muy altas, por lo que no es conveniente alimentar en estas etapas, ya que la temperatura de salida de la torre bajo estas condiciones es muy baja (331°C), esto traería como consecuencia el aumento del área del horno

de la torre AI, ya que la diferencia de temperatura se ampliaría y se consumirá más combustible. La única etapa que es factible es la 39, ya que las purezas se mantienen estables, siendo la carga de RIPA mucho menor, ahorrando servicios de enfriamiento. Es importante señalar que esta condición ya estaba establecida en el modelo inicial, por lo tanto, con este estudio se confirma que la etapa óptima de alimentación es la misma que la de diseño.

- b) Temperatura de hornos (solamente T-AA): Debido a que la torre AI está sometida a presión de vacío, no es pertinente aumentar la temperatura más de 418 °C debido a que sufriría el crudo descomposición térmica, por lo cual sólo se reportarán los resultados de la torre AA:

		VARY 1 T-AA										
		FURNACE	QC	NAFTAAPI	QFURNACE	RILA	RIPA	QUEROAPI	TURBOAPI	GLPAPI	GOPAAPI	TRESIDUO
Row/		TEMP										
Case	Status	C	WATT		WATT	WATT	WATT					C
1	OK	351.00	-2.5E+07	51.52	3.44E+07	-6.93E+06	-2.33E+06	35.09	41.32	27.75	23.96	342.44
2	OK	358.67	-2.7E+07	51.52	3.71E+07	-7.02E+06	-2.37E+06	35.09	41.34	27.82	24.08	349.07
3	OK	366.33	-2.9E+07	51.53	4.01E+07	-7.12E+06	-2.42E+06	35.10	41.35	27.86	24.13	355.40
4	OK	374.00	-3.1E+07	51.54	4.36E+07	-7.22E+06	-2.47E+06	35.11	41.36	27.90	24.13	361.40
5	OK	381.67	-3.5E+07	51.55	4.79E+07	-7.33E+06	-2.52E+06	35.12	41.37	27.92	24.12	367.03
6	OK	389.33	-3.9E+07	51.56	5.35E+07	-7.45E+06	-2.58E+06	35.13	41.38	27.95	24.08	372.27
7	OK	397.00	-4.6E+07	51.57	6.11E+07	-7.58E+06	-2.63E+06	35.13	41.39	27.96	24.04	377.09
8	OK	404.67	-5.7E+07	51.57	7.30E+07	-7.73E+06	-2.70E+06	35.14	41.40	27.98	23.99	381.50
9	OK	412.33	-7.7E+07	51.58	9.45E+07	-7.90E+06	-2.76E+06	35.15	41.40	27.99	23.94	385.51
10	OK	420.00	-1.3E+08	51.59	1.49E+08	-8.08E+06	-2.83E+06	35.16	41.40	28.00	23.89	389.13

Tabla 10: Análisis de la temperatura del horno de la torre AA

Podemos observar que a mayor temperatura, la energía del sistema aumenta, por lo que no es factible aumentar la temperatura, aunque el gasóleo pesado aumenta su pureza considerablemente, sin embargo, no cambia mucho con respecto a la temperatura mínima, por lo tanto, no hay un efecto significativo al modificar esta variable. La temperatura ideal es 351°C, establecida en el caso base.

c) Cantidad de vapor de agotamiento para la columna AA: Es importante ahorrar la mayor cantidad posible de vapor de alta presión, ya que el costo en el mercado de éste es muy alto, por lo cual deberíamos minimizar su uso, así que es por ello que se realizó este análisis, obteniendo los siguientes resultados:

		VARY 1 VAPAGO83										
Row/		MIXED	QC	NAFTAAPI	QFURMACE	RILA	RIPA	QUEROAPI	TURBOAPI	GLPAPI	GCPAAPI	TRESIDUO
Case	Status	BBL/DAY	WATT		WATT	WATT	WATT					C
1	OK	835.00	-2.51E+07	51.516	3.44E+07	-6.93E+06	-2.33E+06	35.085	41.318	27.753	23.963	342.438
2	OK	948.95	-2.60E+07	51.518	3.46E+07	-6.92E+06	-2.32E+06	35.088	41.323	27.788	24.057	341.719
3	OK	1062.89	-2.69E+07	51.520	3.48E+07	-6.91E+06	-2.31E+06	35.090	41.326	27.816	24.130	341.006
4	OK	1176.84	-2.78E+07	51.522	3.50E+07	-6.90E+06	-2.30E+06	35.092	41.330	27.837	24.187	340.295
5	OK	1290.79	-2.87E+07	51.524	3.52E+07	-6.89E+06	-2.30E+06	35.095	41.333	27.855	24.231	339.604
6	OK	1404.74	-2.97E+07	51.526	3.54E+07	-6.88E+06	-2.29E+06	35.097	41.337	27.869	24.264	338.913
7	OK	1518.68	-3.06E+07	51.528	3.56E+07	-6.87E+06	-2.29E+06	35.099	41.340	27.882	24.290	338.230
8	OK	1632.63	-3.15E+07	51.530	3.59E+07	-6.87E+06	-2.28E+06	35.101	41.342	27.892	24.311	337.545
9	OK	1746.58	-3.24E+07	51.532	3.61E+07	-6.86E+06	-2.28E+06	35.102	41.345	27.901	24.326	336.882
10	OK	1860.53	-3.34E+07	51.533	3.64E+07	-6.85E+06	-2.28E+06	35.104	41.347	27.909	24.337	336.228
11	OK	1974.47	-3.43E+07	51.535	3.66E+07	-6.85E+06	-2.28E+06	35.106	41.350	27.916	24.346	335.575
12	OK	2088.42	-3.53E+07	51.537	3.69E+07	-6.84E+06	-2.27E+06	35.107	41.352	27.923	24.352	334.928
13	OK	2202.37	-3.62E+07	51.538	3.71E+07	-6.84E+06	-2.27E+06	35.109	41.354	27.928	24.357	334.308
14	OK	2316.32	-3.71E+07	51.540	3.74E+07	-6.84E+06	-2.27E+06	35.110	41.356	27.933	24.360	333.694
15	OK	2430.26	-3.81E+07	51.541	3.77E+07	-6.83E+06	-2.27E+06	35.112	41.358	27.938	24.361	333.087
16	OK	2544.21	-3.90E+07	51.542	3.79E+07	-6.83E+06	-2.27E+06	35.113	41.360	27.942	24.362	332.493
17	OK	2658.16	-4.00E+07	51.543	3.82E+07	-6.83E+06	-2.27E+06	35.114	41.361	27.946	24.362	331.893
18	OK	2772.11	-4.09E+07	51.545	3.85E+07	-6.83E+06	-2.27E+06	35.115	41.363	27.949	24.361	331.335
19	OK	2886.05	-4.19E+07	51.546	3.88E+07	-6.82E+06	-2.26E+06	35.117	41.364	27.953	24.360	330.775
20	OK	3000.00	-4.29E+07	51.547	3.91E+07	-6.82E+06	-2.26E+06	35.118	41.366	27.955	24.358	330.227

Tabla 11: Análisis del vapor de agotamiento de entrada a la torre AA

La carga inicial fue implementada por el modelo anterior de la planta, cuyo valor es de 835 BPD, este valor es igual al de diseño, ya que al aumentar la cantidad de vapor de agotamiento, aumentamos considerablemente el calor del condensador (QC) y el calor del horno, obteniendo mayor cantidad de gastos en servicios de enfriamiento y calentamiento, esto no se ve compensado con el aumento de pureza de los productos, ya que aumentan en menor proporción, siendo menos sensibles al cambio de este flujo, sin embargo, vale la pena señalar que en los intercambiadores de calor de los circuitos RILA y RIPA hay cambios al modificar las primeras variables propuestas al inicio del análisis, por lo que es necesario profundizar en el análisis como lo haremos a continuación:

d) Temperatura de retorno para las recirculaciones ligera y pesada de la columna AA (RILA y RIPA):

-Análisis del intercambiador de servicio en el circuito interno de la torre RILA (recirculación intermedia ligera). Se obtuvieron los siguientes resultados:

		VARY 1 T-AA										
Row/		RILA	QC	QF	NAFTAAPI	RILA	RIPA	QUEROAPI	TURBOAPI	GLPAPI	GOPAAPI	TRESIDUO
Case	Status	C	WATT	WATT		WATT	WATT					C
1	OK	20.00	-2.4E+07	3.44E+07	51.51	-7.59E+06	-2.33E+06	35.09	41.31	27.75	23.96	342.44
2	OK	34.44	-2.5E+07	3.44E+07	51.51	-7.21E+06	-2.33E+06	35.09	41.32	27.75	23.96	342.44
3	OK	45.00	-2.5E+07	3.44E+07	51.52	-6.93E+06	-2.33E+06	35.09	41.32	27.75	23.96	342.44
4	OK	48.89	-2.5E+07	3.44E+07	51.52	-6.82E+06	-2.33E+06	35.08	41.32	27.75	23.96	342.44
5	OK	63.33	-2.6E+07	3.44E+07	51.52	-6.42E+06	-2.33E+06	35.08	41.32	27.75	23.96	342.44
6	OK	77.78	-2.6E+07	3.44E+07	51.52	-6.00E+06	-2.33E+06	35.08	41.33	27.75	23.96	342.44
7	OK	92.22	-2.6E+07	3.44E+07	51.52	-5.57E+06	-2.33E+06	35.08	41.33	27.75	23.96	342.44
8	OK	106.67	-2.7E+07	3.44E+07	51.52	-5.13E+06	-2.33E+06	35.07	41.33	27.75	23.96	342.44
9	OK	121.11	-2.7E+07	3.44E+07	51.53	-4.68E+06	-2.33E+06	35.07	41.34	27.75	23.96	342.44
10	OK	135.56	-2.8E+07	3.44E+07	51.53	-4.21E+06	-2.33E+06	35.07	41.34	27.75	23.96	342.44
11	OK	150.00	-2.8E+07	3.44E+07	51.53	-3.74E+06	-2.33E+06	35.07	41.34	27.75	23.96	342.44

Tabla 12: Análisis de la temperatura de retorno a la torre AA circuito RILA

Se puede observar que no existe un impacto considerable en el calor del horno, por lo que no hay un motivo significativo para modificar el diseño original de 45°C, si este valor aumenta, algunos productos como lo son la gasolina y la Querosina, aumentan muy poco su pureza, sin embargo, aumenta mucho la carga térmica del condensador, esto conlleva a necesitar mayor cantidad de agua de enfriamiento para condensar la gasolina en este equipo. Es natural que disminuya la cantidad de energía en el circuito RILA, ya que al aumentar la temperatura, disminuimos la diferencia de temperaturas, lo que repercute en disminuir la carga térmica. Este resultado es despreciable en comparación con el aumento a la carga del condensador, por lo cual no se modificarán la condición de diseño.

-Análisis del intercambiador de servicio en el circuito interno de la torre RIPA (recirculación intermedia ligera). Se obtuvieron los siguientes resultados:

		VARY 1	QFTAA	QCTAA	QTH1010	QTH44	GASDAPI	QUEROAPI	TURBOAPI	GLPAPI	GOPAAPI
		TH-10-10									
Row/		TEMP									
Case	Status	C	WATT	WATT	WATT	WATT					
1	OK	40	34615588	-24274851	-1057631	-1786410	51.51	35.07	41.31	27.82	23.12
2	OK	47.5	34615586	-24339724	-984344	-1791093	51.51	35.07	41.31	27.82	23.12
3	OK	55	34615584	-24405956	-909582	-1795849	51.51	35.07	41.31	27.81	23.12
4	OK	62.5	34615581	-24473524	-833381	-1800673	51.51	35.07	41.31	27.81	23.12
5	OK	70	34615580	-24542400	-755771	-1805562	51.51	35.07	41.31	27.81	23.12
6	OK	77.5	34615578	-24612558	-676787	-1810514	51.51	35.07	41.31	27.81	23.12
7	OK	85	34615576	-24683968	-596463	-1815526	51.51	35.07	41.32	27.81	23.12
8	OK	92.5	34615568	-24756606	-514836	-1820590	51.51	35.07	41.32	27.81	23.12
9	OK	100	34615571	-24830444	-431927	-1825714	51.51	35.07	41.32	27.81	23.12
10	OK	107.5	34615569	-24905459	-347776	-1830883	51.52	35.07	41.32	27.81	23.12
11	OK	115	34615566	-24981624	-262413	-1836101	51.52	35.07	41.32	27.81	23.12
12	OK	122.5	34615565	-25058918	-175863	-1841362	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
13	OK	130	34615564	-25137316	-88156	-1846666	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
14	OK	133	34615562	-25168979	-52755	-1848798	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
15	OK	137.5	34615560	-25216799	683	-1852008	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
16	OK	145	34615558	-25297345	90630	-1857387	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
17	OK	152.5	34615556	-25378938	181661	-1862800	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
18	OK	160	34615555	-25461560	273756	-1868248	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
19	OK	167.5	34615552	-25545192	366892	-1873723	51.52	35.07	41.32	27.80	23.12
20	OK	175	34615550	-25629820	461052	-1879227	51.52	35.07	41.33	27.80	23.12
21	OK	182.5	34615548	-25715430	556217	-1884757	51.52	35.07	41.33	27.80	23.12
22	OK	190	34615546	-25802008	652369	-1890313	51.52	35.07	41.33	27.80	23.12
23	OK	197.5	34615544	-25889539	749493	-1895890	51.52	35.07	41.33	27.79	23.12
24	OK	205	34615542	-25978012	847575	-1901489	51.52	35.07	41.33	27.79	23.12
25	OK	212.5	34615538	-26067416	946597	-1907110	51.52	35.07	41.33	27.79	23.12
26	OK	220	34615538	-26157742	1046551	-1912745	51.52	35.07	41.33	27.79	23.12

Tabla 13: Análisis de la temperatura de retorno a la torre AA circuito RIPA

Se puede observar que la carga térmica del horno disminuye al aumentar la temperatura del intercambiador de calor de servicio, sin embargo, la pureza del GLP se ve afectada a partir de la temperatura de 133°C, por lo que no se recomienda subir la temperatura, ya que no estaría el producto saliendo con las especificaciones establecidas inicialmente.

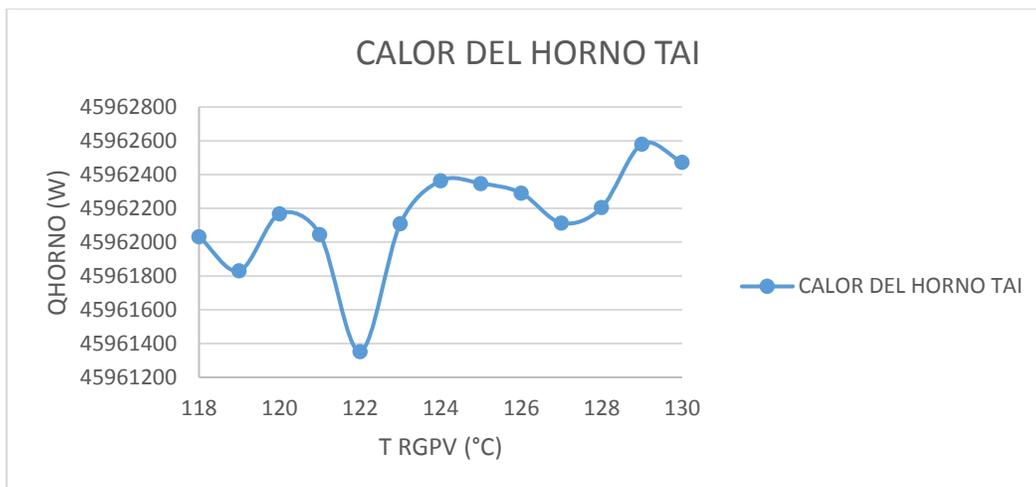
- e) Temperatura de retorno para las recirculaciones de residuo de vacío (RRV) y recirculación de gasóleo pesado de vacío de la columna AI (RGPV).
Obtenemos los siguientes resultados:

-Cambio de temperatura de retorno a la torre AI proveniente de RGPV.

Row1		VARY 1 THV4	QTAI	QRGLV	QTHV4	GLVAPI	GPVAPI	GASAPI
Case	Status	C	WATT	WATT	WATT			
1	OK	119	45961831	-3336706	-1E+07	24.836	19.46577	10.01973
2	OK	120	45962088	-3410660	-1E+07	24.8397	19.46518	10.01973
3	OK	121	45962192	-3485065	-1E+07	24.84307	19.46466	10.01973
4	OK	122	45962145	-3559502	-1E+07	24.84608	19.46418	10.01973
5	OK	123	45962313	-3634779	-1E+07	24.84888	19.46373	10.01973
6	OK	124	45961972	-3709392	-9327840	24.8514	19.46334	10.01973
7	OK	125	45962412	-3785530	-9841314	24.85378	19.46298	10.01973
8	OK	126	45962355	-3861369	-9754664	24.85593	19.46264	10.01973
9	OK	127	45962254	-3937297	-9667910	24.85793	19.46232	10.01973

Tabla 14: Análisis de la temperatura de retorno a la torre AI circuito RGPV

En este análisis si hay un cambio considerable de la carga del horno de la torre AI al aumentar la temperatura de entrada, sin embargo, hay un punto donde la carga del horno es mínima, este punto se encuentra entre 119°C y 124°C, por lo cual, se realizó otro análisis partiendo de esos puntos, obteniendo la siguiente gráfica:



Gráfica 1: Calor del horno AI vs temperatura de retorno a la torre AI circuito RGPV

La temperatura que permite minimizar la carga del horno será de 122°C, reduciendo la carga del horno de 45, 961,831 W a 45, 961,352.3W.

- Cambio de temperatura de retorno a la torre AI proveniente de RRV.

Row/		VARY 1 THAA-1-1	QFTAI	GLVAPI	GPVAPI	GASAPI	QTHAA11
Case	Status	C	WATT				WATT
1	OK	200	46211869	24.801792	19.470485	10.019731	318595.4
2	OK	203.4483	46182986	24.808796	19.469454	10.01973	426436.3
3	OK	206.8966	46153893	24.815136	19.468519	10.019729	534845
4	OK	210.3448	46124631	24.820864	19.467682	10.019729	643816.8
5	OK	213.7931	46095770	24.826133	19.46694	10.019728	753346.2
6	OK	217.2414	46067117	24.831004	19.466243	10.019728	863428.7
7	OK	220.6897	46038492	24.835476	19.465593	10.019729	974058.3
8	OK	224.1379	46009717	24.839602	19.465049	10.019729	1085231
9	OK	227.5862	45981456	24.843492	19.464493	10.019729	1196941
10	OK	230	45961752	24.846044	19.464133	10.01973	1275455
11	OK	231.0345	45953391	24.847128	19.46404	10.01973	1309183
12	OK	234.4828	45924661	24.850468	19.463551	10.01973	1421954
13	OK	237.931	45896681	24.853665	19.46313	10.019731	1535248
14	OK	241.3793	45868517	24.856649	19.462731	10.019732	1649060
15	OK	244.8276	45840719	24.859489	19.462358	10.019733	1763386
16	OK	248.2759	45812958	24.862181	19.461988	10.019733	1878222
17	OK	251.7241	45785056	24.864715	19.461682	10.019734	1993562
18	OK	255.1724	45757639	24.867165	19.461384	10.019735	2109402
19	OK	258.6207	45730442	24.869487	19.461055	10.019737	2225738
20	OK	262.069	45702709	24.871708	19.460819	10.019738	2342566

Tabla 15: Análisis de la temperatura de retorno a la torre AI circuito RRV

Es muy importante mencionar que a partir de la temperatura de 230 °C en adelante las cargas térmicas del horno bajaron considerablemente, sin embargo, a partir de 260°C los servicios de calentamiento del intercambiador de residuo de vacío aumentan, impactando económicamente de manera negativa, ya que, los costos de calentamiento son más caros que los de enfriamiento, por lo que se escogió la temperatura 251.8 °C, este resultado se verá reflejado en el análisis energético realizado en el capítulo 6. Por lo tanto se modificará la temperatura de este equipo, obteniendo la cantidad de calor en el horno AI de 45, 785,055.5 W, cuyo valor es menor a 45, 961,751.8W, calculado a 230°C.

Finalmente se logró minimizar la carga térmica del horno de la torre AI, al igual que corroborar las condiciones de operación de la torre AA, siendo una desventaja no poder mover una condición en la torre para minimizar la carga térmica del horno, por lo que se realizó un análisis en la entrada de la torre, aumentando la temperatura de la corriente de entrada, es decir, el último intercambiador del tren de calentamiento de crudo aumentarlo de temperatura. Este análisis extra se elaboró colocando las temperaturas óptimas del análisis ya realizado, cuyos valores son T RGPV= 122°C, T RRV= 251.8 °C. Obteniendo el siguiente resultado:

Row#		VARY 1	GF	GC	GH2
Case	Status	H-2			
		C	WATT	WATT	WATT
1	OK	220	3.69E+07	-2.5E+07	7.81E+06
2	OK	221	3.67E+07	-2.5E+07	8.02E+06
3	OK	222	3.65E+07	-2.5E+07	8.23E+06
4	OK	223	3.63E+07	-2.5E+07	8.44E+06
5	OK	224	3.61E+07	-2.5E+07	8.65E+06
6	OK	225	3.59E+07	-2.5E+07	8.86E+06
7	OK	226	3.57E+07	-2.5E+07	9.08E+06
8	OK	227	3.55E+07	-2.5E+07	9.29E+06
9	OK	228	3.52E+07	-2.5E+07	9.50E+06
10	OK	229	3.50E+07	-2.5E+07	9.71E+06
11	OK	230	3.48E+07	-2.5E+07	9.93E+06
12	OK	231	3.46E+07	-2.5E+07	1.01E+07
13	OK	232	3.44E+07	-2.5E+07	1.04E+07
14	OK	233	3.42E+07	-2.5E+07	1.06E+07
15	OK	234	3.40E+07	-2.5E+07	1.08E+07
16	OK	235	3.37E+07	-2.5E+07	1.10E+07
17	OK	236	3.35E+07	-2.5E+07	1.12E+07
18	OK	237	3.33E+07	-2.5E+07	1.14E+07
19	OK	238	3.31E+07	-2.5E+07	1.16E+07
20	OK	239	3.29E+07	-2.5E+07	1.19E+07
21	OK	240	3.27E+07	-2.5E+07	1.21E+07
22	OK	241	3.24E+07	-2.5E+07	1.23E+07
23	OK	242	3.22E+07	-2.5E+07	1.25E+07

Tabla 16: Análisis de la temperatura de entrada al horno de la torre AA

Es muy considerable el cambio que sufre el horno con tan solo elevar la temperatura de 232°C a 242°C. No se exploró mayor cantidad de temperatura, ya que el tren de calentamiento presenta cruce de temperaturas, al igual que algunos servicios de

enfriamiento sufren cambios considerables, por lo que se optará por reportar los siguientes cambios:

- Modificar la temperatura de retorno del circuito RGPV a 122°C
- Modificar la temperatura de retorno del circuito RRV a 251.8°C
- Modificar la temperatura de entrada a la torre AA a 242°C

5.2 Simulación completa e Integración Térmica

Ya que el análisis fue realizado de manera satisfactoria, procedemos a realizar dos simulaciones, la primera será basándonos en los datos proporcionados por PEMEX acerca de la RIAMA (simulación 1), y la segunda será colocando las temperaturas óptimas de operación calculadas en el paso anterior (Simulación completa óptima).

Obtenemos los siguientes resultados y el diagrama de flujo en Aspen Plus:

	CRUDO A	TURBO 2	QUERO 3	GLP 5	GOPA 7	NAFTAL	GASOLINA	GVP 11	GLV 12	REVAC 4
Substream: MIXED	LIQUID									
Total Flow kmol/hr	1368.322	83.03137	212.3407	114.235	33.74901	320.3737	305.5015	198.0488	40.93621	161.5556
Total Flow kg/hr	3.23E+05	13678.07	43888.45	31644.55	11325.62	29915.94	36572.95	79022.28	12918.42	1.03E+05
Total Flow bbl/day	55488.92	2584.164	7942.991	5510.619	1926.422	6425.52	7632.824	13676.04	2223.78	18782.81
Temperature C	27	42	38	49	60	33.0002	71.94864	121	60	312.3546
Pressure kg/sqcm	4.39	3.86	4.66	5.55	6.66	1.633227	1	5.36	1	0.0679754
Vapor Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy J/kmol	-4.44E+08	-2.93E+08	-3.65E+08	-5.17E+08	-6.19E+08	-1.88E+08	-2.14E+08	-6.88E+08	-5.84E+08	-8.08E+08
Enthalpy J/kg	-1.88E+06	-1.78E+06	-1.77E+06	-1.87E+06	-1.84E+06	-2.01E+06	-1.78E+06	-1.73E+06	-1.85E+06	-1.26E+06
Enthalpy Watt	-1.69E+08	-6.75E+06	-2.16E+07	-1.64E+07	-5.80E+06	-1.67E+07	-1.81E+07	-3.79E+07	-6.64E+06	-3.63E+07
Entropy J/kmol-K	-1.57E+06	-1.08E+06	-1.35E+06	-1.87E+06	-2.23E+06	-6.28E+05	-7.61E+05	-2.53E+06	-2.11E+06	-3.39E+06
Entropy J/kg-K	-6642.984	-6542.667	-6515.817	-6734.745	-6636.496	-6720.391	-6354.348	-6345.131	-6673.612	-5296.944
Density kmol/cum	3.722468	4.850325	4.035505	3.129302	2.644591	7.526573	6.041947	2.186054	2.778846	1.298405
Density kg/cum	879.9918	799.0122	834.0938	866.8568	887.4817	702.8184	723.3084	872.2442	876.9327	831.7791
Average MW	236.4001	164.7337	206.6889	277.0129	335.5837	93.37827	119.7145	399.004	315.5744	640.616
Liq Vol 60F bbl/day	55114	2527	7815	5389.001	1872	6298.048	7155	12753	2159	15481
*** ALL PHASES ***										
APISTD	27.90579	41.32084	35.06908	27.80335	23.11781	65.61372	51.51635	19.46574	24.83595	8.424844

Tabla 17: Resultado de las corrientes producto de la simulación completa 1

	CRUDO A	TURBO 2	QUERO 3	GLP 5	GOPA 7	NAFTAL	GASOLINA	GVP 11	GLV 12	REVAC 4
Substream: MIXED	LIQUID									
Total Flow kmol/hr	1368.322	83.03137	212.3407	114.2349	33.74901	320.3737	305.5015	198.0119	40.97434	161.5543
Total Flow kg/hr	3.23E+05	13678.07	43888.45	31644.55	11325.62	29915.94	36572.95	79024.41	12916.04	1.03E+05
Total Flow bbl/day	55488.92	2584.164	7942.992	5510.618	1926.421	6425.52	7632.824	13675.97	2223.806	18782.8
Temperature C	27	42	38	49	60	33.0002	71.95	121	60	312.35
Pressure kg/sqcm	4.39	3.86	4.66	5.55	6.66	1.633227	1	5.36	1	0.0679754
Vapor Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Liquid Frac	1	1	1	1	1	1	1	1	1	1
Solid Frac	0	0	0	0	0	0	0	0	0	0
Enthalpy J/kmol	-4.44E+08	-2.93E+08	-3.65E+08	-5.17E+08	-6.19E+08	-1.88E+08	-2.14E+08	-6.89E+08	-5.83E+08	-8.08E+08
Enthalpy J/kg	-1.88E+06	-1.78E+06	-1.77E+06	-1.87E+06	-1.84E+06	-2.01E+06	-1.78E+06	-1.73E+06	-1.85E+06	-1.26E+06
Enthalpy Watt	-1.69E+08	-6.75E+06	-2.16E+07	-1.64E+07	-5.80E+06	-1.67E+07	-1.81E+07	-3.79E+07	-6.63E+06	-3.63E+07
Entropy J/kmol-K	-1.57E+06	-1.08E+06	-1.35E+06	-1.87E+06	-2.23E+06	-6.28E+05	-7.61E+05	-2.53E+06	-2.10E+06	-3.39E+06
Entropy J/kg-K	-6642.984	-6542.667	-6515.817	-6734.745	-6636.496	-6720.391	-6354.348	-6345.184	-6674.172	-5296.943
Density kmol/cum	3.722468	4.850325	4.035505	3.129302	2.644591	7.526573	6.041947	2.185657	2.781403	1.298395
Density kg/cum	879.9918	799.0122	834.0938	866.8568	887.4817	702.8184	723.3084	872.272	876.7614	831.7805
Average MW	236.4001	164.7337	206.6889	277.0129	335.5837	93.37827	119.7145	399.0892	315.2227	640.622
Liq Vol 60F bbl/day	55114	2527	7815	5389	1872	6298.048	7155	12753	2159	15481
*** LIQUID PHASE ***										
APISTD	27.90579	41.32084	35.06908	27.80335	23.11781	65.61372	51.51635	19.46167	24.86472	8.424689

Tabla 18: Resultado de las corrientes producto de la simulación completa óptima

Se creó el siguiente diagrama de la simulación completa (ver figura 18)

Se puede observar que existen muchas corrientes de recirculación, por lo que la velocidad de convergencia es un poco lenta, ya que la cantidad de iteraciones aumenta. Los datos obtenidos en la condición óptima y el caso base, sufren ligeras modificaciones, ya que aumentó la pureza del gasóleo pesado de vacío y el gasóleo ligero de vacío, sin modificar el flujo volumétrico, por lo que se procede a realizar la integración térmica del proceso. Este análisis tiene como objetivo analizar la red de intercambiadores de calor en todo el proceso, al igual que la posibilidad de cambiar algún intercambiador de lugar o bien suprimir algún equipo que no contribuya energéticamente al proceso, por lo que se utilizará el programa “Aspen Energy Analyzer”, este programa está especializado en realizar ajustes energéticos para minimizar costos de servicios de calentamiento y enfriamiento.

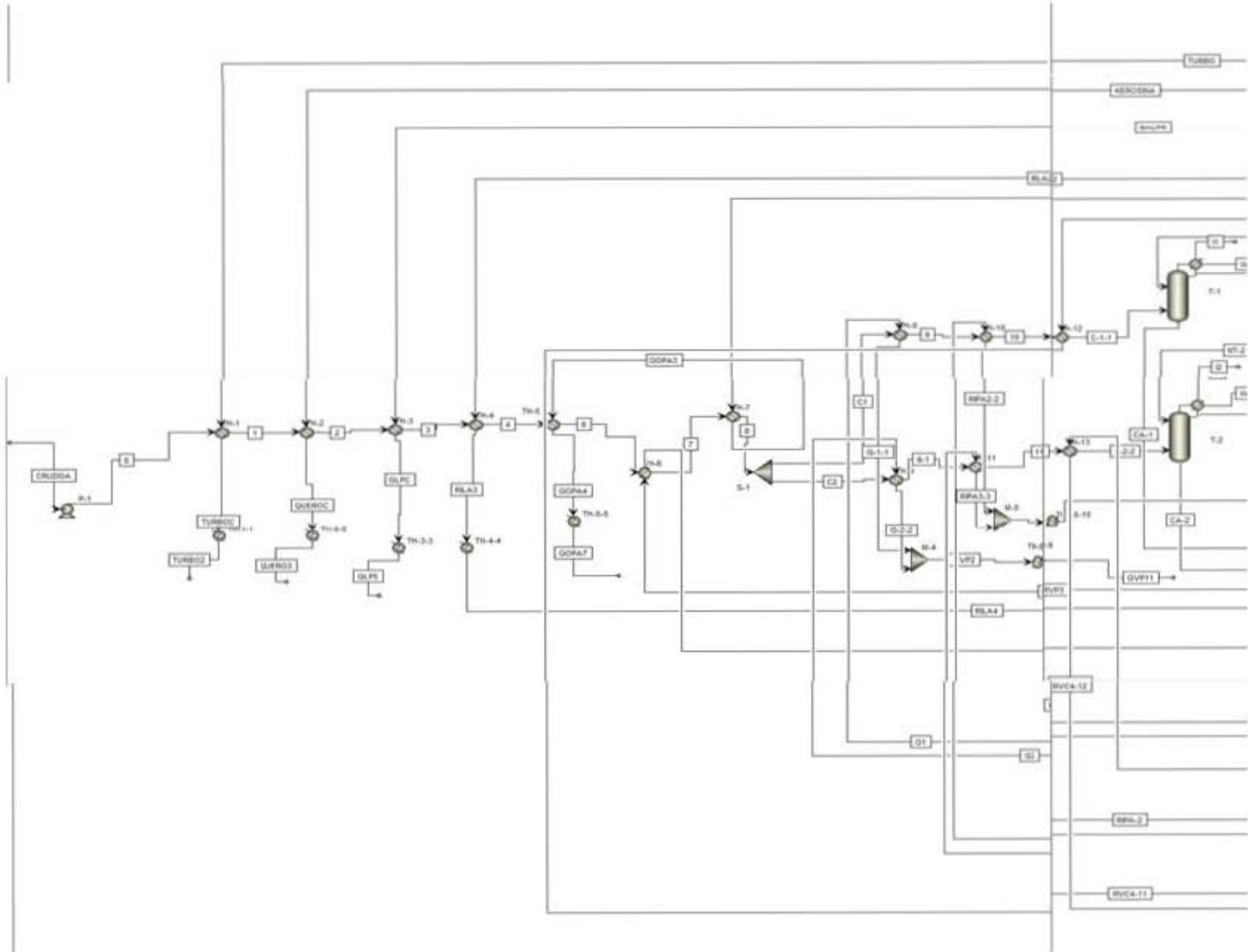


Fig. 18: Esquema de simulación completa (parte 1)

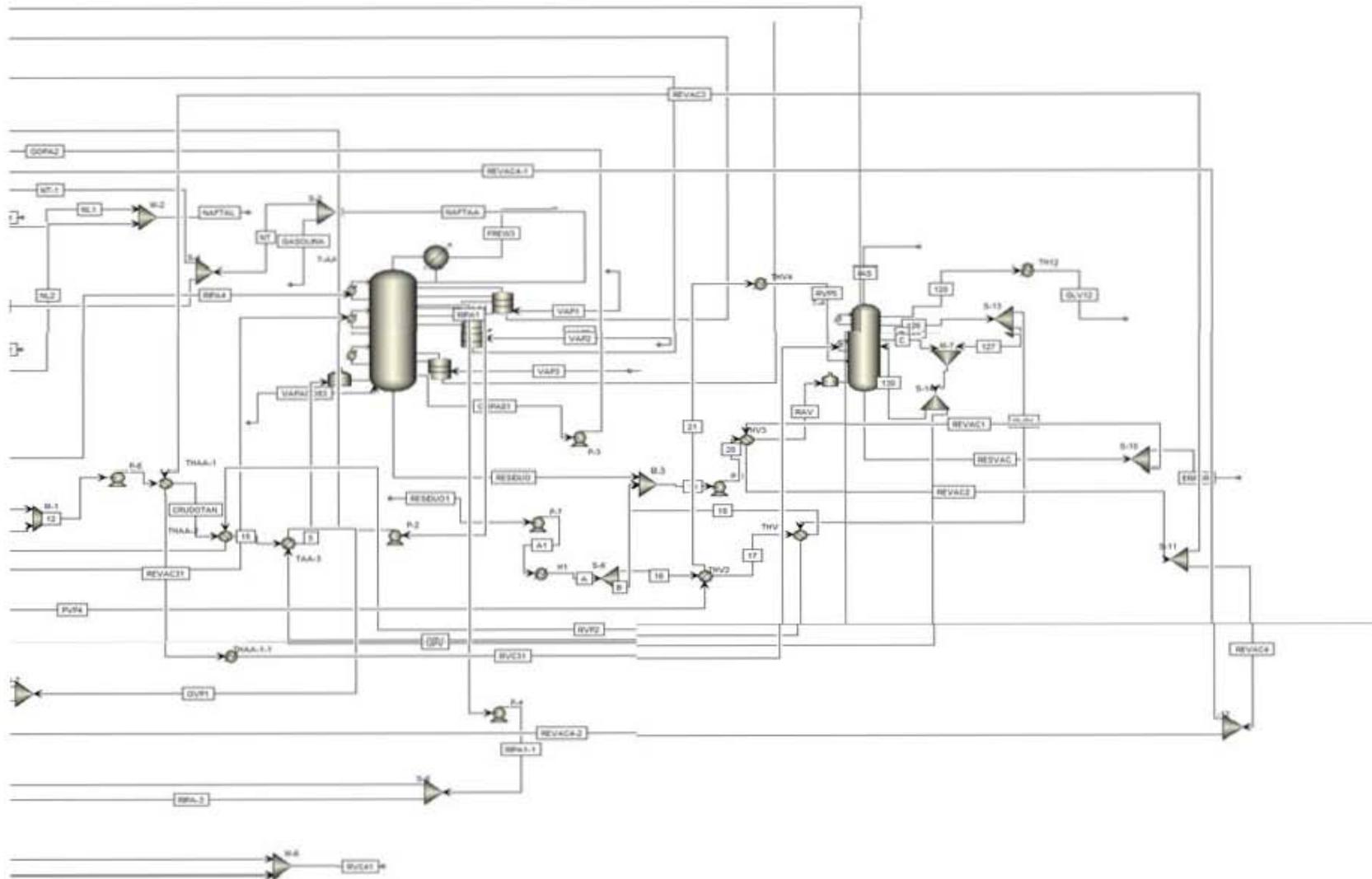


Fig. 18: Esquema de simulación completa (parte 2)

En el programa usa fuego a 1000°C para simular el poder calórico de los vapores de agotamiento usados en la torre AA, también hay agua de enfriamiento, aire, aceite caliente. Generalmente en varios equipos se utilizó aire, ya que sólo consume energía eléctrica, esto mediante los compresores que mueven el aire a cada uno de los intercambiadores.

Paso 3: De acuerdo con la necesidad que se tenga en el proceso, se elige minimizar el área de intercambio, o bien, el costo de operación mediante la siguiente ventana de opciones:

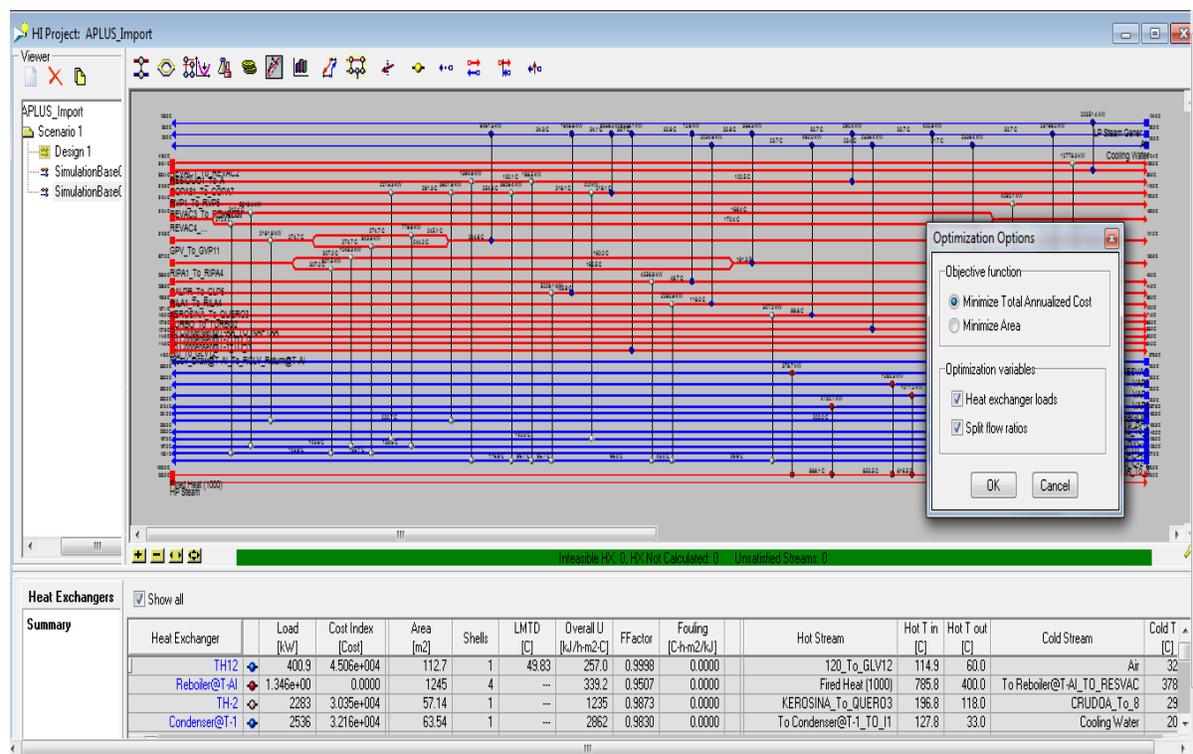


Fig. 21: Botón para minimizar costos de servicios de calentamiento y enfriamiento en Aspen Energy Analyzer

En este trabajo se minimizaron los costos de operación de la planta, obteniendo los siguientes resultados:

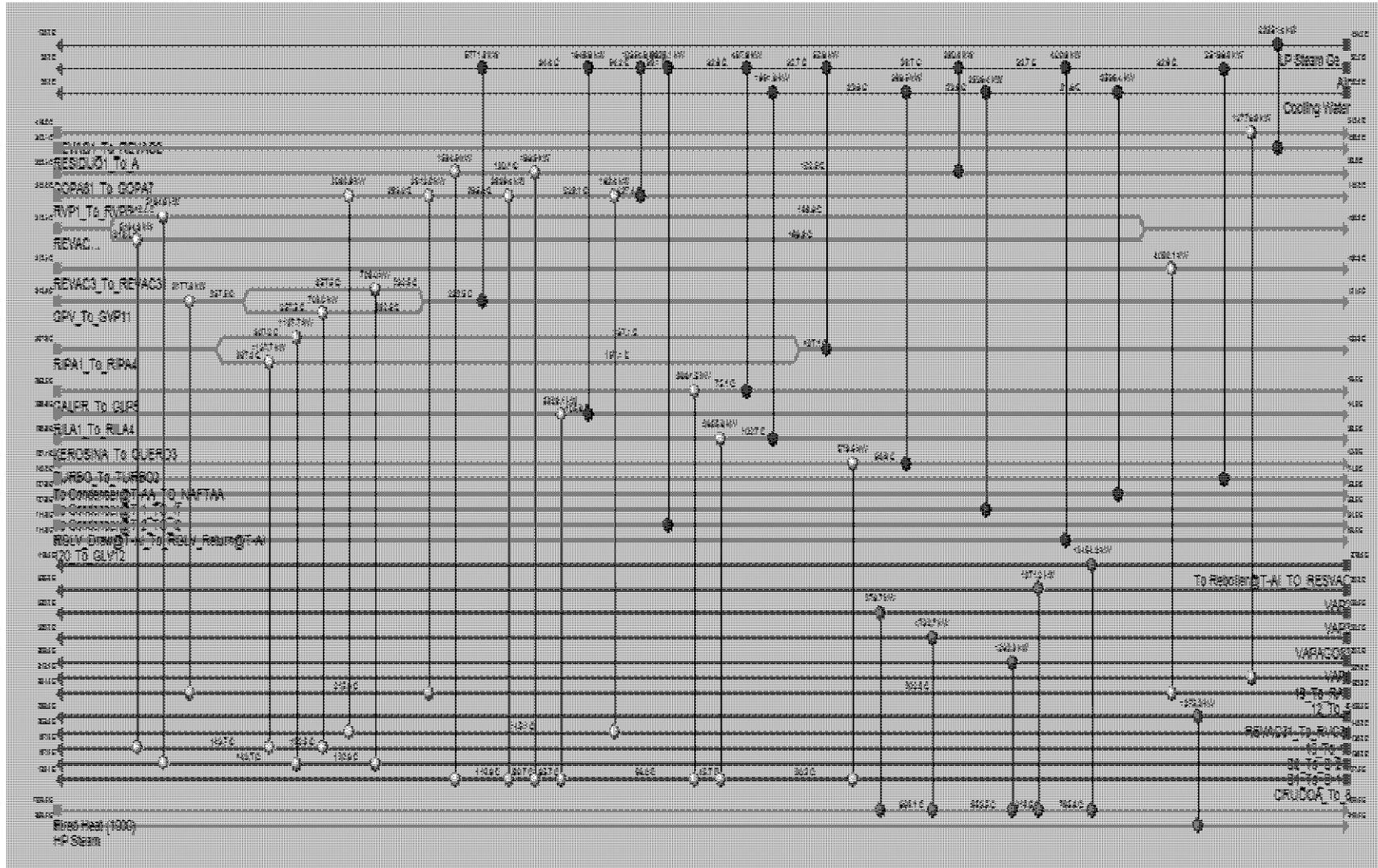


Fig. 22: Red de intercambiadores actual de la RIAMA

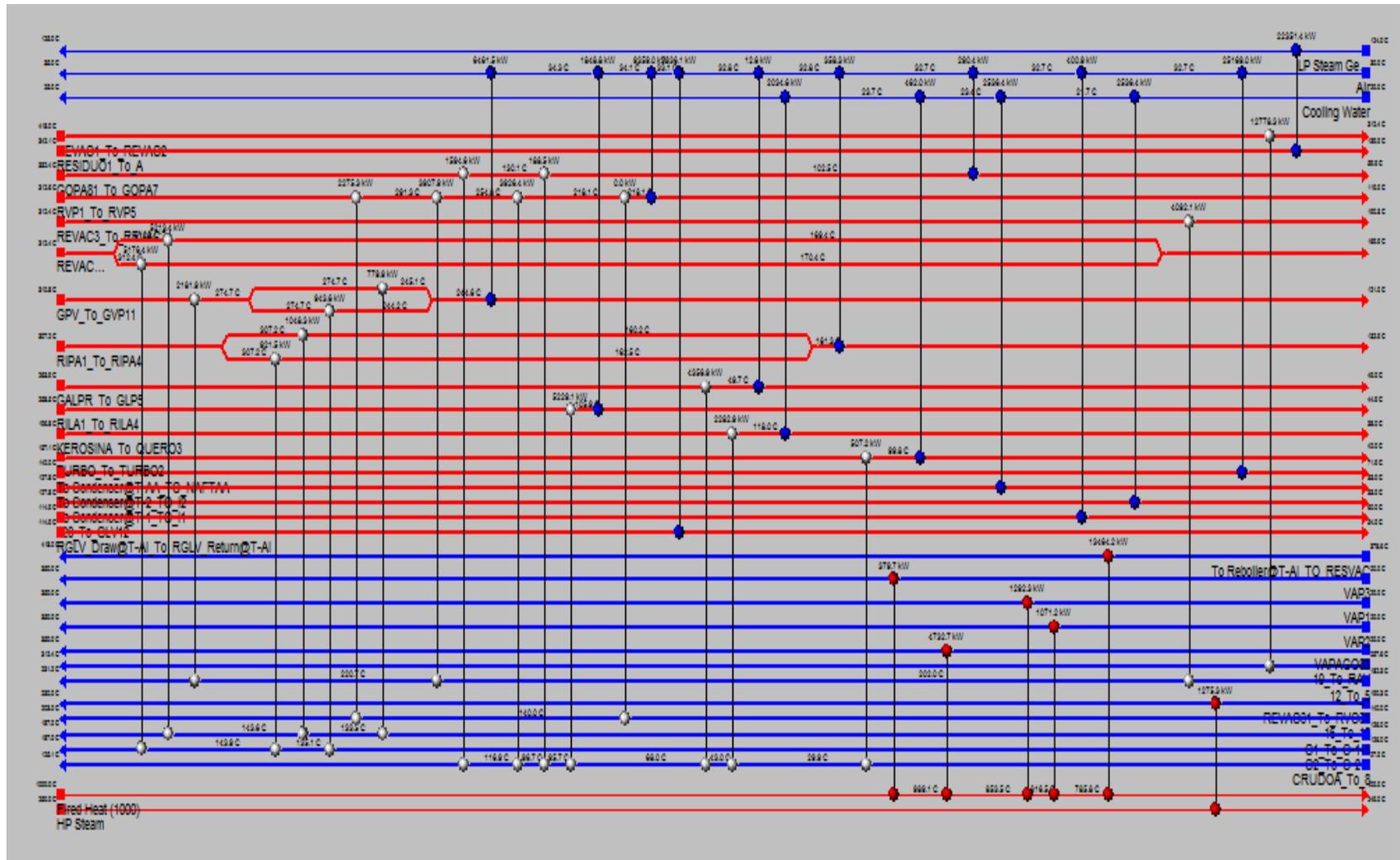


Fig. 23: Red de intercambiadores actual de la RIAMA costos mínimos

6. ANÁLISIS DE RESULTADOS

Existen cambios no tan simples de percibir, sin embargo, en las redes descritas en las figuras 23 y 24, solamente se suprimió de dichas redes el equipo THV2 (AI-E-1 AD), esto se puede observar en las siguientes tablas, encontrando que tanto el área de transferencia y la carga térmica valen cero para este equipo, ya que el intercambiador THV3 puede calentar toda esa carga de manera más eficiente, obteniendo los siguientes resultados:

Heat Exchanger		Cost Index [Cost]	Area [m ²]	Shells	Load [kW]
Condenser@T-1	↕	3.219e+004	63.66	1	2536
TH-6	↕	3.396e+004	70.07	1	3926
TH-12	↕	9.271e+004	277.2	2	5195
TAA-3	↕	4.788e+004	124.2	1	3178
TH-5-5	↕	3.332e+004	67.75	1	290.4
THV2	↕	1.492e+004	9.674	1	182.4
THAA-2	↕	4.029e+004	93.94	1	2912
TH-10-10	↕	1.300e+004	5.215	1	52.76

Tabla 19: Datos importantes de la red descrita en la figura 22

Heat Exchanger		Cost Index [Cost]	Area [m ²]	Shells	Load [kW]
Condenser@T-1	↕	3.216e+004	63.54	1	2536
TH-6	↕	3.561e+004	76.13	1	3926
TH-12	↕	9.345e+004	280.3	2	5213
TAA-3	↕	3.495e+004	73.71	1	2182
TH-5-5	↕	3.334e+004	67.79	1	290.4
THV2	↕	0.0000	0.0000	0	0.0000
THAA-2	↕	5.340e+004	147.2	1	3908
TH-10-10	↕	2.275e+004	31.84	1	358.3

Tabla 20: Datos importantes de la red descrita en la figura 23

Heat Exchanger		Cost Index [Cost]	Area [m ²]	Shells	Load [kW]
TH-2	↕	3.035e+004	57.14	1	2283
Condenser@T-1	↕	3.216e+004	63.54	1	2536
TH-6	↕	6.361e+004	191.7	1	3926
TH-12	↕	9.177e+004	273.3	2	5170
TAA-3	↕	6.989e+004	220.2	1	3777
TH-5-5	↕	3.338e+004	67.97	1	290.4
THV2	↕	0.0000	0.0000	0	0.0000
THAA-2	↕	1.251e+00E	498.2	1	4465
TH-10-10	↕	2.363e+004	34.61	1	393.4
TH-3-3	↕	1.420e+004	7.950	1	12.62
TH-1	↕	1.692e+004	14.84	1	507.2
Condenser@T-2	↕	3.300e+004	66.58	1	2536
Total		3.185e+00E	1.248e+004	57.00	1.578e+005

Tabla 21: Datos importantes de la red descrita en la figura 24

Finalmente se evalúa la factibilidad económica de cada red, obteniendo los siguientes resultados del programa para cada caso:

T=232	Pinch caso base				
	cost	m ²	shells		kW
Caso Base	2993358.071	11590.4457	58	<empty>	156776.948
Óptimo	2945905.924	11459.927	56	<empty>	156776.948

Tabla 22: Datos de los costos calculados por Aspen Energy Analyzer para la figura 22 y 23

T=242 T=122 T=250	Pinch con condiciones de la etapa 1				
	cost	m ²	shells		kW
Óptimo	3184609.053	12475.6344	57	<empty>	157847.386

Tabla 23: Datos de los costos calculados por Aspen Energy Analyzer para la figura 24

Revisando los resultados obtenidos se puede observar que el que tiene menor área total de intercambio de calor, menor cantidad de equipos y menor costo es el segundo diseño, es decir, el que contempla sólo la pérdida del intercambiador THV2, y que el modelo más costoso es en el que se han hecho toda la implementación de las temperaturas óptimas del proceso, esto se debe a que en este programa no se tomaron en cuenta los calores de los dos hornos que intervienen en el proceso, por lo que es muy importante sumar a las cargas totales las cargas de los hornos, obteniendo las siguientes tablas corregidas:

T=232	Pinch caso base							
	cost	m ²	shells		kW	Qhorno AA (kW)	Qhorno AI (kW)	Calor total (kW)
Caso Base	2993358.071	11590.4457	58	<empty>	156776.948	34615.5564	45961.2233	237353.7278
T=242 T=122 T=250	Pinch con condiciones de la etapa 1							
	cost	m ²	shells		kW	Qhorno AA (kW)	Qhorno AI (kW)	Calor total (kW)
Óptimo	3184609.053	12475.6344	57	<empty>	157847.386	32462.9003	45785.0774	236095.364

Tabla 24: Revisión de costos de las redes descritas en las figuras 22, 23, 24 incluyendo las cargas térmicas de los hornos AA y AI

La contribución térmica de los hornos cambia considerablemente los resultados, ya que el calor total que hay que aprovechar del proceso aumenta considerablemente en las dos primeras redes propuestas, siendo poco factible a simple vista, sin embargo, tenemos que calcular los precios de los costos de operación utilizando los datos actuales, al igual que cuantificar los costos fijos de los intercambiadores de calor. Para ello utilizaremos los siguientes pasos:

1.- Se extrajeron todas las áreas de los intercambiadores de calor del programa "Aspen Energy Analyzer", posteriormente utilizamos la siguiente expresión para calcular el costo de cada intercambiador de calor:

$$\text{\$} = 7296(A)^{0.65}$$

Ecuación 5: Cálculo del costo de un intercambiador coraza y tubos⁸

Donde A es el área de transferencia en m² y el precio resultante se reportará en dólares. Los resultados para cada red es el siguiente:

- 1.- Red preliminar: \$ 8, 845,718.106 USD
- 2.- Red omitiendo el intercambiador THV2: \$ 8, 813,822.772 USD
- 3.- Red con las modificaciones de temperatura sin THV2: \$ 9, 529,786.087 USD

Las cantidades calculadas son solamente costos de capital, por lo que se llevará a cabo el cálculo de los costos de operación de todas las redes propuestas. Utilizaremos las siguientes corrientes de servicio:

- a) Agua de enfriamiento (0.1628 \$USD/m³)
- b) Aire (energía eléctrica suministrada a un compresor)
- c) Vapor de alta (2.5 x10⁻⁶ \$USD/kJ)
- d) Combustible para horno (4.7846 \$USD/MMBTU)

Para calcular los servicios de aire, agua de enfriamiento y vapor de alta, solamente basta con calcular las cargas térmicas y los flujos de servicio, utilizando las siguientes ecuaciones:

$$Q = m * Cp * \Delta T$$

Ecuación 6: Cálculo de carga térmica

$$m = \frac{Q}{Cp * \Delta T}$$

Ecuación 7: Cálculo de la masa a partir de la ecuación de la carga térmica

Donde Q es la carga térmica, m es la masa, Cp es el calor específico y ΔT es la diferencia de temperatura.

Para el combustible consumido, requerimos solamente del poder calórico de este combustible para calcular el flujo, cuyo valor es de 11023 cal/g, al igual que la densidad del combustible cuyo valor es de 0.6 kg/m³ obteniendo los siguientes resultados al sumar todos los costos de operación:

- a) Red original: \$10, 680,171.476 USD/año
- b) Red omitiendo el intercambiador THV2: \$10, 665,255.918 USD/año
- c) Red con temperaturas óptimas sin THV2: \$8, 041,606.5838 USD/año

Podemos observar que en la red optimizada hay costos de operación muy bajos con respecto a la red original obteniendo un ahorro anual de costos de operación de **\$2, 638,564.892 USD /año**, este dato se calcula mediante la diferencia entre los costos de operación de la planta actual (figura 22) con respecto a los costos de

operación de la red óptima (figura 24), lo cual haría que el costo fijo de la planta se pagara en menos de un año. Esto nos permite reportar las siguientes modificaciones que hay que hacer en la plana:

-Omitir el equipo AI-E-1 AD de la refinería, ya que no contribuye energéticamente al proceso.

-La temperatura del intercambiador AI-E-102 A/B con esta modificación debe ser de 242°C, para minimizar el costo del horno AA.

-La temperatura del intercambiador AA-E 12 debe modificarse a 122°C para minimizar la energía del horno AI.

-La temperatura del intercambiador AA-E 150 A/C debe modificarse a 251.8°C para minimizar la energía del horno AI.

7. CONCLUSIONES

Se cumplió con el objetivo principal, llevar a cabo el esquema de simulación de las Plantas AA y AI de la Refinería Ing. Antonio M. Amor de Salamanca Guanajuato, utilizando para esto datos reales de operación. Se puede concluir que en general el esquema de simulación que se generó es aceptable ya que los datos arrojados por el simulador son bastantes cercanos a los que proporcionó PEMEX, ya que presentaron un error considerablemente pequeño.

El simulador Aspen Plus resulto una herramienta de gran ayuda debido a su gama amplia de herramientas que tiene ya sea para caracterizar el crudo o para especificar la torre, ya que los errores fueron por debajo del 10%, esto es muy importante, ya que existe la confiabilidad suficiente para realizar una optimización de proceso que pueda ser aplicada de manera real, por lo que, todos los análisis implementados en este escrito tienen un 90% de confiabilidad, permitiendo que las herramientas de computación predigan de manera general comportamientos de plantas industriales existentes con una precisión abrumadora, con la facultad de generar condiciones factibles de proceso en muy corto tiempo con mucha exactitud.

Se pudo observar un fenómeno bastante interesante al momento de realizar el análisis de sensibilidad, este fenómeno es que en la mayoría de los casos, muchas Refinerías son Diseñadas cumpliendo con la condición de gasto de energía mínimo, por lo que estos procesos no tienen una holgura dentro de su variables de proceso, por lo que hace que el control de estas sea muy preciso, ya que, tanto las presiones de operación como la temperatura de operación son las necesarias para cumplir con los requisitos de los productos de la Refinería, al igual que los diseños de todos los equipos, siendo que en este trabajo que ningún equipo sufrió algún cambio de diseño, ya que el diseño actual cumple con todas las especificaciones de pureza de los productos y el ahorro de energía; sólo fueron cambiadas tres temperaturas en los intercambiadores de calor, variando en diez unidades su cambio.

Es muy importante conocer la teoría para implementar estos programas, ya que, si se tiene bien estudiadas las bases teóricas del diseño de procesos, podemos tomar atajos en la toma de decisiones en la optimización de procesos moviendo las variables adecuadas para resolver la función objetivo que hayamos establecido, es por ello que con el simple hecho de mover tres temperaturas en el proceso, todos los costos se ven seriamente afectados de manera positiva, sin la necesidad de instalar equipos complejos para minimizar el costo de energía, sin la necesidad de quitar todos los equipos de la planta. A veces las sutilezas hacen la diferencia en un proceso altamente complejo.

8. BIBLIOGRAFÍA

- 1.- Perry, Manual del ingeniero químico. 6ª ed. Mc Graw Hill.
- 2.-Robert E. Maples. Petroleum Refinery Processes Economics. 2ª ed. Pennwell Books, 2000.
- 3.-Warren D. Sieder. J. D. Seader, Process Design Principles: Synthesis, Analysis and Evaluation. Inc. EUA, 1999.
- 4.-Parte Del manual de Aspen plus, Getting started modeling petroleum processes. 2010
- 5.-Jiménez Gutiérrez, Arturo, Diseño de procesos en Ingeniería Química, Reverte S.A. 2003
- 6.-Dunn, R. F., El-Halwagi, M.M., Process integration technology review: background and applications in the chemical process industry, Journal of Chemical Technology and biotechnology, Vol. 78, 2003.
7. - Gil, Ivan, Processes Analysis and simulation in chemical engineering. 2016
8. - Peters, M, S, Timmerhaus, K. D, and West, R. E, Plant Design and Economics for Chemical Engineers, McGraw Hill. 2003.

8.1 Páginas de internet

- 9.-<http://www.pemex.com/proveedores-y-suministros/normas-referencia/Paginas/normas-ref-vigentes.aspx>
10. - <http://home.ubalt.edu/ntsbarsh/opre640S/PARTVIIS.HTM>
- 11.-http://www.pemex.com/saladeprensa/boletines_regionales/Paginas/2016-059-salamanca.aspx#.WAQhDDWJQm8