



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO
FACULTAD DE QUÍMICA

**Criterios de Diseño para la Simulación de una Torre de
Destilación Atmosférica para Procesar Crudo Istmo y
Maya.**

Tesis

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

César Helamán González Romero



MÉXICO, D.F.

AÑO 2013

ASIGNADO:



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.

PRESIDENTE: Profesor: José Fernando Barragán Aroche

VOCAL: Profesor: Néstor Noé López Catillo

SECRETARIO: Profesor: Martín Rivera Toledo

1er. SUPLENTE: Profesor: MiltonThadeu García Medeiros de Oliveira

2° SUPLENTE: Profesor: Carlos Álvarez Maciel

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

INSTITUTO MEXICANO DEL PETRÓLEO, (IMP).

Asesor

Supervisor Técnico

Dr. Néstor Noé López Catillo

Ing. Gerardo Bonifacio Lemus Morales

Sustentante

César Helamán González Romero

Índice

Glosario	8
Capítulo I. Introducción	15
Objetivos	18
Capítulo II. Marco Teórico	19
2.1. Definición de petróleo	20
2.2. Tipos de petróleo	20
2.2.1. Crudo Istmo	21
2.2.2. Crudo Maya	22
2.3. Caracterización	25
2.3.1. Curvas de destilación	25
2.3.1.1. Curva ASTM D86	26
2.3.1.2. Curva TBP	26
2.3.2. Densidad, peso específico y gravedad API	27
2.3.3. Factor de caracterización Watson (K_{UOP})	29
2.3.4. Pseudocomponentes	29
2.3.4.1. Puntos finales “End points”	30
2.3.4.2. Punto de ebullición medio “Mid boiling point”	30
2.4. Aspectos generales sobre destilación	33
2.5. Variables de proceso	34
2.6. Criterios y variables del proceso para el diseño de la torre de destilación atmosférica	35
2.6.1. Proceso básico de la destilación atmosférica (Tipo A)	35
2.6.2. Calidad de fraccionamiento	36
2.6.3. Tipo de condensador en la sección del domo	42
2.6.4. Presión de operación de la columna de destilación	43
2.6.5. Temperatura de salida del calentador	43
2.6.6. Overflash	44
2.6.7. Especificación de los productos	44
2.6.8. Reflujo	46
2.6.9. Flujo y temperatura de reflujo en extracciones de calor “Pumparounds”	46
2.6.10. Vapor en agotadores secundarios y sección de agotamiento	47
2.6.11. Flujo de extracción de los productos de la torre de destilación	47
2.6.12. Torres de destilación con platos	48
2.6.12.1. Tipos de platos	49
2.6.12.1.1. Plato tipo válvula	50
2.6.12.2. Eficiencia	50
2.6.12.3. Diámetro y altura	51
2.6.12.4. Espaciamiento entre platos	52
2.6.12.5. Número de pasos	52
2.6.12.6. Inundación	52
2.6.12.7. Bajante “Downcomer backup”	53
2.7. Simulación de procesos	55
2.7.1. Ventajas de la simulación de procesos	55

2.7.2. Desventajas de la simulación de procesos.....	56
2.8. Simulador Aspen HYSYS.....	57
Capítulo III. Simulación de la Torre de Destilación Atmosférica en Aspen HYSYS.....	58
3.1. Descripción general del proceso de destilación atmosférica.....	59
3.2. Caracterización del crudo.....	62
3.3. Modelo termodinámico y componentes adicionales.....	70
3.4. Simulación de la torre de destilación atmosférica en estado estacionario....	71
3.4.1. Corrientes de entrada.....	71
3.4.2. Torre de destilación atmosférica.....	73
3.4.3. Especificaciones para la convergencia de la torre de destilación atmosférica	75
Capítulo IV. Análisis de Resultados.....	77
4.1. Resultados comparativos para ambos crudos.....	78
4.1.1. Caracterización del crudo por pseudocomponentes.....	78
4.1.2. Perfil de flujo, presión y temperatura de torre de destilación atmosférica.....	84
4.2. Parámetros de operación en torre de destilación atmosférica.....	93
4.2.1. Temperatura a la salida del horno.....	94
4.2.2. Extracciones de calor “Pumparounds”.....	96
4.2.3. Overflash.....	98
4.2.4. Vapor de agotamiento.....	100
4.2.5. Hidráulica de torre de destilación atmosférica.....	101
4.3. Especificación de los productos.....	101
4.4. Criterios para el diseño de la torre de destilación atmosférica.....	105
Capítulo V. Conclusiones.....	106
Bibliografía.....	109
Anexos.....	113
Anexo A. Índice de Tablas.....	114
Anexo B. Índice de Figuras.....	118
Anexo C. Índice de Gráficas.....	122

Glosario

Agua amarga “Sour Water”. Agua residual con contenido de ácido sulfhídrico (H_2S), amoníaco (NH_3) y compuestos de azufre de baja masa molecular que proviene de los procesos de refinación. Se obtiene de los domos (parte superior) de las torres de fraccionamiento de hidrocarburos, tales como primarias, catalíticas, hidrodesulfuradoras, etc. El agua recolectada en los acumuladores es posteriormente enviada a plantas de tratamiento de aguas amargas para eliminarle el ácido sulfhídrico y amoníaco.

Barril de petróleo “oil barrel”. Unidad de volumen basada en la medida del barril utilizado en la industria del petróleo. Equivale a 158.9873 litros (42 galones de Estados Unidos).

Coque “coke”. Producto sólido, poroso, de color negruzco. Se obtiene de la descomposición térmica de los hidrocarburos de alto peso molecular que se encuentran en las fracciones más pesadas o residuo, del proceso de refinación del petróleo.

Curva de destilación “distillation curve”. Curva que caracteriza las propiedades de vaporización de mezclas de líquidos, que es representativa de una destilación en condiciones definidas y que se traza relacionando el porcentaje de volumen destilado o recuperado con la temperatura a la cual es destilado. Las pruebas reportan esta característica como las temperaturas a las cuales los diferentes porcentajes de la muestra han hervido.

Para los diferentes tipos de petróleo crudo, cada uno tiene una curva de destilación única que ayuda a caracterizar los compuestos químicos que se encuentran en él. Generalmente los compuestos que contienen más átomos de carbono tienen más alta temperatura de ebullición.

Las pruebas de destilación más usuales para el crudo, sus fracciones o productos, son la ASTM atmosférica (ASTM D86), la ASTM al vacío (ASTM D1160), la TBP atmosférica (ASTM D2892).

Curva ASTM D86. Esta prueba se lleva a cabo en un aparato simple diseñado para hervir el líquido a analizar y condensar vapores al mismo tiempo que son generados, consta de una sola etapa en equilibrio y sin reflujo. La separación de los componentes es muy pobre.

Curva TBP “*true boiling point*”. Es una gráfica de los puntos de ebullición de los componentes puros o de las fracciones de crudo. Se realiza usando un complejo aparato para destilación por lotes con un gran número de etapas en equilibrio y con un alto reflujo.

Crudo base aromática “*Aromatic base crude oil*”. Crudo que contiene grandes cantidades de compuestos aromáticos de bajo peso molecular y naftenos, junto con cantidades más pequeñas de asfaltos y aceites lubricantes.

Crudo base asfáltica “*Asphalt base crude oil*”. Crudos que producen altos rendimientos de asfalto y aceite combustible pesado.

Crudo base nafténica “*Naphtene base crude oil*”. Crudo que contiene principalmente naftenos, esto es, compuestos cíclicos saturados con cadenas laterales nafténicas y parafínicas, pueden contener mucho material asfáltico. Al refinarse estos crudos producen aceites lubricantes que se diferencian de los obtenidos de crudos parafínicos por ser de más baja gravedad y viscosidad, así como presentar un menor contenido de carbón.

Crudo base parafínica “*Paraffin base crude oil*”. Crudo de alto contenido en ceras y fracciones de aceites lubricantes, conteniendo pequeñas cantidades de naftenos, asfaltos, azufre, nitrógeno y oxígeno.

Diesel “*diesel*”. Combustible derivado de la destilación atmosférica del petróleo, más pesado que la turbosina. Su grado de destilación comprende entre 200 y 370 °C con un color amarillo claro, debido a sus diversos usos, cada vez son más estrictas sus especificaciones.

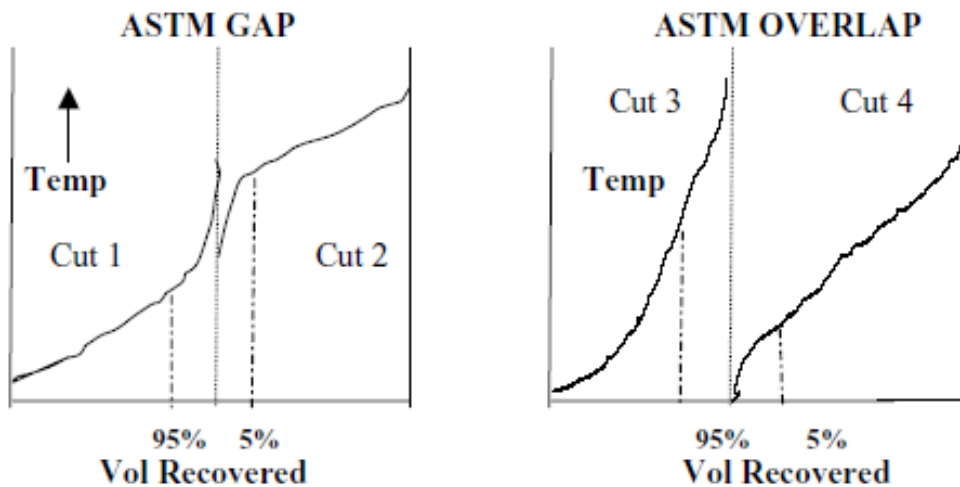
Se consume principalmente en máquinas de combustión interna de alto aprovechamiento de energía, con elevado rendimiento y eficiencia mecánica. Su uso se orienta, fundamentalmente, como energético en el parque vehicular equipado con motores diseñados para combustible diesel, tales como camiones de carga de servicio ligero y pesado, autobuses de servicio urbano y de transporte foráneo, locomotoras, embarcaciones, maquinaria agrícola, industrial y de la construcción.

Ensayo “Assay”. El ensayo de petróleo es una recopilación de datos de la planta o de laboratorio que definen las propiedades del petróleo. Como mínimo, el ensayo debe contener una curva de destilación para el crudo y una para la gravedad específica. La mayoría de los ensayos contienen datos sobre el contenido de azufre, la viscosidad, y muchas otras propiedades.

Fracción o corte “fraction, cut”. Grupo de hidrocarburos o componentes del petróleo que poseen propiedades o características similares y se separan en el proceso de la destilación primaria. Las fracciones de la destilación del petróleo se dividen en cinco: gas licuado, nafta, turbosina, diesel, gasóleo y residuo. Cada una de estas fracciones puede a su vez dividirse en subfracciones, por ejemplo: nafta ligera, nafta media y nafta pesada.

Fraccionamiento “fractionation”. Separación de hidrocarburos en fracciones por medio de la destilación.

Grado de separación y traslape “gap y overlap”. Se refiere a la diferencia entre las temperaturas al 95% en volumen recuperado en un corte ligero y el 5% en volumen recuperado del corte más pesado adyacente sobre la base de destilación en ASTM D86, el siguiente diagrama ilustra este concepto:



Un gap muestra como debería ser una separación típica en una columna de destilación atmosférica y esta diferencia numérica debe ser positiva de lo contrario es un overlap.

Gasóleo “gas oil”. Producto refinado del petróleo cuya densidad es mayor que la nafta y turbosina, pero menor que la del crudo reducido; generalmente comprende los hidrocarburos destilados entre 200 y 370 °C, cuyo rango de pesos específicos es de 0.820 a 0.890. Esta mezcla de hidrocarburos tiene dos usos principales: Combustible para pequeñas máquinas diesel y para hornos o calentadores, de donde toma sus nombres populares, diesel y aceite para hornos (*furnace oil*).

Índice de cetano “cetane index”. Aproximación del número de cetano (el comportamiento por ignición) de un combustible diesel que no contiene un aditivo mejorado de cetano, el cual se calcula a partir de la temperatura media de ebullición y de la densidad.

Nafta “naphtha”. Primer corte o fracción de la destilación del petróleo, cuyo rango de destilación comprende de los 30 a los 232 °C. En este tipo de clasificación se denomina nafta ligera a la fracción de la destilación comprendida hasta los 101 °C, y nafta pesada a la fracción comprendida entre 101 °C y 232 °C.

En la destilación atmosférica del crudo, la fracción considerada en este rango comprende la gasolina primaria la cual es estabilizada, hidrodesulfurizada y después de estos procesos sirve como carga a las plantas reformadoras de nafta; con el objetivo principal de incrementar su octanaje, utilizándose como componente básico de las gasolinas comerciales.

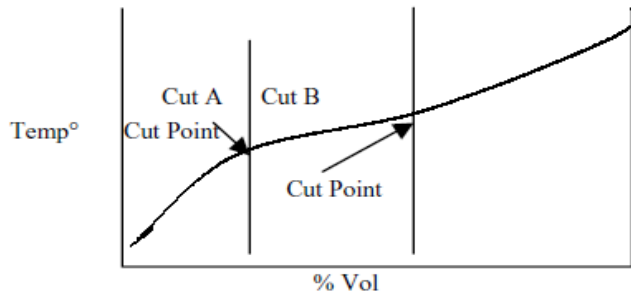
Existen clasificaciones de gasolinas en las que la fracción comprendida en el rango indicado, se dividen de la siguiente forma:

- **Gasolina ligera** (rango de 32 a 105 °C)
- **Naftas** (rango 105 a 175 °C)
- **Turbosina** (rango 175 a 230 °C).

Número de cetano “*cetane number*”. Indicador para comparar la capacidad de ignición de los combustibles, particularmente del diesel, en los motores diesel. El número se determina en la observación del rendimiento de una muestra de combustible en una máquina de pruebas. La escala de cetano se determina tomando como referencia mezclas de dos hidrocarburos, el cetano (hexadecano normal), al que se le asigna el valor de 100, y el alfa-metil-naftaleno, al que se le asigna el valor de cero.

Overflash. Es una cantidad extra de vaporización que se requiere por consideraciones del balance de materia que se toma para asegurar que un reflujo adecuado estará disponible en los platos entre la zona flash y el producto inmediato por encima de la zona flash.

Punto de corte “*TBP cut point*”. Temperatura en la curva TBP del crudo que representa los límites (superior e inferior) de una fracción a ser producida.



Punto de inflamación “flash point”. Temperatura a la cual un hidrocarburo libera vapores en cantidad suficiente para permitir la combustión.

Punto de niebla “cloud point”. Temperatura a la que empiezan a aparecer cristales de parafina en una mezcla de hidrocarburos enfriada en condiciones determinadas. El valor obtenido da una noción del contenido de parafina en un aceite.

Residuo atmosférico “atmospheric residue”. También conocido como crudo reducido es un producto que se obtiene del fondo de las torres de fraccionamiento de la destilación primaria, después de la extracción de gasolinas, turbosinas y gasóleos primarios.

Turbosina “jet fuel”. Segundo corte de la destilación atmosférica tiene un límite de temperatura de ebullición de 200 a 300 °C máximo, este producto se somete a proceso de hidrodesulfuración para obtener una turbosina con las siguientes especificaciones: temperatura de congelación de -47°C un contenido de aromáticos no mayor a 22% en volumen y un peso específico entre 0.772 y 0.837 y se utiliza como combustible para aviones.

Zona de vaporización instantánea “zona flash”. Sección de la torre de destilación de crudo en donde los vapores del destilado se separan del líquido y los vapores ascienden a través de la columna para ser condensados por corrientes de reflujo a temperaturas bajas que descienden dentro de la torre. El vapor entra a la zona flash en el fondo de la columna.

Capítulo I

Introducción

Introducción

Todas las refinerías en México poseen tres secciones principales para el procesamiento del petróleo: separación, conversión y terminación. Antes de procesarlo, se debe separar físicamente en diversas fracciones, esto permite que los pasos subsecuentes de la refinación del petróleo se lleven de forma eficiente. Los productos resultantes de la separación y conversión son tratados en una serie de procesos de terminación, todo esto para convertir el petróleo en miles de productos o como materia prima para obtener otros productos^[1].

El primer proceso de refinación del petróleo es la separación en una Planta Combinada conformada por desaladores, redes de intercambio de calor, una torre de destilación atmosférica y una torre de destilación al vacío. La destilación atmosférica es el primer proceso de separación del petróleo, la cual consiste en la separación según su masa molecular mediante la aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente a presión atmosférica en diferentes fracciones como: nafta, turbosina, diesel, gasóleo atmosférico primario y crudo reducido, este proceso es un fenómeno de transferencia de energía y masa^[1].

El objetivo de esta tesis es establecer los criterios de diseño para llevar a cabo el diseño de la torre de destilación atmosférica que procesará 250,000 barriles por día de crudo Istmo y Maya, enfocada particularmente a la ingeniería de proceso, que es parte de la ingeniería básica, relacionada con los balances de materia y energía, las especificaciones en los productos finales, el grado de separación entre las diferentes fracciones del crudo Istmo y Maya, entre otros. Posteriormente se evalúa de forma aproximada las dimensiones de la torre de destilación con base a las especificaciones de los internos.

Una vez establecidos los criterios de diseño, según lo reportado en la literatura como *Petroleum Refinery Distillation* de Watkins^[2] y *Handbook of Petroleum Processing* de David Jones y Peter Pujadó^[3] se genera el diseño de la torre de destilación atmosférica en el simulador de procesos Aspen HYSYS de la compañía AspenTech.

Aspen HYSYS es hoy en día una herramienta computacional indispensable para la simulación de cualquier planta química que desee llevarse a operación con la ventaja de tener un mejor conocimiento del proceso a través de las variables críticas y así poder optimizar el proceso.

Hoy en día es frecuente encontrar en México torres de destilación atmosférica con un fraccionamiento deficiente en las diferentes fracciones del crudo, debido a que tienen un enfoque al aprovechamiento máximo de energía, es decir, extraen una cantidad excesiva de energía de la torre de destilación y la eficiencia de fraccionamiento de las diferentes fracciones del crudo en la torre de destilación atmosférica se afecta de forma negativa por el intercambio de calor en las extracciones laterales "Pumparounds"^[4]. Por esto que es de suma importancia tomar en cuenta los criterios de diseño y operación para una torre de destilación; estos criterios son el producto de la experiencia de ingenieros químicos expertos en el área, principalmente los criterios de diseño relacionados con la eficiencia de separación, ya que al tenerlos en cuenta se pueden evitar errores como los anteriormente comentados. Con base en lo anterior, el objetivo particular del presente trabajo es obtener un equilibrio entre la recuperación de energía en la torre de destilación atmosférica y la eficiencia de separación de las diferentes fracciones del crudo.

Los capítulos tratados a lo largo de esta tesis se enfocan en aspectos del proceso de destilación atmosférica del petróleo. Estos mencionan conceptos básicos para una mejor comprensión del caso de estudio, abarcan desde qué es el petróleo hasta la descripción del proceso de destilación atmosférica, y explica cómo se llevó a cabo la simulación del proceso para finalmente presentar y evaluar los resultados.

Objetivos

Objetivo General

Establecer los criterios para el diseño de una torre de destilación atmosférica que procesará 250,000 barriles por día de crudo Istmo y Maya con la ayuda del simulador Aspen HYSYS.

Objetivos Específicos

1. Corroborar que la curva TBP y de gravedad API del crudo Istmo y Maya generada solo con pseudocomponentes sea igual a las curvas de la técnica assay.
2. Hacer la simulación de la torre de destilación atmosférica bajo los criterios de diseño según lo reportado en *Petroleum Refinery Distillation* de Watkins^[2] y *Handbook of Petroleum Processing* de David Jones y Peter Pujadó^[3] en el simulador Aspen HYSYS.
3. Lograr que se cumpla el balance materia y energía en la torre de destilación atmosférica.
4. Obtener el grado de separación entre las fracciones adyacentes para que los crudos Istmo y Maya se encuentren en valores permisibles según lo reportado en *Petroleum Refinery Distillation* de Watkins^[2] y *Handbook of Petroleum Processing* de David Jones y Peter Pujadó^[3].
5. Conseguir que los productos del crudo Istmo y Maya estén dentro de las especificaciones que se requieren en México hoy en día.
6. Que las curvas TBP de cada fracción del crudo Istmo y Maya se traslapen sobre toda la curva TBP generada a partir de pseudocomponentes.
7. Lograr el equilibrio entre la eficiencia de separación y recuperación de energía en la torre de destilación atmosférica.

Capítulo II

Marco Teórico

En este capítulo se establecerá de manera general los fundamentos teóricos y solo está incluida la información necesaria para entender aspectos de los que se hablarán en capítulos posteriores.

Se comienza por la definición de petróleo, métodos de caracterización del petróleo, aspectos generales del proceso de destilación atmosférica, descripción del proceso, criterios de diseño, entre otros conceptos que ayudarán a tener un mejor entendimiento de este trabajo.

2.1. Definición de petróleo

El petróleo o crudo es la materia prima principal de la industria de la refinación del petróleo, está constituido por una mezcla de diferentes tipos de hidrocarburos, cuyas moléculas se componen de carbono e hidrógeno, con un pequeño porcentaje de otros elementos conformando hidrocarburos de estructuras más o menos complejas como compuestos heterocíclicos de nitrógeno, oxígeno y azufre, compuestos órgano metálicos, además contiene sedimentos inorgánicos y agua, aproximadamente 600 tipos diferentes de hidrocarburos han sido identificados en el petróleo y es probable que existan cientos de compuestos^[5].

Las moléculas de hidrocarburos son más complejas a medida que aumenta el punto de ebullición de las mismas. En un crudo están presentes en mayor o menor proporción hidrocarburos parafínicos, aromáticos y nafténicos. Los crudos tienen diferente composición en cuanto al tipo y cantidad de familias químicas hidrocarbonadas de las que están formadas, las características físicas variarán en función de esta composición^[5].

2.2. Tipos de petróleo

Son miles los compuestos químicos que constituyen el petróleo, y entre muchas otras propiedades, estos compuestos se diferencian por su volatilidad (dependiendo de la temperatura de ebullición). Al calentarse el petróleo, se evaporan preferentemente los compuestos ligeros (de estructura química sencilla y baja masa molecular), de tal manera que conforme aumenta la temperatura los componentes más pesados van incorporándose al vapor^[5].

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica al petróleo de acuerdo con su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que diferencia las calidades del crudo), en general existen dos tipos de crudo: ligero y pesado, considerando que a mayor gravedad y menor densidad el crudo es más

ligero y viceversa^[6]. A continuación se mencionan los dos crudos utilizados en este trabajo con sus respectivas características:

•2.2.1. *Crudo Istmo*

El aceite crudo Istmo es de tipo ligero ($^{\circ}\text{API}=32.81$) y de naturaleza parafínica ($K_{\text{UOP}}=11.96$). Presenta alto contenido de azufre (1.625% peso), alto contenido de insolubles en heptano (3.47% peso), bajo contenido de metales (vanadio 79.29 ppm y níquel 17.11 ppm), presenta un alto contenido de gases ligeros desde metano a n-butano (1.182% Vol.), así como alta presión de vapor Reid (6.70 lb/plg^2), que limita su transporte y almacenamiento^[7].

En la destilación TBP del crudo Istmo tiene buen rendimiento de destilados hasta $538 \text{ }^{\circ}\text{C}$ (81.33% Vol.), por su viscosidad el crudo reducido hasta $538 \text{ }^{\circ}\text{C}$, puede ser utilizado como materia prima para la obtención de combustóleo pesado con contenido de azufre menor a 4.0% peso^[7].

El crudo Istmo presenta las características que se muestran en la **Tabla 1** y **Figura 1**.

Tabla 1. Propiedades físicas del crudo 100% Istmo^[7].

Propiedad	Unidad	
Gravedad API	$^{\circ}\text{API}$	32.81
Factor de caracterización (K_{UOP})		11.96
Agua y Sedimento	% Vol.	0.10
Azufre total	% peso	1.625
Presión de vapor Reid	lb/plg^2	6.70
Contenido de sal	$\text{lb}/1000 \text{ BL}$	19.34
No. de neutralización (acidez)	mg KOH/g	0.28
Asfáltenos en $n\text{C}_5$	% peso	4.63
Níquel	mg/kg (ppm)	17.11
Vanadio	mg/kg (ppm)	79.29

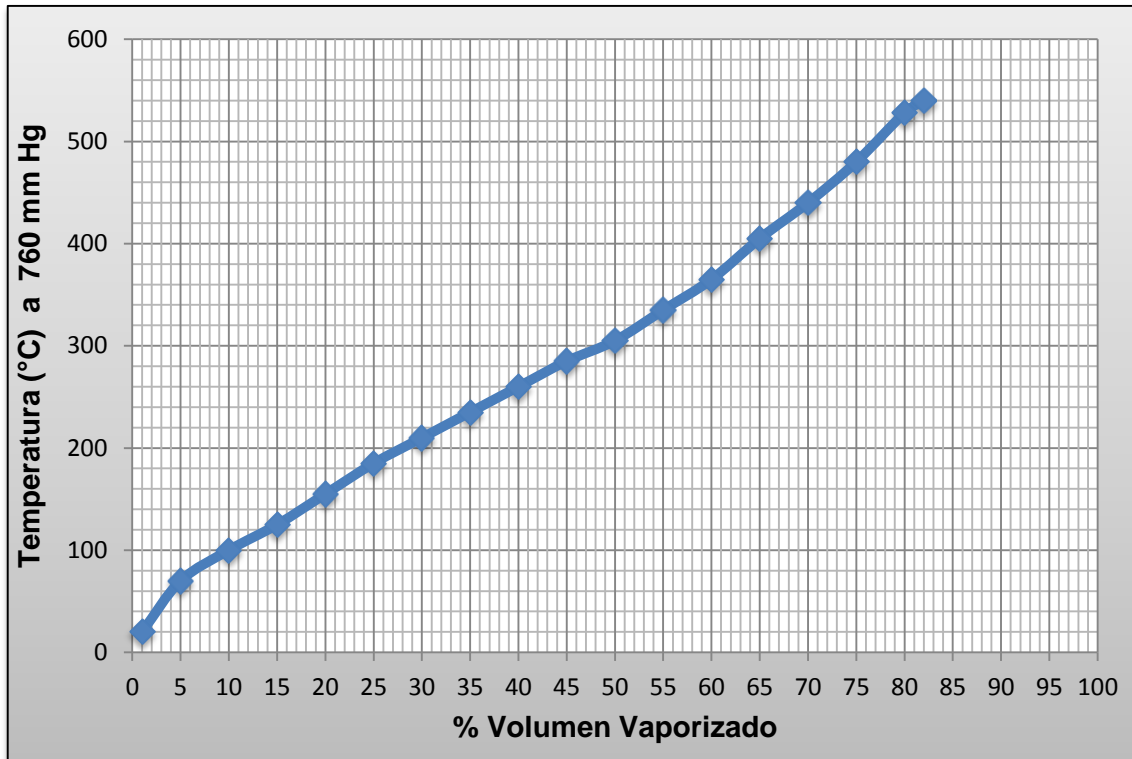


Figura 1. Curva de destilación TBP que relaciona la temperatura y la cantidad de volumen vaporizado a presión atmosférica para crudo 100% Istmo^[7].

•2.2.2. Crudo Maya

El crudo Maya es de tipo pesado ($^{\circ}\text{API}=22.67$) y de naturaleza intermedia ($K_{\text{UOP}}=11.72$). Presenta alto contenido de azufre (3.223% peso), alto contenido de insolubles en heptano (9.65% peso) y alto contenido de metales (vanadio 236.16 ppm y níquel 50.09 ppm), presenta un bajo contenido de gases ligeros desde metano a n-butano (0.116% Vol.), así como baja presión de vapor Reid (4.48 lb/pulg²), adecuados para su transporte y almacenamiento^[7].

En la destilación TBP del crudo Maya tiene bajo rendimiento de destilados hasta 538 °C (64.04% Vol.), por su viscosidad el crudo reducido hasta 538 °C, puede ser utilizado como materia prima para la obtención de combustóleo pesado con alto contenido de azufre menor a 5.5% peso^[7].

El crudo Maya presenta las características que se muestran *Tabla 2* y *Figura 2*.

Tabla 2. Propiedades físicas del crudo 100% Maya^[7].

Propiedad	Unidad	
Gravedad API	°API	22.67
Factor de caracterización (K _{UOP})		11.72
Agua y Sedimento	% Vol.	0.20
Azufre total	% peso	3.223
Presión de vapor Reid	lb/plg ²	4.48
Contenido de sal	lb/1000 BL	31
No. de neutralización (acidez)	mg KOH/g	0.30
Asfáltenos en nC ₅	% peso	9.65
Níquel	mg/kg (ppm)	50.09
Vanadio	mg/kg (ppm)	236.16

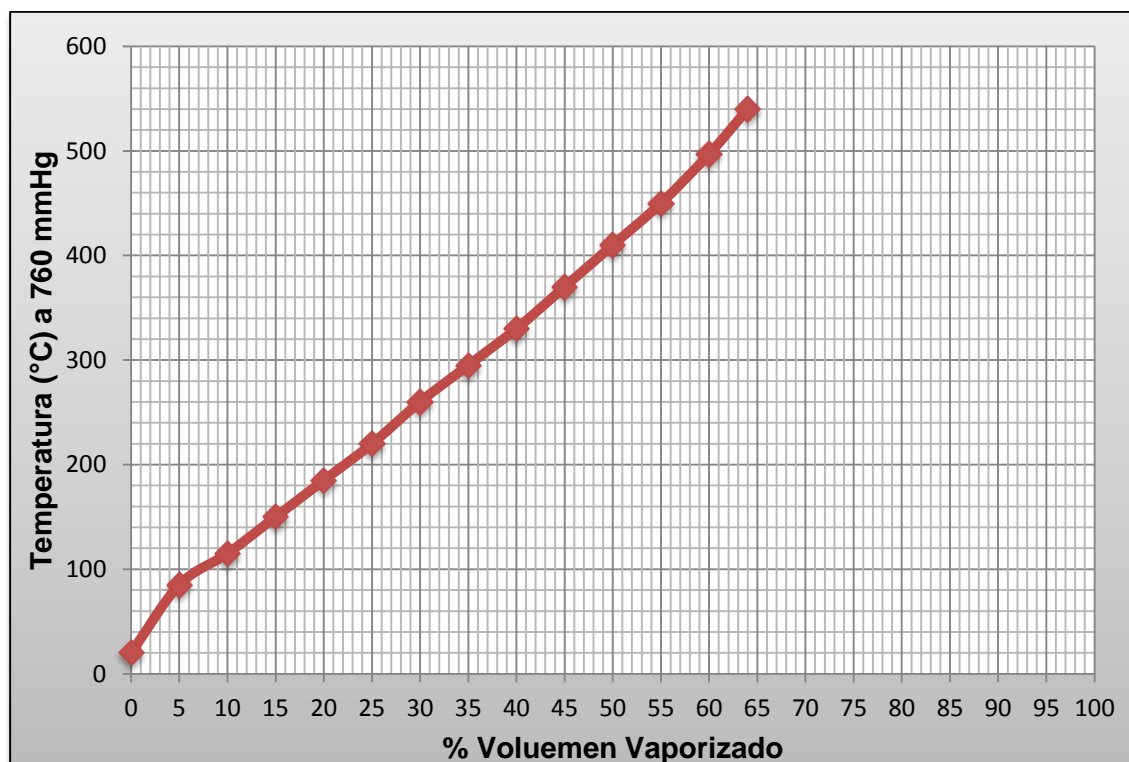


Figura 2. Curva de destilación TBP que relaciona la temperatura y la cantidad de volumen vaporizado a presión atmosférica para crudo Maya^[7].

Para cierto valor de temperatura llamado **T1** (*Figura 3*) está definido el corte para la fracción de nafta, la curva TBP muestra el rendimiento que se obtendría; para el crudo Istmo se obtiene un rendimiento del 24% de nafta mientras que para el crudo Maya sólo se obtiene el 16%; al mismo tiempo, la comparación de volumen recuperado para un mismo valor de temperatura muestra las variaciones en el rendimiento entre el crudo Istmo y Maya, las temperaturas a las que se debe someter un crudo pesado son muy altas debido a que está compuesta por hidrocarburos de gran masa molecular y la cantidad recuperada de productos de alto valor agregado (gasolinas y diesel) son menores con respecto al crudo Istmo; El crudo Istmo tiene mayor cantidad de productos de alto valor agregado y no requiere ser sometido a altas temperaturas^[8].

Las curvas de destilación TBP da la forma en la que se debe procesar un tipo de crudo, otra ventaja de disponer de esta curva de destilación es que permite definir los diferentes cortes para cada fracción del crudo Istmo y Maya (*Tabla 3*) y tener una aproximación del rendimiento para cada fracción del crudo, así como poder estimar sus propiedades como: densidad, cantidad de azufre, masa molecular, etc.

Tabla 3. Rangos de corte en torre de destilación atmosférica para cada fracción del crudo^[5].

Fracción	Rango de corte (°C)
Nafta	<166
Turbosina	166-249
Diesel	249-343
Gasóleo atmosférico	343-524
Residuo Atmosférico	524+

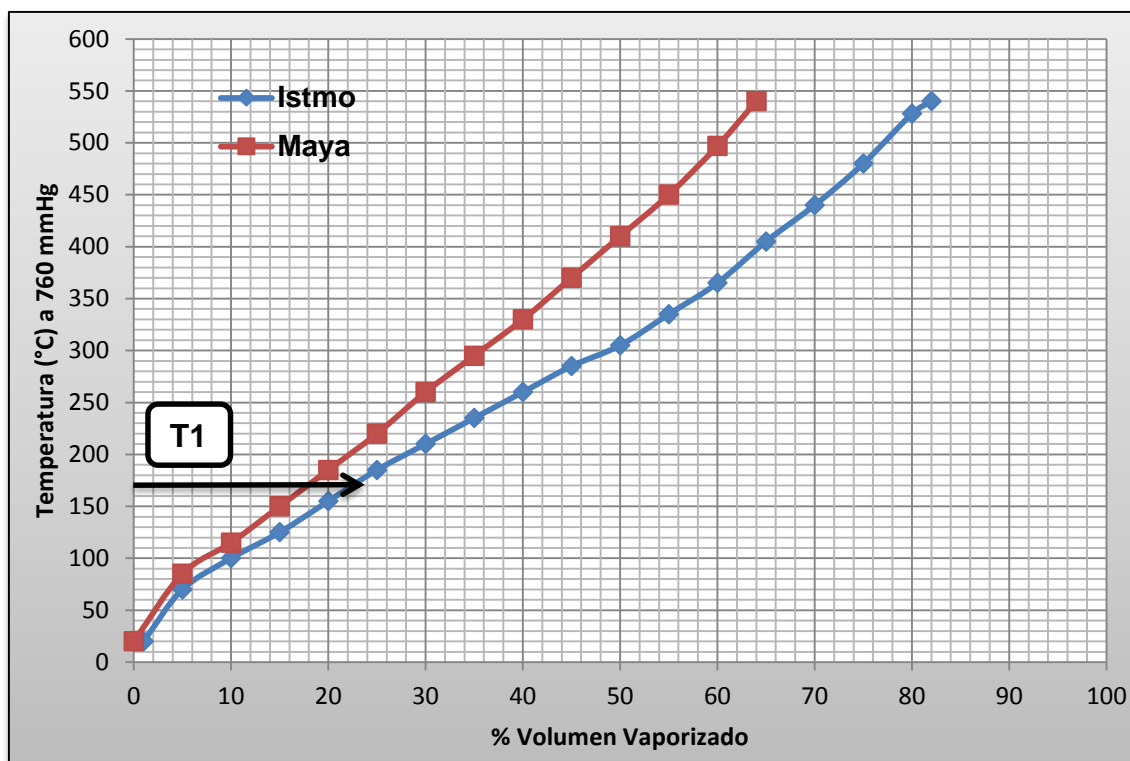


Figura 3. Comparativo de curvas de destilación TBP que relacionan la temperatura y el porcentaje de volumen vaporizado a presión atmosférica para crudo Istmo y Maya^[7].

2.3. Caracterización

Dada la gran variedad de crudo existente es necesario disponer de alguna metodología que permita conocer su calidad y sus características. Con el tiempo se han desarrollado varios criterios de clasificación de los crudos como los siguientes:

• 2.3.1. Curvas de destilación

Los compuestos puros poseen un valor único para el punto de ebullición. Sin embargo, para mezclas, la temperatura a la cual ocurre la vaporización varía entre el punto de ebullición del compuesto más volátil y el punto de ebullición del compuesto menos volátil. Por tanto, el punto de ebullición de una mezcla definida, puede representarse por un número de puntos de ebullición para los componentes existentes en la mezcla, con respecto a su composición^[5]. Para una fracción de

petróleo de composición desconocida, el punto de ebullición puede representarse mediante una curva de temperatura frente al porcentaje en volumen de mezcla vaporizada a continuación se muestran dos métodos muy frecuentes para la caracterización del petróleo:

• 2.3.1.1. *Curva ASTM D86*

ASTM D86 es un método simple de medida de puntos de ebullición de fracciones del petróleo, y está dirigido principalmente para productos como naftas, turbosinas y gasóleos. El ensayo se lleva a cabo a presión atmosférica con 100 mL de muestra en un matraz de destilación simple sin reflujo y el resultado se expone como una curva de destilación con temperaturas tomadas a intervalos de 5-10% de volumen vaporizado. El punto final de la curva (al 100%) es el último valor impreciso, y es generalmente menor que el valor real de punto de ebullición final. Para tomar las medidas se usa un termómetro colocado libremente, y las temperaturas obtenidas no se corrigen^[6].

• 2.3.1.2. *Curva TBP*

Los datos de la destilación ASTM D86 no representan el punto de ebullición real de los componentes en una fracción de petróleo. Los ingenieros de proceso están más interesados en la curva TBP (true boiling point o punto de ebullición real) de los cortes de una mezcla de petróleo. Los datos de la curva TBP atmosférica se obtienen mediante la destilación de una mezcla de petróleo usando una columna de destilación de 14 a 18 platos teóricos y con una relación de reflujo de 1 a 5 o incluso mayor^[6].

El grado de fraccionamiento, en estas destilaciones proporciona una distribución precisa de los componentes en la mezcla. Las curvas TBP y ASTM D86 para una muestra de turbosina como se muestra en la *Figura 4*, el punto inicial de ebullición (TIE) de la curva TBP es menor que el punto inicial de la curva ASTM D86, mientras que el punto final de ebullición (TFE) de la curva TBP es mayor que el punto final

de la curva ASTM D86. Por tanto, el rango de puntos de ebullición basado en la curva ASTM D86 es menor que el rango de la curva TBP. Esta diferencia se debe a las distintas condiciones de operación en las que se dan los dos ensayos, una de ellas es porque la curva ASTM D86 produce un gran fraccionamiento, separando mejor los componentes ligeros es decir con menor masa molecular, en el primer tramo. En el segundo tramo aparece por arriba la curva TBP por la eficiencia en fraccionar los componentes de mayor masa molecular^[6].

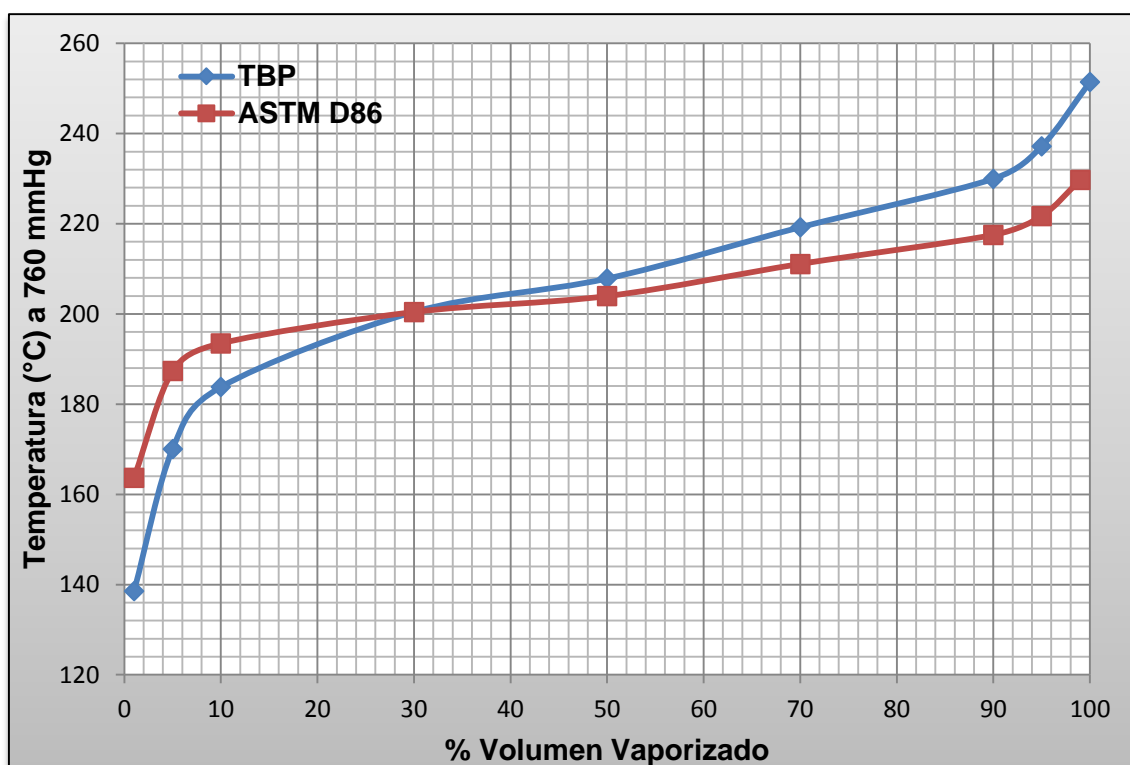


Figura 4. Curva de destilación ASTM D86 y TBP que relaciona la temperatura y el porcentaje de volumen vaporizado para la fracción de turbosina.

• 2.3.2. Densidad, peso específico y gravedad API

La densidad se define como la cantidad de masa por unidad de volumen de un fluido. La densidad es una función de estado, depende de la temperatura y la presión y se expresa como ρ . La densidad de los líquidos disminuye cuando la

temperatura aumenta, pero el efecto de la presión en la densidad de los líquidos es generalmente insignificante^[6].

Sin embargo, la densidad del líquido a condiciones de referencia de 20 °C y 1 atm se usa como parámetro de caracterización. Este parámetro se conoce también como densidad absoluta para distinguirlo de la densidad relativa^[6].

Es frecuente proporcionar la densidad de los hidrocarburos en términos de peso específico (SG) o densidad relativa, definida como lo muestra la ecuación 1:

$$SG = \frac{\text{densidad del líquido a una temperatura } T}{\text{densidad del agua a una temperatura } T} \quad (1)$$

Dado que las condiciones estándar adoptadas por la industria del petróleo son 15 °C y 1 atm, el peso relativo de los hidrocarburos líquidos se da generalmente en esas condiciones. A esa temperatura de referencia, la densidad del agua líquida es de 0.999 g/cm³. Por tanto, para un hidrocarburo o para una fracción de petróleo, el peso específico se define como lo muestra la ecuación 2:

$$SG(60\text{ }^\circ\text{F}|60\text{ }^\circ\text{F}) = \frac{\text{densidad del líquido a } 60\text{ }^\circ\text{F en g/cm}^3}{0.999\text{ g/cm}^3} \quad (2)$$

Dado que la mayoría de los hidrocarburos que se encuentran en los yacimientos tienen una densidad menor que la del agua, el peso específico de los hidrocarburos es generalmente menor de 1^[6].

En los primeros años de la industria, el Instituto Americano del Petróleo (API) definió la densidad API (grados API) para cuantificar la calidad de los productos del petróleo y del crudo. La densidad API se define como lo muestra la ecuación 3:

$$^\circ\text{API} = \frac{141.5}{SG(a\ 60\text{ }^\circ\text{F})} - 131.5 \quad (3)$$

Los hidrocarburos líquidos con un peso relativo bajo tienen una densidad API elevada. Los hidrocarburos aromáticos tienen mayor peso específico (menor densidad API) que los de las parafinas [6].

La densidad se mide mediante ensayos estandarizados, siendo los más usados ASTM D1298, D2870, D4052 y D5002 [6].

• 2.3.3. Factor de caracterización Watson (K_{UOP})

Un índice muy utilizado en correlaciones, por lo tanto, en la evaluación de petróleo y fracciones, es el factor de caracterización Watson definido por la ecuación 4:

$$K_{UOP} = \left(\frac{\sqrt[3]{T_M}}{SG} \right) \quad (4)$$

Donde:

T_M = Temperatura media en K

SG = Gravedad específica 60 °F/60 °F

K_{UOP} = Factor de caracterización

Los valores de K_{UOP} de los crudos oscilan entre 12-13 para crudos parafínicos y entre 10.5-11 para crudos nafténicos y aromáticos, permite estimar la composición química del petróleo y las diferentes fracciones [5].

• 2.3.4. Pseudocomponentes

La composición del petróleo y sus fracciones no se expresan en términos de componentes puros, sino en cortes que expresan una gama de puntos de ebullición. Estos cortes se dividen en secciones más pequeñas y el tratamiento de estas secciones es como si fueran componentes puros. Estos componentes se denominan pseudocomponentes o componentes hipotéticos y se definen en términos de su punto de ebullición medio (mid boiling point) [3].

Estos compuestos hipotéticos constituyen una poderosa herramienta que mediante métodos predictivos permite, con pocos datos conocidos (tales como masa molecular, temperatura, densidad, etc.), predecir las propiedades de las fracciones del crudo tales como la presión crítica (P_c), temperatura crítica (T_c) y factor acéntrico (w) y así tener una aproximación del comportamiento del sistema, pueden ser definidos a partir de la curvas de destilación TBP o ASTM D86^[3].

•2.3.4.1. Puntos finales “End points”

Mientras que el punto de corte es una temperatura ideal utilizada para definir el rendimiento de una fracción, los puntos finales son las temperaturas reales de una fracción. Ningún proceso tiene la capacidad de separar perfectamente los componentes de una fracción, cuando dos fracciones se separan en un proceso algunos de los componentes más ligeros permanecen en la fracción más ligera adyacente y del mismo modo para los componentes pesados, por lo tanto, la temperatura inicial de ebullición real de la fracción será más baja que el punto de corte inicial y su temperatura final de ebullición será más alta que su punto de corte final^[3].

•2.3.4.2. Punto de ebullición medio “Mid boiling point”

En la temperatura promedio de una fracción de cierto pseudocomponente; como se aprecia en la **Figura 5**, para el primer pseudocomponente se debe tomar una temperatura arbitraria “A” a partir de ese punto se traza una línea horizontal desde el volumen 0% y se extiende hasta que la zona comprendida entre la línea y la curva (TBP, ATSM D86, etc.) en ambos lados del punto de temperatura “A” hasta que sean iguales. La longitud de la línea horizontal mide el rendimiento del pseudocomponente “A” que tiene un punto de ebullición medio y se repite este proceso hasta que toda la curva de destilación sea dividida en pseudocomponentes^[3].

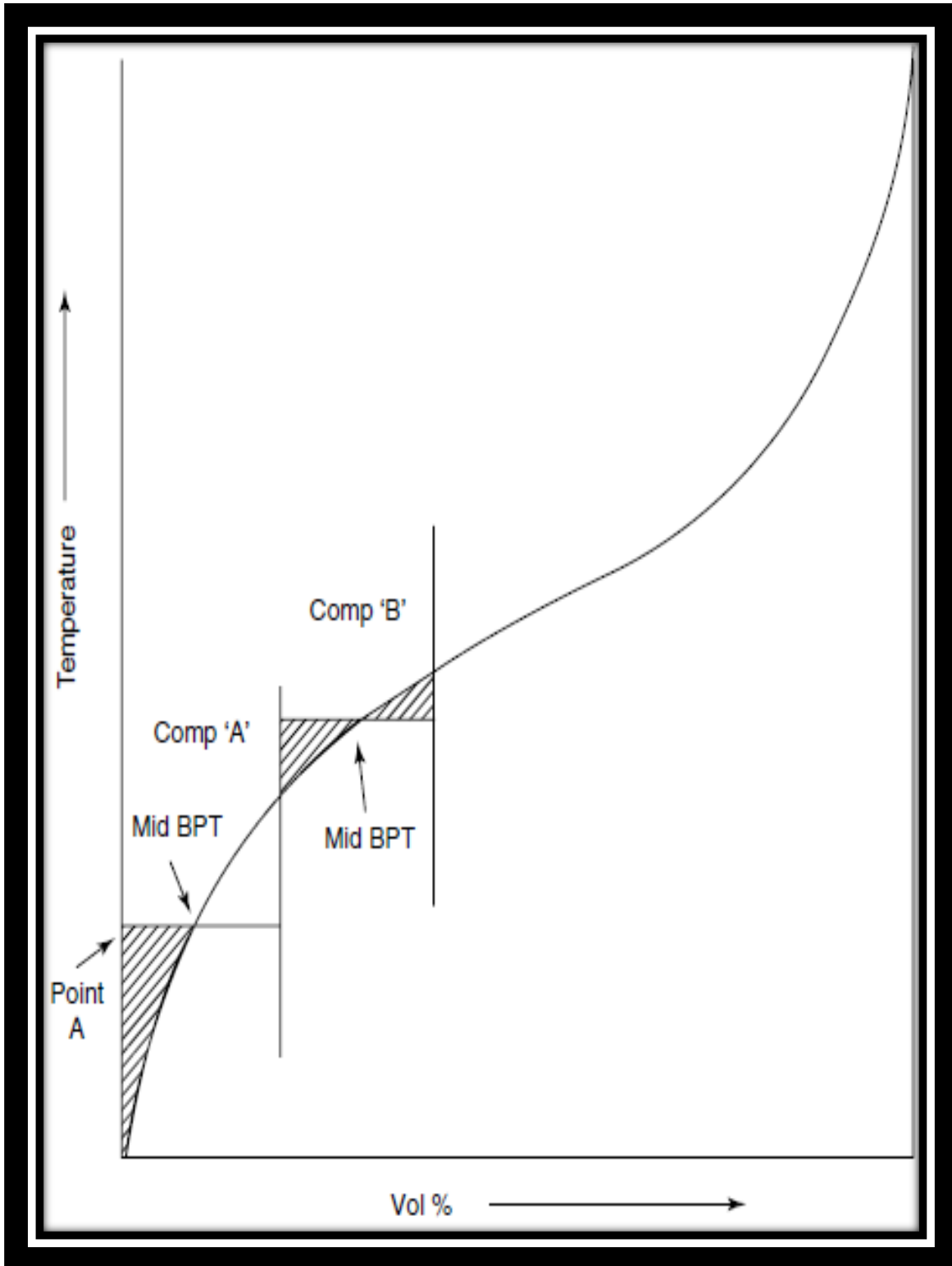


Figura 5. Ejemplo del punto de ebullición medio para un pseudocomponente sobre la curva de destilación TBP para un crudo^[3].

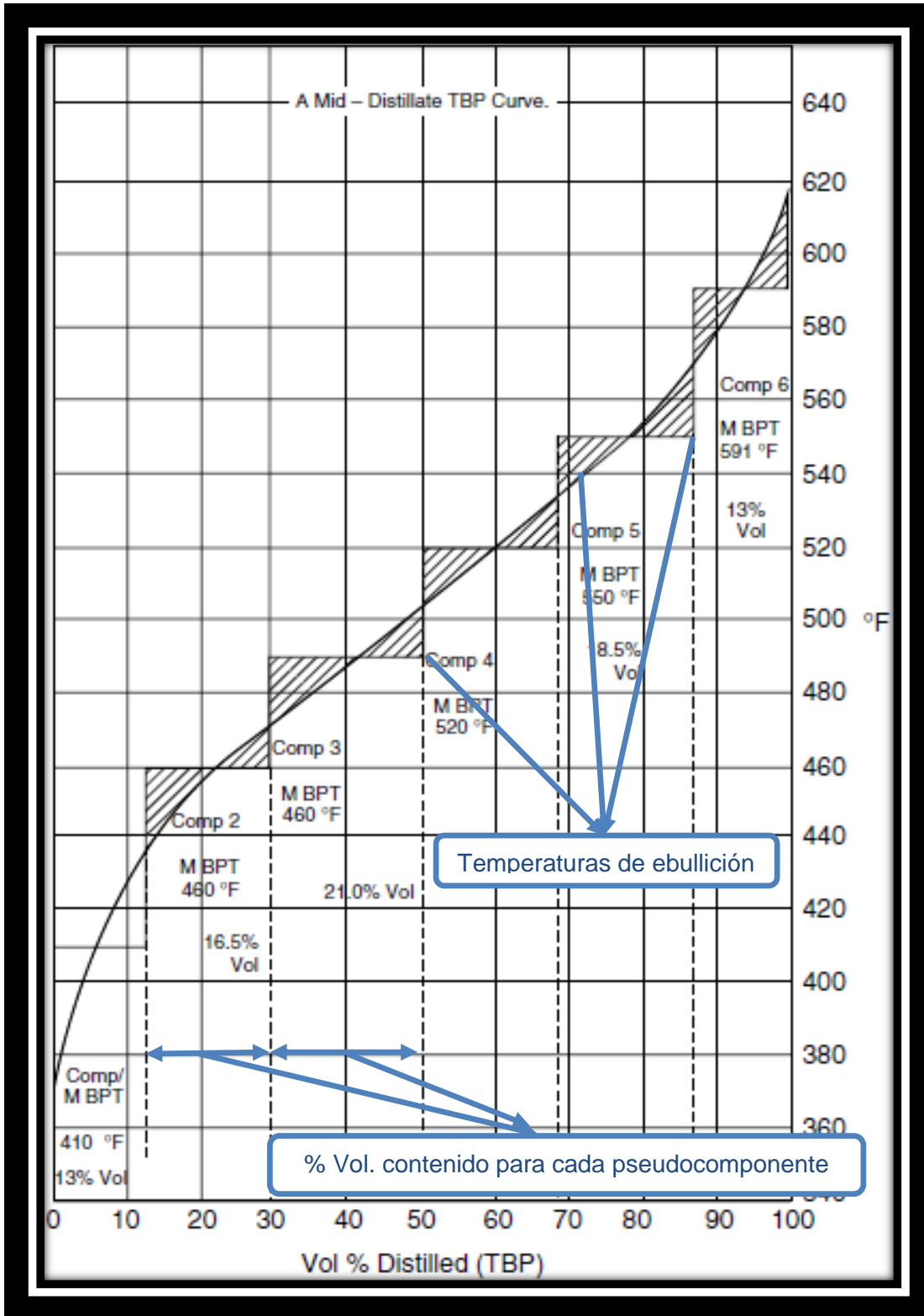


Figura 6. Ejemplo del típico del desglose de los pseudocomponentes sobre la curva de destilación TBP para un crudo^[3].

2.4. Aspectos generales sobre destilación

La destilación es una operación unitaria que se lleva a cabo en torres de fraccionamiento. El proceso involucra más de una etapa en las cuales los vapores ascendentes (mayor presión de vapor) y líquidos en contracorriente (menor presión de vapor) pasan a través de varios internos que promueven la transferencia de masa entre las dos corrientes hasta alcanzar un equilibrio termodinámico (**Figura 7**). El líquido se encuentra a su temperatura de burbuja, mientras que el vapor en equilibrio está a su temperatura de rocío. En forma simultánea, se transfiere masa desde el líquido por evaporación y desde el vapor por condensación. El efecto neto es un incremento en la concentración de los componentes más volátiles en la fase vapor y de los menos volátiles en la fase líquida^[9].

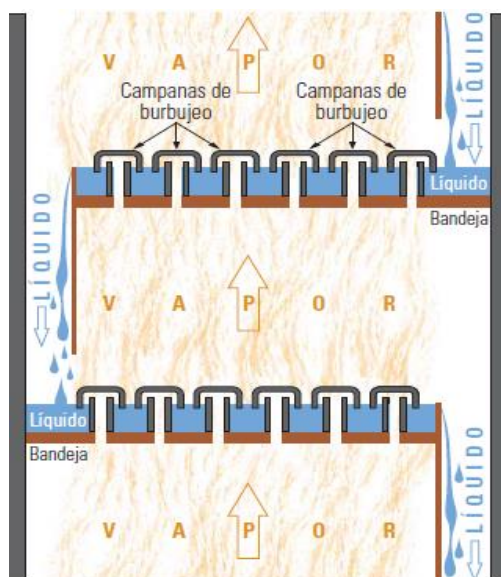


Figura 7. Contacto líquido-vapor en el interior de la torre de destilación atmosférica^[9].

La alimentación es introducida en el punto en el que tiene la concentración adecuada, los productos de domo salen como vapor y en el fondo como líquido, otros productos también se obtienen de puntos intermedios. En este tipo de dispositivo están presentes dos secciones: rectificación y agotamiento. La sección de rectificación permite aumentar la pureza del producto más ligero y se encuentra

localizada arriba del plato de alimentación. La sección de agotamiento permite mejorar la recuperación del producto más pesado y se encuentra localizada debajo del plato de alimentación.

2.5. Variables de proceso

Son aquellas que definirán el diseño y las condiciones de operación del proceso; para el diseño de la torre de destilación atmosférica debe tomarse en cuenta todas las variables involucradas, principalmente las de mayor impacto, ya que son las que servirán para el diseño tales como:

- Proceso básico para el proceso de destilación
- Grado de separación entre fracciones adyacentes y especificación de productos
- Tipo de condensador (parcial, total o una combinación de ambos)
- Presión de operación
- Temperatura a la entrada de la columna
- Reflujo
- Cantidad de calor extraído en las extracciones de calor “Pumparounds”
- Cantidad de vapor en la columna y agotadores
- Tipo de columna (platos, empacada o de ambos tipos)
- Número mínimo de etapas teóricas y número de etapas reales (eficiencia)
- Altura de la columna
- Diámetro de la columna
- Dispositivos internos de la columna

2.6. Criterios y variables del proceso para el diseño de la torre de destilación atmosférica

• 2.6.1. Proceso básico de la destilación atmosférica (Tipo A)

La destilación del crudo tiene diferentes tipos de fraccionamiento, Watkins clasificó este tipo de columnas en tipo U, A y R basado en el *método de reflujo*, En este trabajo solo se mencionará el tipo A^[2](**Figura 8**).

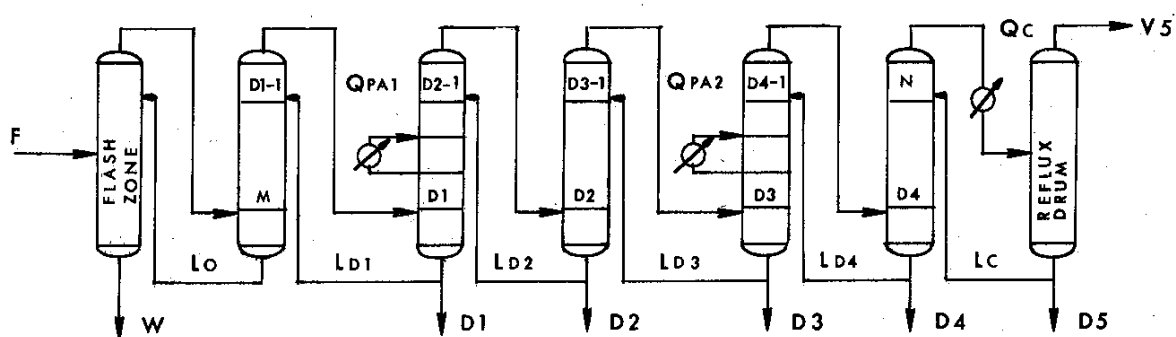


Figura 8. Proceso de destilación tipo A en una torre de destilación atmosférica^[2].

Llamado *Pumparound Reflux* es el más utilizado en la industria, donde se remueve calor en los puntos intermedios de la torre, extrayendo cierta cantidad de líquido interno de la torre, enfriándolo y devolviéndolo a la columna, donde el líquido sale de cierto plato para ser enfriado y regresa por la parte de arriba de la extracción o puede regresar a la misma etapa de donde se realizó la extracción del líquido^[2].

Esta técnica es empleada generalmente en un punto bajo e intermedio de la columna lo que hace más accesible el intercambio de calor contra el crudo en el tren de precalentamiento, la ventaja de este método es que estabiliza el flujo de vapor y del reflujo líquido a lo largo de la columna en la sección donde se ocupa, también reduce de manera significativa el flujo de vapor y líquido a lo largo de la columna lo que significa un menor diámetro de la torre. La desventaja de este método es que de los tres platos normalmente utilizados para remover el calor solamente es considerado como una etapa real para propósitos del fraccionamiento. Esto se debe

a que, desde el punto de vista de equilibrio, el líquido de la extracción de calor es exterior a la zona en la que se emplea^[2].

Este método es práctico para remover calor y utilizado para el precalentamiento del crudo antes de entrar al horno pero si se extrae demasiado calor de la torre afecta de manera negativa al fraccionamiento^[2].

• 2.6.2. Calidad de fraccionamiento

El fraccionamiento del crudo por destilación atmosférica no siempre ocurre de manera eficiente, como lo muestra la **Figura 9**, debido a que los diferentes cortes de petróleo obtenidos en la columna contienen generalmente cierta cantidad de componentes pesados en las fracciones más ligeras.

Se observa que la turbosina, cuyos puntos típicos de corte son entre 180 y 230 °C en ASTM D86^[5], está en realidad compuesta por hidrocarburos cuyas temperaturas de ebullición varían entre aproximadamente 130 y 280 °C, es decir que la turbosina contiene un porcentaje de nafta y diesel.

Para mantener ciertas características de los productos, se debe prestar atención a la calidad de los diferentes cortes, y por tanto, las especificaciones en el fraccionamiento deben ser establecidas. La manera de realizar esto es usar las curvas de destilación ASTM D86 correspondientes a dos cortes adyacentes. Un mejor fraccionamiento entre dichos cortes implica un ensanchamiento de la curva ASTM D86^[6]; entre menos componentes pesados haya en el corte ligero, menor será su punto final de ebullición, y mientras menos componentes ligeros haya en el corte pesado, mayor será su punto inicial de ebullición.

La calidad del fraccionamiento es caracterizada en los puntos de 5 y 95% de porcentaje de destilado (ecuación 5) y no en los puntos iniciales y finales de ebullición (TIE y TFE) debido a que estos últimos tienen un porcentaje de error^[2].

$$(5 - 95)gap = (T5\%_{CortePesado} - T95\%_{CorteLigero})_{ASTM D86} \quad (5)$$

Si $T > 0$; existe una gap

Si $T < 0$; existe una overlap

De esa manera, el overlap corresponde a un fraccionamiento deficiente, mientras que, a mayor gap existe un fraccionamiento eficiente^[2].

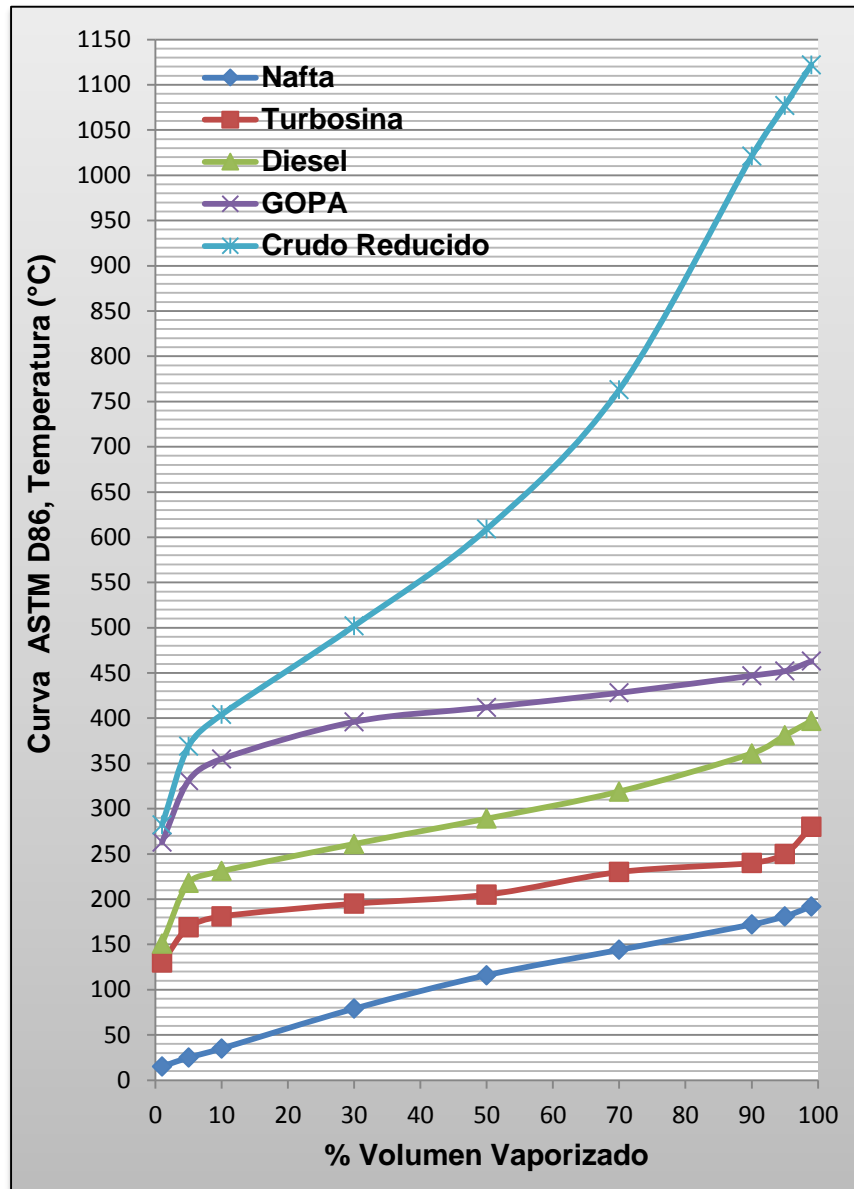


Figura 9. Curvas ASTM D86 de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica^[3].

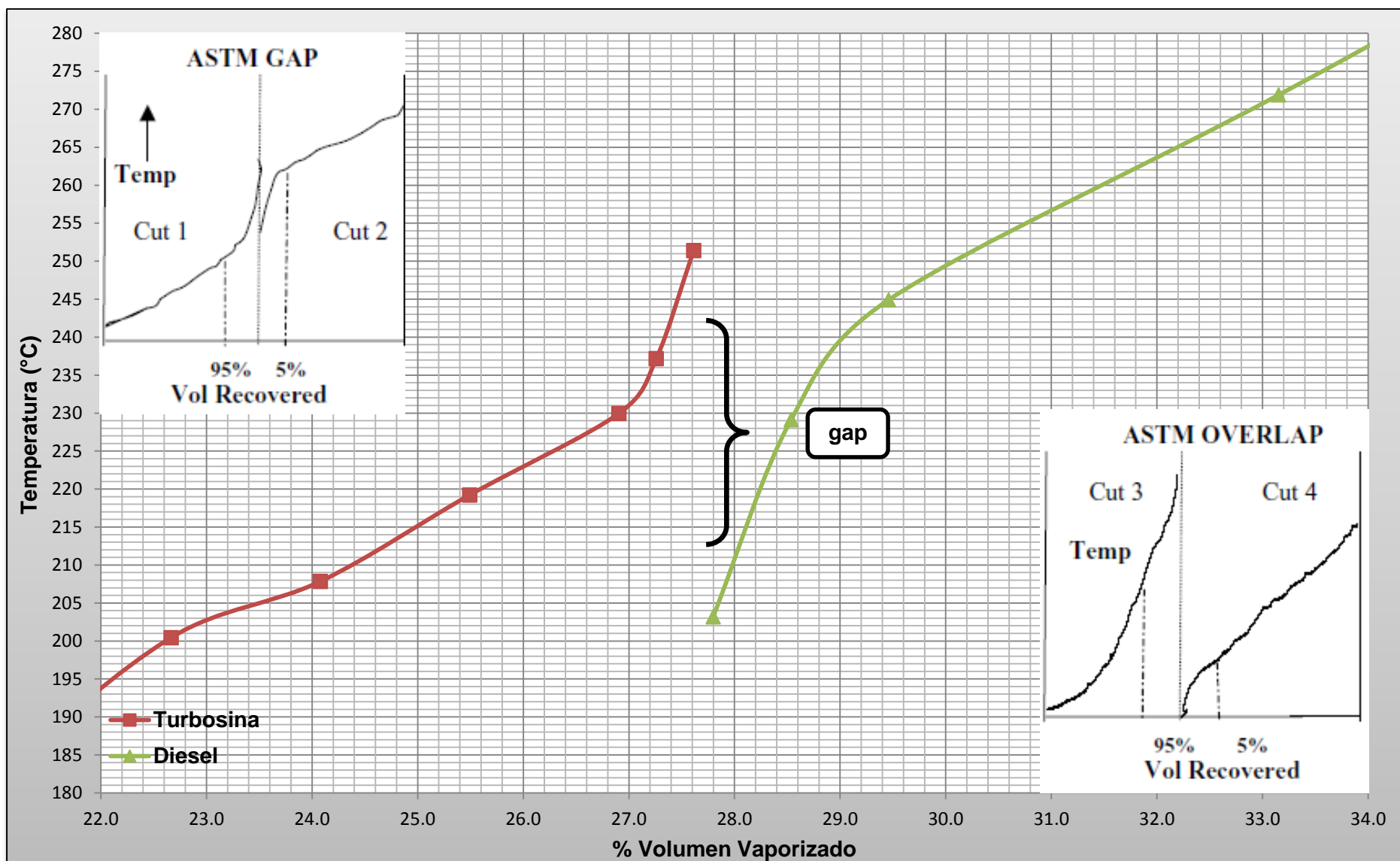


Figura 10. Eficiencia de fraccionamiento a través del gap y overlap entre la fracción de turbosina y diesel sobre la curva de destilación ATMS D86^[2].

Un ejemplo de un fraccionamiento eficiente es como el que se muestra en la **Figura 10** entre la turbosina y diesel ya que existe un gap de 28 °C sobre la destilación en ASTM D86, en la literatura, *Petroleum Refinery Distillation*^[2] o *Handbook of Petroleum Processing*^[3] mencionan el grado de separación permisible entre las fracciones adyacentes, mencionados a continuación:

Tabla 4. Criterios de separación de los productos de la torre de destilación atmosférica^[2] y^[3].

	Watkins	Handbook
Separación	(5-95)gap °C	(5-95)gap °C
Nafta Ligera a Nafta Pesada	+11 a +17	+14
Nafta Pesada a Destilado Ligero	+14 a +28	-6
Destilado Ligero a Destilado Pesado	0 a +6	-19
Destilado Pesado a Aceite Pesado	0 a +6	

Otra manera de conocer la eficiencia en el fraccionamiento de forma empírica es con las curvas de Packie, la primera (**Figura 11**) muestra cual es el grado de separación entre el domo y el primer producto lateral superior (debajo del domo) y la segunda (**Figura 12**) entre las demás fracciones adyacentes pero esta última gráfica no aplica entre la última fracción (crudo reducido)^[2].

Packie definió el *grado de dificultad de separación* como la diferencia entre las temperaturas del 50% volumen en ASTM D86 y la *capacidad de separación* como la relación de reflujo, multiplicado por el número de platos reales en la sección. En las secciones con extracciones de calor, los platos se consideran sólo como un plato de fraccionamiento, con estos dos conceptos se puede conocer el grado de fraccionamiento entre las fracciones adyacentes^[2].

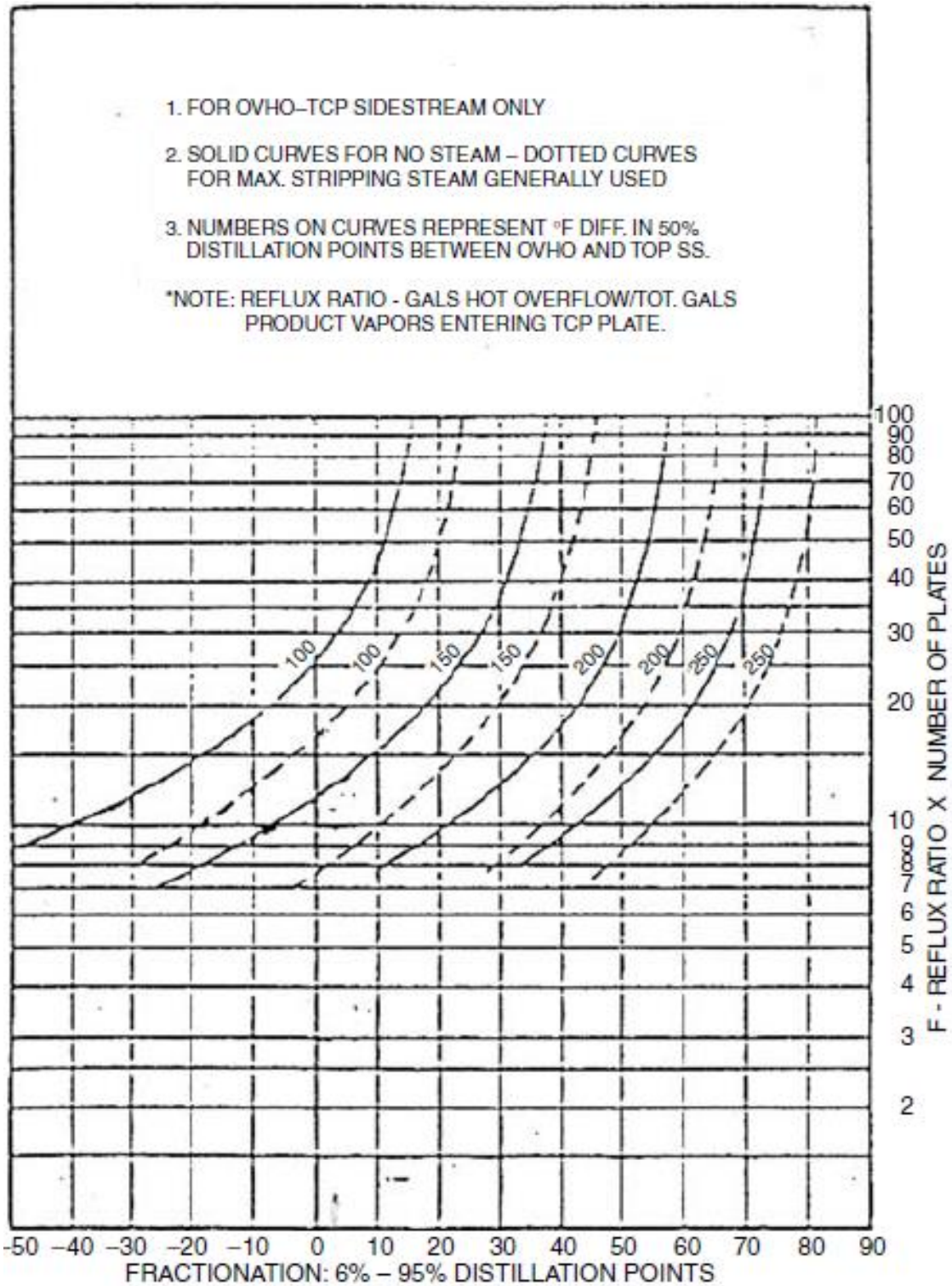


Figura 11. Curva de Packie que relaciona la dificultad de separación y la capacidad de separación del fraccionamiento entre el domo y el producto lateral superior^[3].

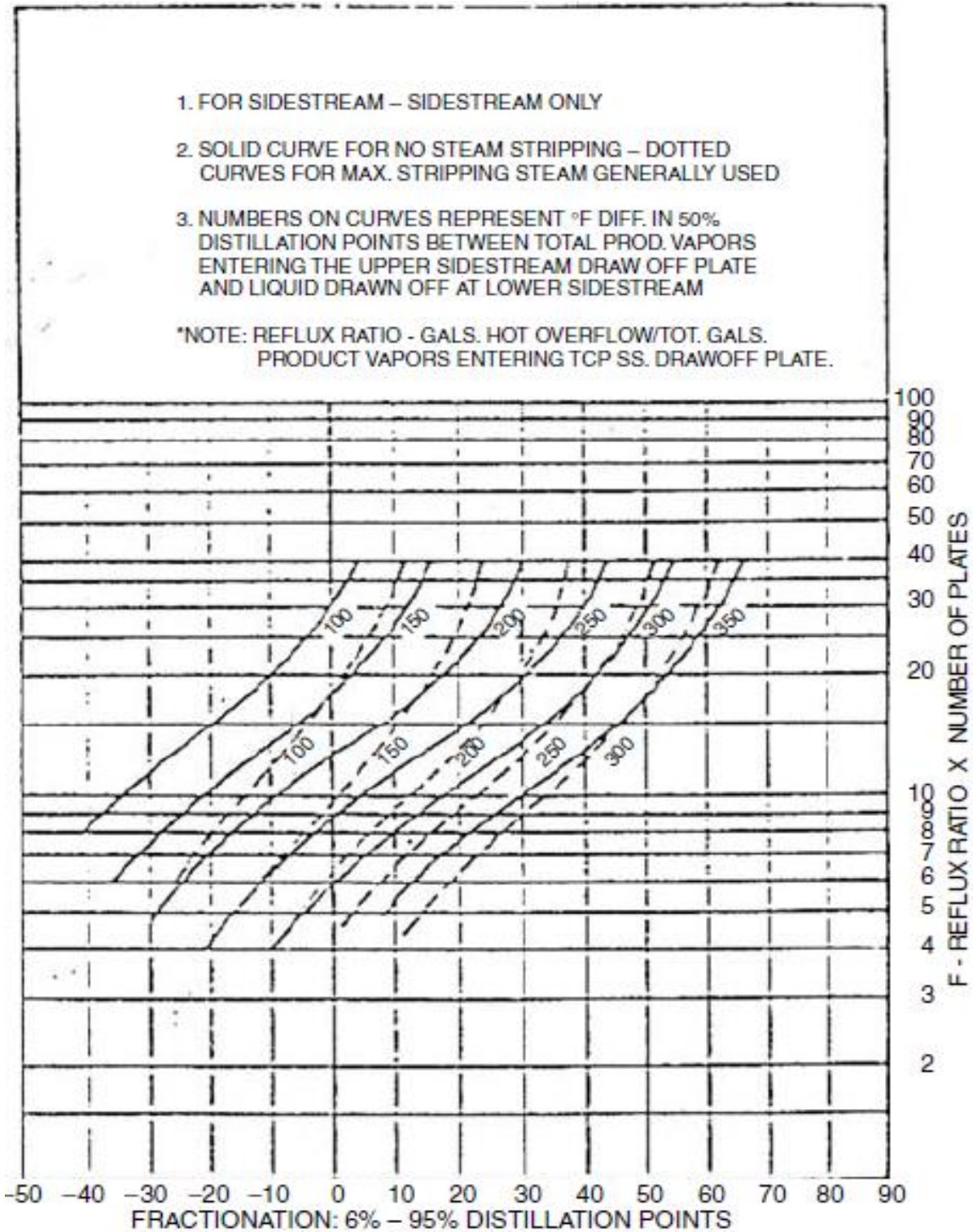


Figura 12. Curva de Packie que relaciona la dificultad de separación y la capacidad de separación del fraccionamiento entre los productos laterales adyacentes^[3].

•2.6.3. Tipo de condensador en la sección del domo

La corriente vapor de domos de la torre atmosférica está formada por nafta, reflujo y vapor de agotamiento adicionado en los fondos de la torre y en los agotadores laterales. El arreglo de condensación es en dos etapas (**Figura 13**) y servirá para tener una máxima recuperación de calor en el intercambio de calor con el crudo en el tren de precalentamiento. El primer condensador es un condensador parcial, el líquido condensado se separa de la fase vapor, en un tanque acumulador y retorna como reflujo al plato inmediato del domo (Plato 1) de la torre de destilación^[10].

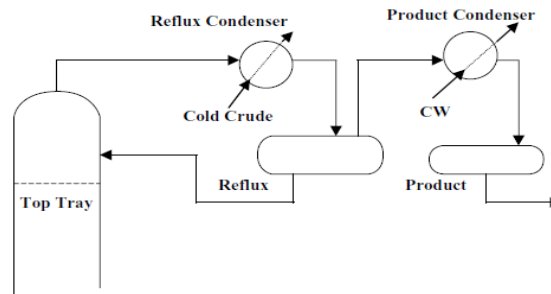


Figura 13. Configuración del tipo de condensación en la torre de destilación atmosférica^[3].

La fase vapor de la primera etapa de condensación se enfría con una parte del crudo, aire y agua de enfriamiento. La nafta y agua condensadas se separan en otro tanque acumulador y la temperatura del producto destilado tiene valores típicos entre 32 y 38 °C^[10].

Esta configuración es adecuada debido al gran flujo que se tiene en la parte del domo; su propósito es mantener un diseño en los intercambiadores de calor y tanques acumuladores en dimensiones manejables, en esta configuración el primer tanque acumulador que pertenece al reflujo es considerado como un plato teórico adicional debido a que el reflujo está en equilibrio con la fase vapor del producto^[3]. Las caídas de presión entre el domo y el condensador son entre 5-7 psi tomando en cuenta las caídas de presión por accesorios cuando el sistema está limpio pero la caída de presión normal está en el orden de 3 psi^[2].

• 2.6.4. Presión de operación de la columna de destilación

La presión de operación de la torre atmosférica debe ser la más baja, limitada por el tanque acumulador del reflujo de la torre ya que en muchos casos, la corriente del domo no puede ser totalmente condensada a una baja presión^[2].

Muchas de las torres tienen de 25 a 35 platos reales entre la zona flash y el domo, usando el número de platos y sabiendo la caída de presión por plato (0.1 a 0.2 psi), entonces se conoce la caída de presión total entre la zona flash y el domo^[2].

Trabajar a alta presión requiere una mayor temperatura a la salida del horno, y por lo tanto un mayor consumo de energía lo que conduce a la posibilidad de formación de coque en los tubos del horno si se excede de la temperatura permisible. De hecho, trabajar a altas presiones hace el fraccionamiento más difícil^[2].

• 2.6.5. Temperatura de salida del calentador

Esta variable debe ser controlada con precisión, ya que determina el grado de vaporización del crudo y de la cantidad de calor suministrada al calentador. La temperatura de entrada del crudo en la columna está relacionada con las características del propio crudo, además de la cantidad y calidad de las fracciones que se producen; porque toda la energía se proporciona a través del precalentamiento del crudo, cualquier variación de temperatura modifica el equilibrio entre las fases y el perfil de la temperatura a lo largo de la columna, tal como para causar una variación en las características de los productos^[11].

Una baja temperatura a la salida del horno produce una cantidad más pequeña de material vaporizado y en consecuencia una reducción de la cantidad de destilados, mientras que una temperatura demasiado elevada provoca reacciones de craqueo con la formación de gas y depósitos de carbono, en particular en los tubos del horno, lo que hace necesario el paro de la planta con mayor frecuencia para limpiar el horno^[11].

La temperatura máxima permisible del crudo es en un intervalo de 343 a 357 °C ya que la mayoría de los crudo de base parafínica y nafténica comienza a sufrir descomposición térmica como es el caso del crudo Istmo y Maya^[2].

•2.6.6. *Overflash*

Es un término asociado para el diseño de una torre de destilación atmosférica y así como para la torre de destilación al vacío, su objetivo es proporcionar calor adicional requerido por el proceso para generar el reflujo interno, por lo general se fija entre 3 y 5% en volumen respecto a la alimentación, este overflash previene la formación de coque en los platos de la zona de lavado y arrastre del mismo, también asegura un mejor fraccionamiento entre el gasóleo primario atmosférico y el crudo reducido^[2].

Una forma de controlar el overflash es ajustando la cantidad de gasóleo atmosférico primario: menor cantidad de producto representa un mayor overflash por consecuencia un mayor consumo de energía ya que se necesita incrementar la temperatura a la salida del horno o proporcionar una mayor cantidad vapor de agotamiento en el fondo de la torre^[2].

•2.6.7. *Especificación de los productos*

Los productos de la torre de destilación atmosférica pueden tener diferentes características dependiendo del tipo de crudo y de los rendimientos requeridos.

La **Tabla 5** muestra las especificaciones típicas de los productos de la torre de destilación atmosférica requeridos en México hoy en día:

Tabla 5. Especificaciones de los diferentes productos en la torre de destilación atmosférica para la nueva refinería (Tula, Hidalgo)^[12].

Propiedad	Unidades	Método	Nafta	Turbosina	Diesel	Gasóleo Pesado Atmosférico	Residuo Atmosférico
Densidad API	°API		64.27	45.76	32.96	20.90	7.09
Peso Específico		ASTM D1298	0.7228	0.7983	0.8604	0.9284	1.021
Factor de Caracterización			12.150	11.838	11.664	11.450	11.621
Azufre	% Peso		0.191	0.587	1.85	2.89	5.014
Nitrógeno Básico	% Peso		----	----	0.012	0.038	0.0966
Nitrógeno Total	% Peso				0.04	0.115	0.496
Níquel	ppm		----	----	----	----	89
Vanadio	ppm		----	----	----	----	444
Sodio	ppm		----	----	----	----	26.663
Fierro	Ppm		----	----	----	----	14.166
Carbón Conradson	% Peso		----	----	----	0.0032	19.581
Temperatura de Inflamación	°C		----	63.7 (38 mín.)	81.8 (41 mín.)	139.8	----
Temperatura de Congelamiento	°C	ASTM D2386	----	-47.3	----	----	----
Temperatura de Niebla	°C			-44.4	-9.1		
Viscosidad Cinemática a 50°C	cSt	ASTM D445	----	----	----	----	788,070
Viscosidad Cinemática a 100°C	cSt	ASTM D445	----	----	----	----	2,177
Destilación, % Vol. a TIE	°C	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D86	ASTM D 1160	
TIE			44.1	125.7	147.4	289.5	297.7
5			70.3	157.1	224.6	331.2	374.9
10			86.3	170.2	244.8 (275 máx.)	350.6	413.8
50			127.7	196.3	281.4	409.1	622.2
90			165.42	217.3	343.3 (345 máx.)	447.5	----
95			169.7	222.5	354	452.5	----
TFE			175.0 máx.	230.0 máx.	365	457.8	----

•2.6.8. Reflujo

Regresando a la curva de Packie (*Figura 11*), se sabe que para un dado requerimiento de separación expresado en gap, se define un balance de materia expresado en términos de ASTM al 50% en volumen de la diferencia de temperaturas (domo y producto lateral superior) y dado un número de platos en la sección, hay un valor, llamado F, que es el producto del número de platos reales y la relación de reflujo expresada en volumen en la sección. Por lo tanto, la cantidad de reflujo mínimo puede ser calculado. Este no es el reflujo mínimo en el sentido que es requerido un número infinito de platos para la separación. Es el reflujo mínimo para el número especificado de platos y de la separación requerida^[2].

•2.6.9. Flujo y temperatura de reflujo en extracciones de calor “Pumparounds”

El calor que no se elimina por medio de los productos que salen de la columna se debe extraer mediante la extracción del líquido en las secciones apropiadas de la columna y el envío de vuelta a la columna después de intercambiar calor con otras corrientes o sean enfriadas por medio de agua o aire^[11].

En la columna de destilación atmosférica generalmente hay de 2 a 4 extracciones de calor: domo, turbosina, diesel y gasóleo atmosférico primario (GOPA), es evidente que la cantidad de calor extraído por las extracciones de calor variará dependiendo de la temperatura de extracción del líquido, la temperatura de retorno y del flujo; estas cantidades de calor son factores determinantes para el balance de energía de la columna y para los valores supuestos de flujo del líquido y vapor en las diversas secciones de la propia columna^[11].

La temperatura de retorno está relacionada con la presión parcial en la fase vapor del agua; si esta es menor que su temperatura de rocío se tendrán problemas de condensación y generará problemas de corrosión en la torre de destilación.

La distribución del calor extraído a lo largo de la columna está determinada por el grado de fraccionamiento necesario, así como por la cantidad de calor que se retira. Además de la temperatura, el flujo de las diversas extracciones de calor en la columna también tiene un efecto en el fraccionamiento^[11].

Una gran cantidad de reflujo en la columna puede causar inundación de la zona de retorno y derramarse en los platos inferiores, causando así una reducción en la eficiencia de los propios platos. Una menor cantidad de reflujo, en cambio, puede inducir el arrastre del vapor (soplado) hacia los platos de encima, provocando de nuevo una reducción en la eficiencia de fraccionamiento^[11].

•2.6.10. Vapor en agotadores secundarios y sección de agotamiento

El vapor de agua sobrecalentado se inyecta en la parte inferior, tanto de la columna como de los agotadores secundarios, con el fin de eliminar los componentes más ligeros de los fondos del crudo reducido, es decir, aquellos con una menor temperatura de ebullición. El efecto del vapor es reducir la presión parcial de la fase de hidrocarburos, de esta manera hace que los componentes con una menor temperatura de ebullición pasen de la fase líquida a la fase gas^[11]. El flujo de vapor utilizado es aproximadamente de 8 a 10 libras de vapor por cada barril de producto en los agotadores secundarios y en el caso del flujo de vapor en la sección de agotamiento debe ser una relación mayor a 10 libras de vapor por cada barril de producto con un valor máximo de 60 libras de vapor^[2]. Un flujo que es demasiado bajo tiende a dejar una parte del destilado ligero en los fondos del residuo, mientras que un flujo que es demasiado alto puede causar que los destilados superiores estén contaminados con trazas de producto pesado^[11].

•2.6.11. Flujo de extracción de los productos de la torre de destilación

En cada punto a lo largo de la columna atmosférica, y especialmente en el punto de extracción en la columna de una corriente o un corte lateral, la temperatura del líquido refleja la temperatura de ebullición del líquido en este punto exacto. Sin embargo, un aumento en el flujo de líquido extraído de la columna conduce a una reducción del reflujo interno, y como resultado, el líquido se vuelve más rico en componentes menos volátiles y, en consecuencia, eleva su temperatura de ebullición en la sección en cuestión. A la inversa, una reducción del flujo de la extracción causa que más líquido permanezca en la sección de la columna inmediatamente debajo del punto de extracción, con la consiguiente existe una reducción de la temperatura^[11].

Como regla general se puede afirmar que, cuando el flujo de extracción aumenta, el punto de ebullición de los productos extraídos se eleva, mientras si se reduce, disminuye el punto de ebullición, por lo que hace que se vuelva más rica en los componentes más volátiles^[11].

• 2.6.12. Torres de destilación con platos

Las torres de platos son cilindros donde el líquido y el gas se ponen en contacto en forma de pasos sobre los platos. El líquido entra en la parte superior y fluye en forma descendente por gravedad y fluye en el plato a través de orificios que pueden ser de distintos tipos; entonces el vapor se desplaza en dirección contraria, es decir hacia arriba, tal como lo indica la *Figura 7*. Cada plato en la torre es una etapa, puesto que sobre el plato se ponen en contacto íntimo los fluidos donde ocurre la difusión interfacial y los fluidos se separan^[9].

El número de platos teóricos o etapas en el equilibrio de una columna solo depende de lo complicado de la separación que se vaya a llevar a cabo y solo está determinada por el balance de materia y las consideraciones acerca del equilibrio, para el caso de torres de destilación atmosférica *Watkins*^[2] recomienda un número de platos en cada sección de separación que se muestra en la *Tabla 6*.

Tabla 6. Platos requeridos en las diferentes secciones de la torre de destilación atmosférica^[2].

Sección	Número de Platos
Nafta Ligera a Nafta Pesada	6-8
Nafta Pesada a Destilado Ligero	6-8
Destilado Ligero a Destilado Pesado	4-6
Destilado Pesado a Aceite Atmosférico	4-6
Zona Flash a primer plato extraído	3-4
Vapor y Reboiler en sección de Agotamiento	4

•2.6.12.1. Tipos de platos

Existe una gran variedad de tipos de platos para las torres de destilación, como válvula, perforados, burbujeo o tipo chimenea, la selección de cada plato es determinada por varios factores tales como: el proceso, costo, diseño mecánico, mantenimiento, capacidad, eficiencia, caída de presión, corrosión, etc.^[13]. Solamente se mencionará el plato tipo válvula ya que fue utilizado para el diseño de la torre de destilación en la simulación.

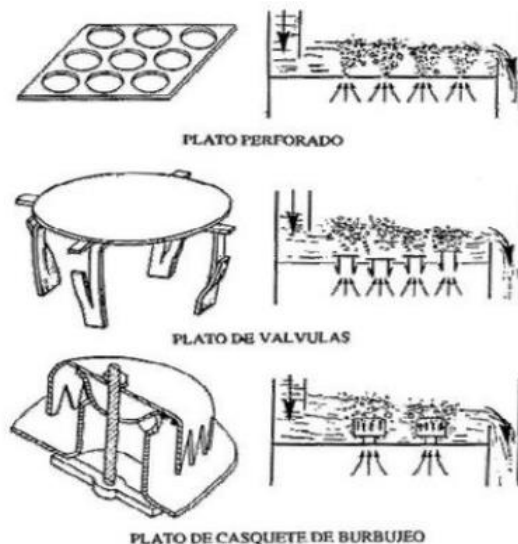


Figura 14. Diferentes tipos de platos empleados en torre de destilación atmosférica^[14].

•2.6.12.1.1. Plato tipo válvula

Los platos válvula (**Figura 15**) son muy flexibles con un rango de operación típico del 30 al 85% de inundación; además son de 30 a 50% más económicos que los de burbujeo de un mismo diámetro a causa de su construcción más simple. Presentan capacidades 20% más altas para el vapor que de los platos de cachucha^[13].

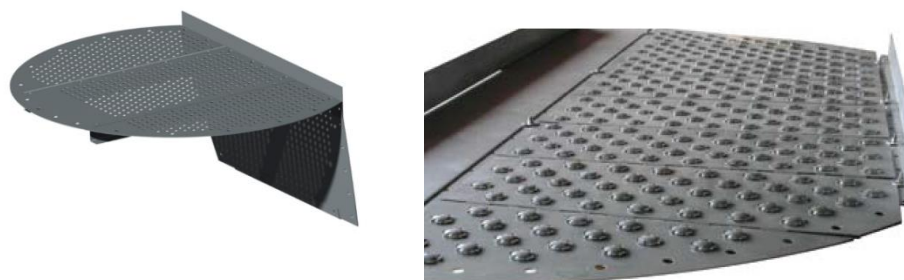


Figura 15. Plato tipo válvula empleado en torre de destilación atmosférica^[14].

Los platos de válvulas tienen perforaciones de aberturas variables para el flujo de vapor. Las perforaciones están cubiertas con dispositivos móviles, los cuales comúnmente son discos circulares, retenidos en su sitio por medio de guías colocadas sobre la superficie del plato o en la misma válvula, las cuales se elevarán conforme el flujo de vapor se incrementa; y cuando el flujo disminuya a un valor se asentarán sobre los orificios, operan con una buena eficiencia en un amplio rango de operación, ya que a bajas cargas regulan su área abierta en forma proporcional al flujo de vapor, manteniendo suficiente caída de presión en el plato para prevenir el goteo excesivo (como ocurre en los perforados) y la resultante disminución de la eficiencia. Los platos tipo válvula pueden ser de diferentes formas como rectangulares, triangulares, cuadradas, etc.^[13].

•2.6.12.2. Eficiencia

En la operación real las corrientes de vapor y líquido que salen de un plato no están completamente en equilibrio, para lograr el mismo grado de separación, más platos

tendrán que ser añadidos para compensar esta deficiencia, el número real de platos necesarios es ajustado con el concepto de eficiencia, una aproximación general como lo muestra la ecuación 6:

$$\text{Eficiencia} = \frac{\text{Número de Platos Teóricos}}{\text{Número de Platos Reales}} \quad (6)$$

Debido a que los simuladores trabajan con etapas ideales y el diseño quiere llevarse a condiciones reales se considera una eficiencia en cada una de las diferentes secciones de la columna (**Tabla 7**), estos valores son lo que se presentan hoy en día en cualquier torre de destilación atmosférica^[15]:

Tabla 7. Eficiencia típica en cada sección de la torre de destilación^[15].

Sección	Eficiencia (%)
Nafta	90
Turbosina	70
Diesel	70
GOPA	70
Agotamiento	30

Conociendo el valor de la eficiencia en cada sección y el número de platos teóricos se sabe el número de platos reales que requiere la torre de destilación para lograr el grado de separación requerido^[2].

•2.6.12.3. Diámetro y altura

Las dimensiones de la torre quedan definidas con la altura y el diámetro (**Figura 16**). La primera de ellas se establece con el número de platos teóricos, la eficiencia del plato y el espaciamiento entre platos; la segunda por las capacidades de flujo de platos y bajantes, así como el contacto de líquido vapor en los platos necesarios para una óptima transferencia de masa que defina el valor de la eficiencia^[13].

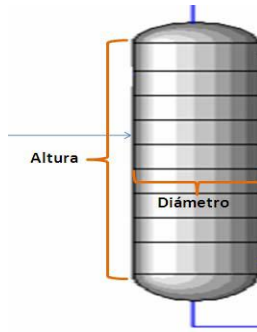


Figura 16. Diámetro y altura de una torre de destilación^[16].

•2.6.12.4. *Espaciamiento entre platos*

Los platos deben estar separados a una distancia tal que permita la separación del líquido y el vapor, tanto en el bajante como en el área activa. El espaciamiento entre platos tiene un efecto importante, tanto como en la inundación como en el arrastre. Bajo las condiciones limitantes de inundación, hay una relación recíproca entre el espaciamiento y el diámetro, de tal forma que se requiere modificar la inundación dejando fijo el espaciamiento, tendrá que modificarse el diámetro. El espaciamiento más común es de 45.72 cm^[13].

•2.6.12.5. *Número de pasos*

Cuando se maneja una gran cantidad de líquido en el plato o cuando es necesario reducir el diámetro de la torre, puede aumentarse el número de pasos de líquido en el plato, aunque el área activa decrece conforme el número de pasos aumenta, incrementándose la caída de presión y la cantidad de líquido en el bajante (Downcomer backup)^[13].

•2.6.12.6. *Inundación*

Ocurre cuando los flujos del líquido o del vapor resulten mayores que la capacidad del equipo (**Figura 17**). No puede decirse que la torre está inundada por exceso de líquido o por demasiado vapor, la inundación es una combinación de los dos flujos. Una torre se inunda principalmente cuando se exceden los valores máximos

permitidos de la retención del líquido en el bajante y del arrastre, la inundación de una torre se caracteriza porque se presenta un súbito incremento en la caída de presión y una marcada disminución de la eficiencia^[13].

El factor de inundación es el máximo porcentaje de inundación por arrastre permitido por el diseño, para sistemas no espumantes, Glitsch recomienda emplear un 82% y Koch sugiere el 85% para el diseño de sus platos. Factores de inundación mayores a los señalados, pueden provocar un excesivo arrastre y/o que la columna dimensionada resulte pequeña y no pueda operar eficientemente. Por otra parte, con factores de inundación demasiado bajos se tendrá una columna sobrada^[13].

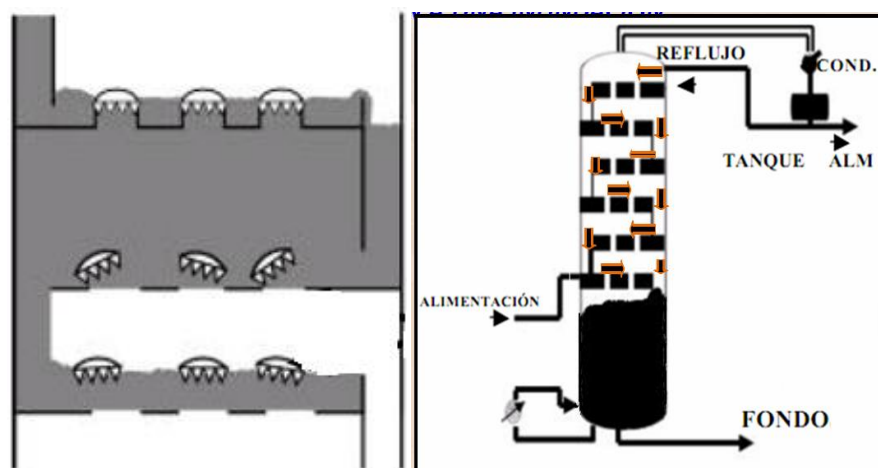


Figura 17. Inundación de un plato en una torre de destilación^{[16] y [17]}.

•2.6.12.7. Bajante “Downcomer backup”

Es una acumulación de líquido ocasionada por la oposición que presentan diferentes resistencias al líquido en su descenso a lo largo de la columna (**Figura 18**). Se recomienda que la altura del líquido retenido en el bajante no sea mayor que la suma del espaciamiento entre platos y la altura del vertedero; si es mayor, ocurrirá la inundación de los platos de la torre al no fluir el líquido a través de ésta^[13]. Otro criterio se muestra en la **Tabla 8**.

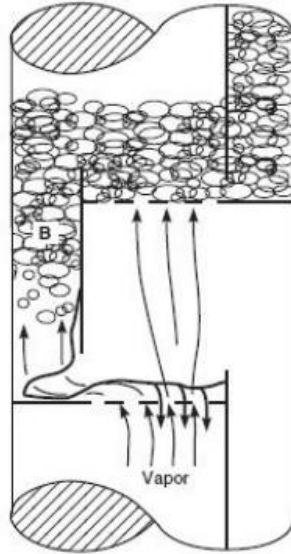


Figura 18. Bajante “Downcomer backup” en torre de destilación atmosférica^[14].

Tabla 8. Valor máximo del bajante “downcomer backup” en función de la densidad del vapor^[13].

Densidad del Vapor (kg/m ³)	Valor Máximo del bajante como % del espaciamiento entre Platos
Mayor a 45	40
Entre 45 y 16	50
Menor a 16	60

2.7. Simulación de procesos

La simulación es una técnica, donde un modelo, es iterado con diferentes valores de entrada, con la intención de conseguir una completa representación de todos los escenarios que podrían ocurrir en una situación incierta^[18].

La simulación de procesos ya sea a través de simuladores comerciales (Aspen Plus, Aspen HYSYS, Chemcad, Pro/II, etc.) son una herramienta que proporcionan innumerables facilidades a la industria química, petrolera, energética, además contribuye a convertir los objetivos de una compañía en realidad, esto ya que una “planta virtual” construida con simuladores es la mejor forma de ahorrar dinero, tiempo, protección al medio ambiente y las vidas humanas de quienes trabajan en las plantas, esto se consigue puesto que es posible plantear diferentes escenarios y de este modo evitar problemas^[18].

A continuación se mencionan las ventajas y desventajas.

• 2.7.1. Ventajas de la simulación de procesos

- Mejor comprensión de los procesos: Con la simulación de procesos es posible responder preguntas del tipo “Por qué” reconstruyendo la escena y examinando el sistema para determinar el por qué ocurren los fenómenos^[18].
- La simulación de procesos da a los estudiantes una prueba de ingeniería real y los prepara para la práctica en el mundo laboral^[19].
- Es posible contrarrestar métodos y cálculos vistos en clase y comparar con el simulador problemas cuya solución fue previamente encontrada en forma manual. Si los resultados son similares, se puede proceder a variar con el simulador las condiciones del sistema y con esto responder preguntas del tipo “What if” (qué pasaría si se varía la presión, etc.), y de este modo ayudar a tener una mayor comprensión de los conceptos. Este

tipo de análisis “What if” son muy usados en la industria para el diseño y el rediseño de sistemas, por tanto se convierte en una herramienta muy importante para el ingeniero de proceso.

- Dentro de la industria, los simuladores son útiles en investigación y desarrollo al agilizar los ensayos en laboratorios y en plantas piloto porque permite predecir resultados o rangos de trabajo óptimo lo cual ahorra mucho tiempo en la experimentación; y en la etapa de diseño, al ofrecer una manera rápida de diseñar un proceso para establecer comparaciones entre diferentes alternativas^[20].
- Los simuladores son muy útiles en el entrenamiento de personal. Los operadores de las plantas pueden aprender de sus errores y de este modo, aprender a operar mejor^[18].

• **2.7.2. Desventajas de la simulación de procesos**

- Según Fogler^[21], en la solución de problemas, no hay siempre una interacción detallada con el problema tal como se hace en la solución manual en donde el que resuelve el problema es forzado a pensar profundamente en éste, a encontrar aproximaciones para resolverlo, evaluarlo y reevaluar las suposiciones hechas. Muchas veces la simulación esconde la complejidad del problema y por tanto, esconde también aspectos importantes de su entendimiento.
- Los resultados que arrojan los simuladores pueden ser en ocasiones difíciles de interpretar y se puede caer en optar por la simulación en casos donde una solución analítica es posible o incluso preferible^[19].

2.8. Simulador Aspen HYSYS

El simulador Aspen HYSYS es una herramienta computacional integrada por modelos de unidades de proceso como separadores, intercambiadores de calor, reactores, columnas de destilación y extracción, operaciones lógicas, controladores, tubería, etc.; que tiene como objetivo facilitar el cálculo en el diseño y optimización de procesos de manera resumida y organizada.

Aspen HYSYS permite realizar la simulación de un proceso de manera sencilla, en el cual se construye un modelo conceptual, determinando los equipos que se requieren en el proceso, las bases de diseño y condiciones de operación, se fijan las ecuaciones que determinarán las propiedades termodinámicas y si es necesario se hace también el modelo dinámico determinando así las estrategias de control más apropiadas, luego de conocer todos los parámetros que se describen anteriormente se ejecuta un modelaje de un proceso conocido introduciendo los datos necesarios de la planta que se desea simular^[22].

Las aplicaciones de Aspen HYSYS son muy variadas e importantes, tales como en los procesos de refinación de petróleo, el transporte de fluidos por tubería, procesos de endulzamiento de gas, procesos químicos, etc.

Capítulo III

Simulación de la Torre de Destilación Atmosférica en Aspen HYSYS

En este capítulo se describe de manera detallada como se llevó a cabo la simulación de la torre de destilación atmosférica en Aspen HYSYS, la cual incluye: descripción del proceso, caracterización del crudo Istmo y Maya, especificaciones de equipos y los diferentes productos, etc.

3.1. Descripción general del proceso de destilación atmosférica

Para alcanzar el nivel de temperatura y la vaporización requerida para el fraccionamiento, el crudo pasa a través de un tren de precalentamiento y un horno. El crudo parcialmente vaporizado se alimenta a la torre de destilación atmosférica a 360 °C y 1.423 kg/cm² man.^[10] (**Figura 19**).

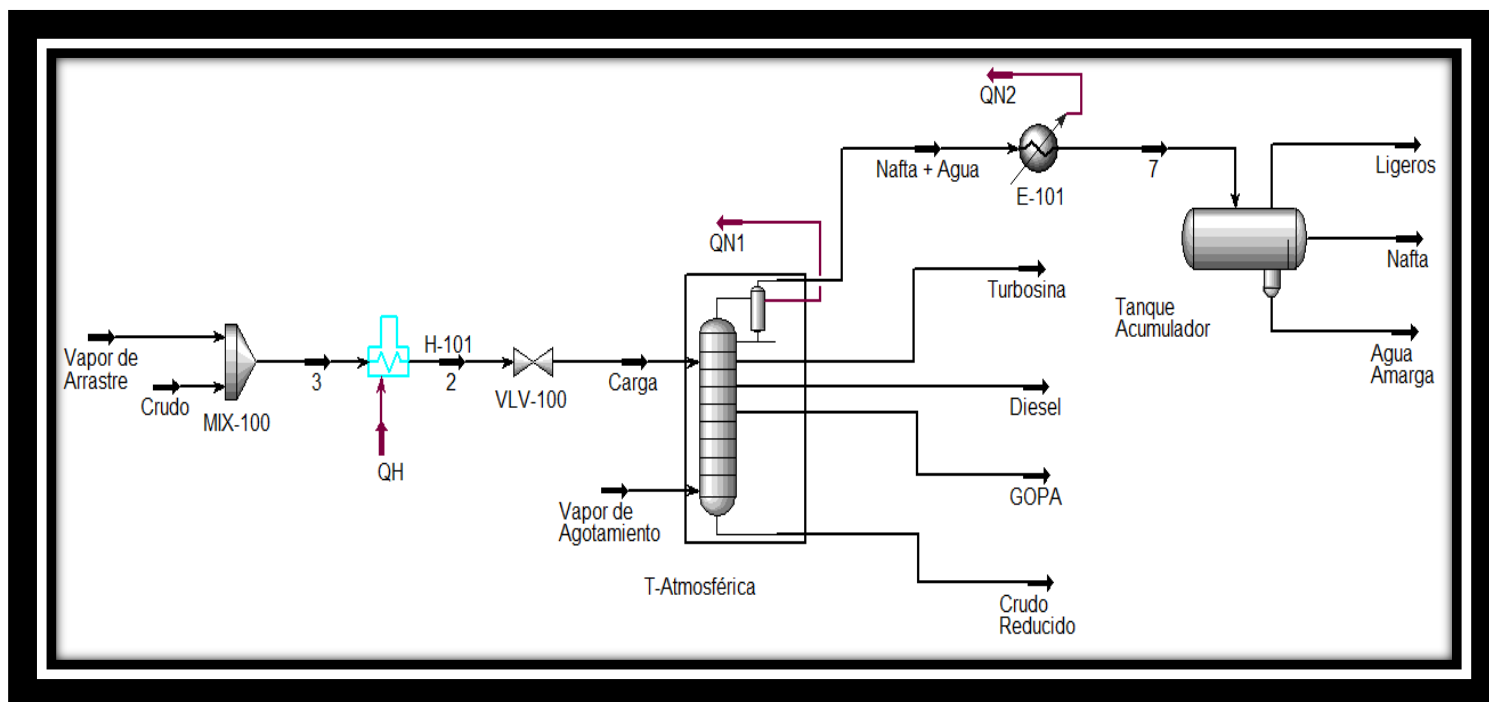


Figura 19. Diagrama de flujo de proceso para el proceso de destilación atmosférica implementado en Aspen HYSYS.

La destilación del crudo se efectúa en una columna de platos que cuenta con una zona de rectificación, formada por varias secciones, de las que se extraen diferentes fracciones según su masa molecular: gas y nafta que se obtienen como productos de domos, turbosina, diesel y gasóleo pesado atmosférico que se obtienen como extracciones laterales, contando los tres primeros, con columnas de agotamiento con vapor de agua sobrecalentado (2.5 kg/cm² man. y 343 °C), para obtener las especificaciones requeridas. Además de las extracciones de productos, la torre de

destilación cuenta con dos extracciones de calor “Pumparounds” para la extracción de calor^[10] (*Figura 20*).

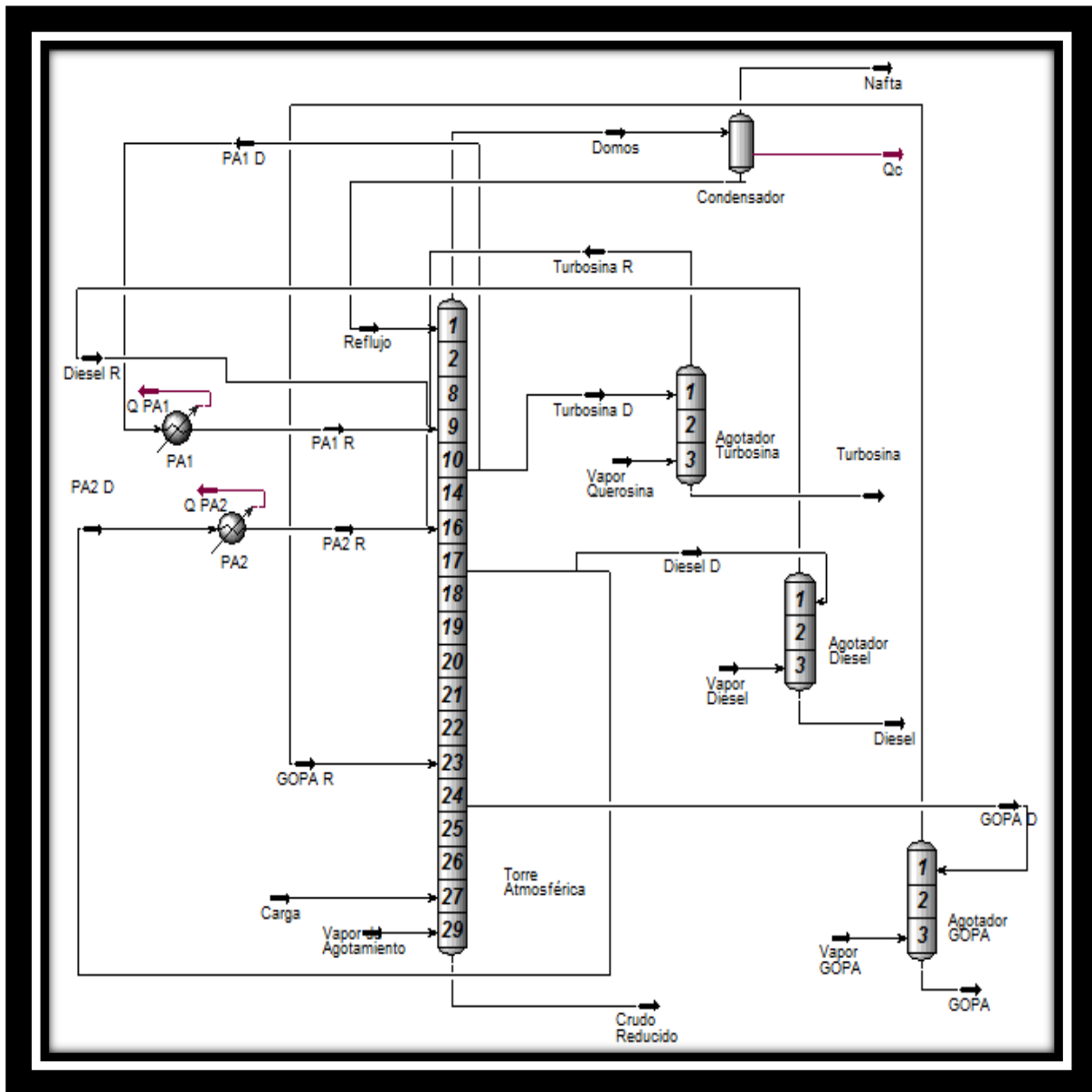


Figura 20. Configuración de torre de destilación atmosférica con extracciones de calor y agotadores en Aspen HYSYS.

El líquido extraído del pumparound es del mismo plato de la salida lateral del producto, el cual es enfriado y retornado al plato superior, permite reducir el perfil de flujos de vapor en la torre de destilación, la extracción de calor proporciona el reflujo interno que es fraccionado en la zona inmediata inferior y obtener así

especificaciones de producto de la sección correspondiente. El arreglo de condensación es en dos etapas para tener una máxima recuperación de calor en favor del crudo. El primer condensador es un condensador parcial, el líquido condensado se separa de la fase vapor a 118 °C y 0.7 kg/cm² man., en el acumulador de la primera etapa de condensación y se retorna como reflujo al plato número 1 de la torre de destilación, la segunda etapa de condensación es total, la nafta y agua condensados se separan a 38 °C y 0.7 kg/cm² man., en el acumulador de la segunda etapa de condensación^[10].

El crudo reducido y el overflash descienden por la zona de agotamiento, los cuales se agotan con vapor de agua sobrecalentado (2.5 kg/cm² man. y 343 °C) con el objetivo de reducir la presión parcial de los hidrocarburos ya que este producto tiene una presión de vapor muy baja y podría descomponerse térmicamente si la temperatura del fondo siguiera subiendo así que no es necesario un rehervidor, después se envía a la torre de destilación al vacío^[10].

La turbosina, diesel y el gasóleo pesado, después del intercambio en el tren, se enfrían con aire o agua y se envían a límite de batería.

Para la simulación de la torre de destilación atmosférica, se consultó el diseño de la torre de destilación atmosférica del Instituto Mexicano del Petróleo de la Planta Combinada de la Refinería de Minatitlán, que procesa crudo 100% Maya^[10]; a partir de este diseño se hicieron modificaciones con base a los criterios de diseño mencionados en el capítulo anterior como: número de etapas teóricas en cada sección, temperatura de entrada del crudo, número de extracciones de calor, cantidad de calor extraído de la columna, presión de operación, etc., con el fin de cumplir las especificaciones de los productos y el grado de separación entre las diferentes fracciones del crudo.

Dependiendo de la alimentación (crudo Istmo o Maya) se modificaron las siguientes variables de proceso:

- Cantidad de líquido de las extracciones de calor (Pumparounds).
- Cantidad de vapor en los agotadores.

Con ayuda del simulador Aspen HYSYS, se pudo simular la torre de destilación atmosférica, para ello se realizaron unas series de pasos descritos a continuación:

3.2. Caracterización del crudo

Cada fracción del crudo está formado por una gran cantidad de componentes por consiguiente su caracterización resultaría muy difícil si se hiciera tomándolos como componentes puros por lo que es necesario definir pseudocomponentes que son mezclas de hidrocarburos en función del punto de ebullición medio (mid boiling point) y la gravedad API; por lo tanto, las curvas de destilación TBP y de gravedad API son usadas para definir dichos pseudocomponentes y de esta manera poder estimar sus propiedades.

Se utilizaron datos del Instituto Mexicano del Petróleo que son curvas elaboradas con la técnica assay que definen las propiedades de ambos crudos como la curva de destilación TBP (**Figura 21 y 23**), gravedad API y contenido de azufre (**Figura 22 y 24**)^[7]; una mayor cantidad de información para la caracterización del crudo, se verá reflejada en mayor confiabilidad de los resultados.

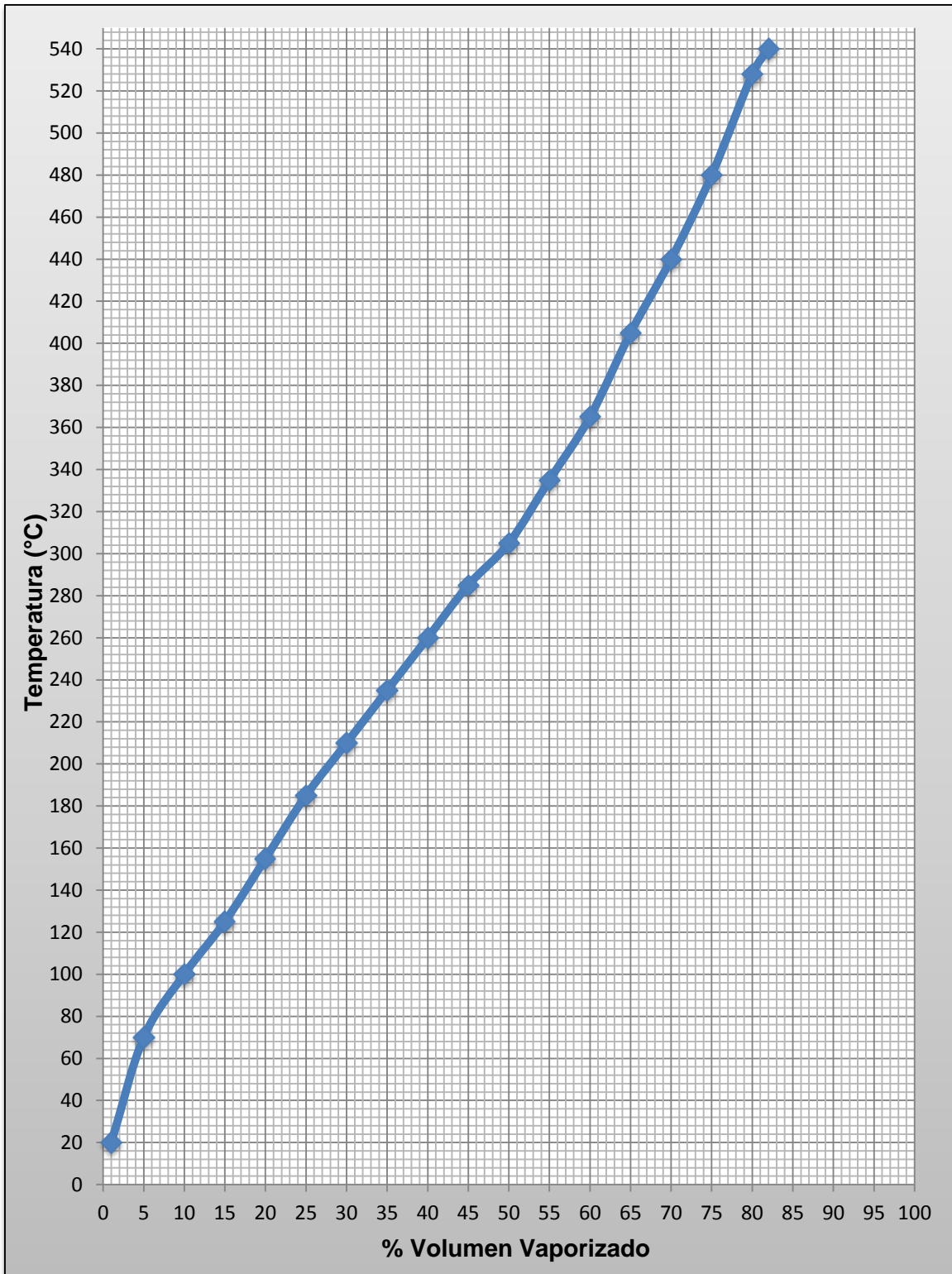


Figura 21. Curva de destilación TBP de crudo 100% Istmo elaborada con la técnica assay^[7].

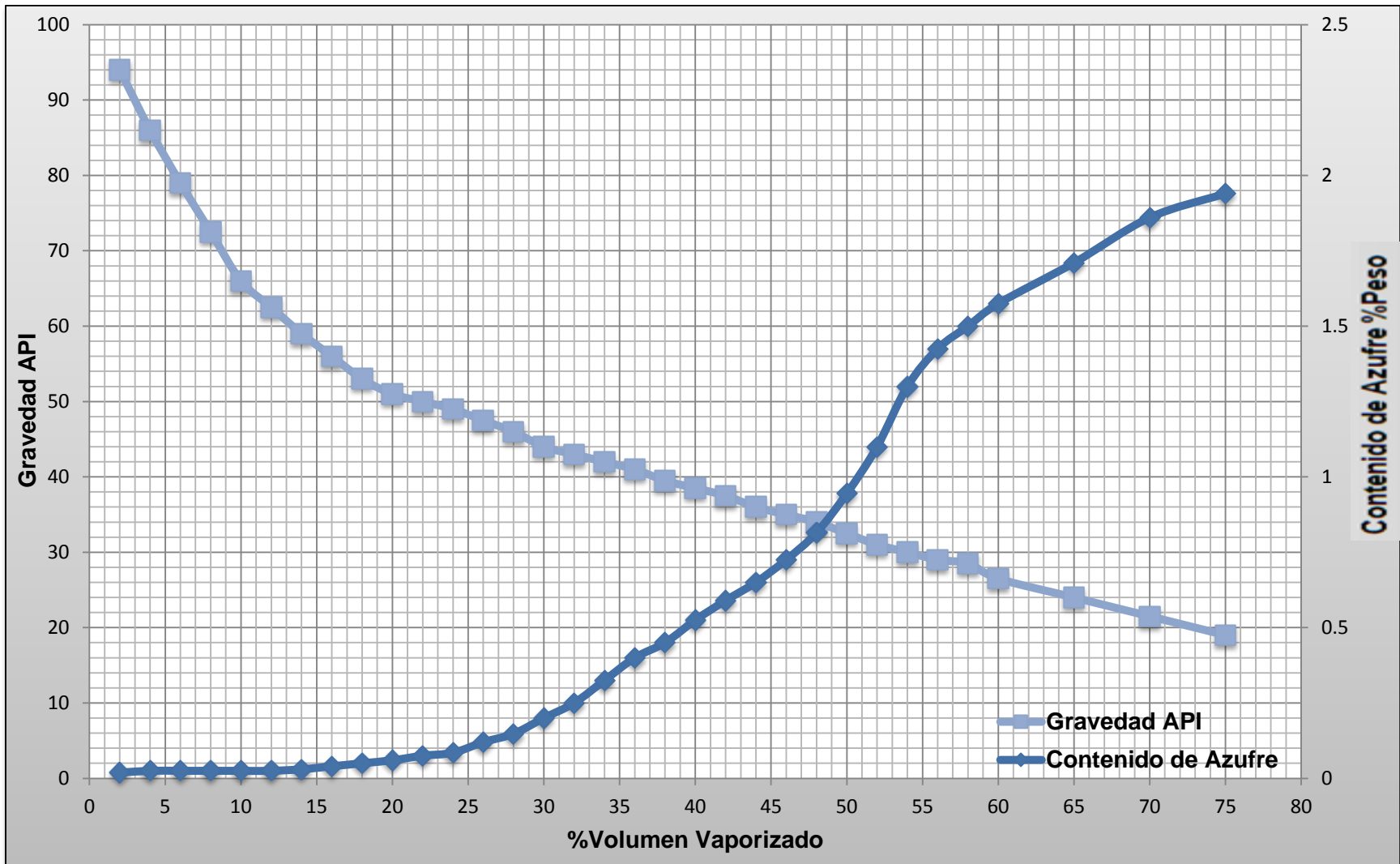


Figura 22. Curva de gravedad API y contenido de azufre de crudo 100% Istmo elaboradas con la técnica assay^[7].

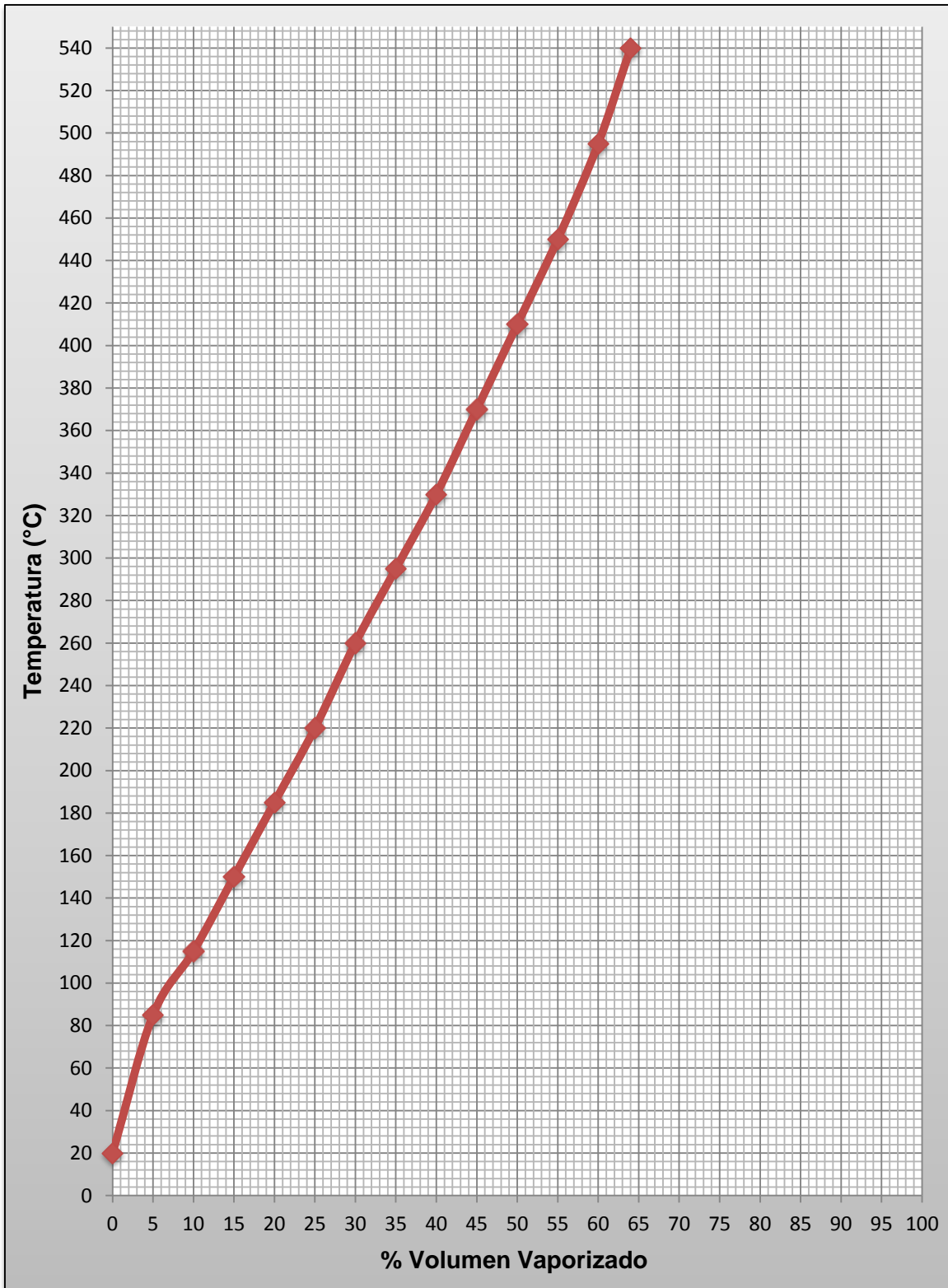


Figura 23. Curva de destilación TBP de crudo 100% Maya elaborada con la técnica assay^[7].

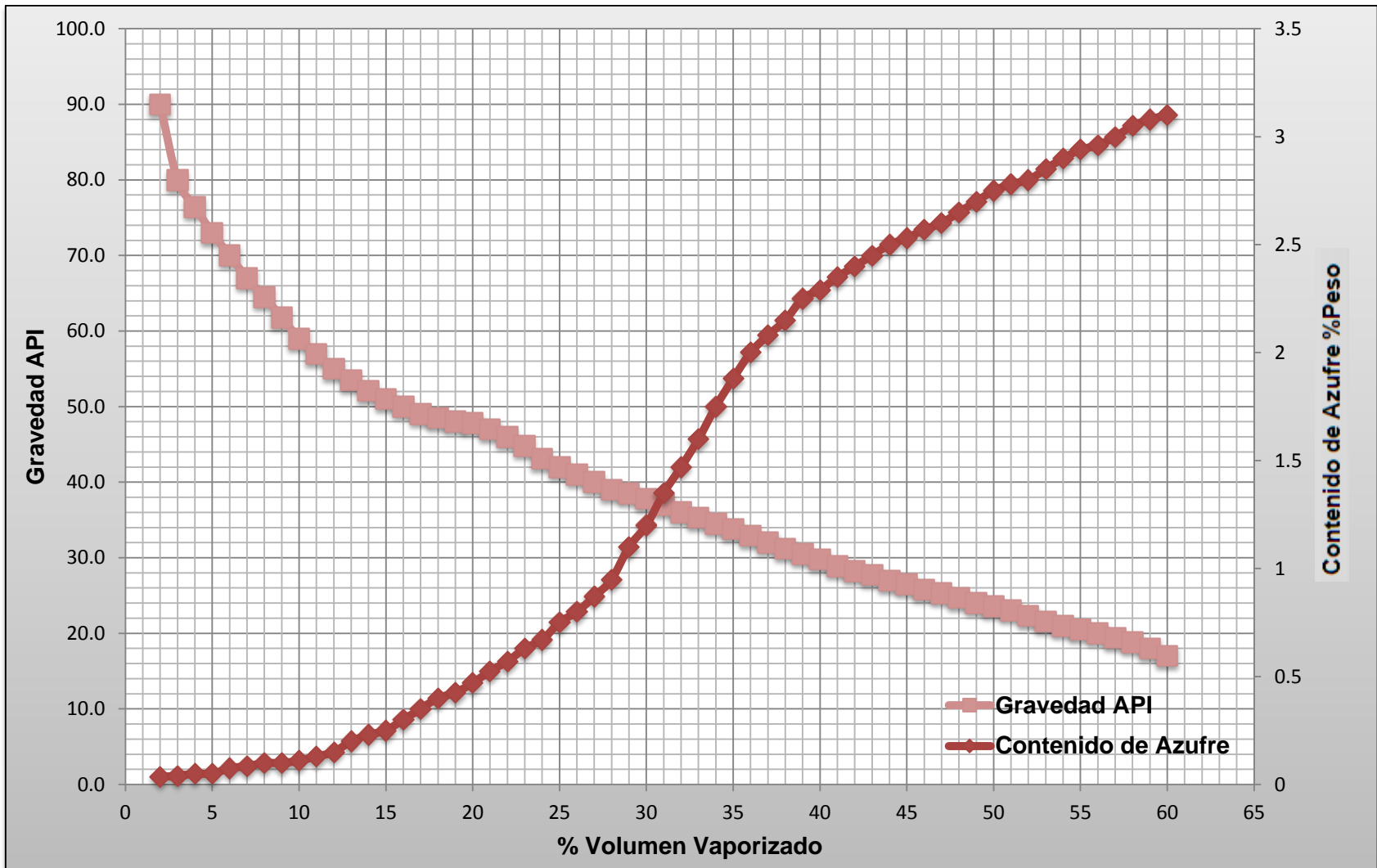


Figura 24. Curva de gravedad API y contenido de azufre de crudo 100% Maya elaboradas con la técnica assay^[7].

El primer paso antes de la definición de los pseudocomponentes en Aspen HYSYS, fue extrapolar la curva de destilación TBP, la de gravedad API y la del contenido de azufre de la técnica assay debido a que ninguna de ellas llega al 100% de volumen vaporizado a causa de las limitaciones que se tienen en la caracterización de los crudos en el laboratorio; la extrapolación de la curva TBP de ambos crudos fue elaborada con el método numérico *spline cúbico* en el simulador de procesos PRO/II debido a que este método realiza una mejor extrapolación de la curva TBP.

Para la curva de gravedad API y de contenido de azufre no se utilizó ningún método numérico de extrapolación, es decir, sólo se trazó una línea que siguiera la tendencia de los últimos puntos de la curva hasta completar el 100% en volumen vaporizado, finalmente se dividieron las curvas en estrechos rangos siguiendo el concepto del punto de ebullición medio (mid boiling point) hasta que todas las curvas fueran divididas en la misma cantidad de pseudocomponentes hasta completar el 100% de volumen vaporizado.

La **Figura 25** muestra un ejemplo de cómo se definen los pseudocomponentes con base a la curva de destilación TBP; el énfasis dado a la caracterización del crudo por pseudocomponentes es importante ya que los valores leídos de las curvas son alimentados al simulador y un mal manejo de los datos generaría una mala caracterización del crudo y como consecuencia se tendrán rendimientos erróneos para cada fracción del crudo.

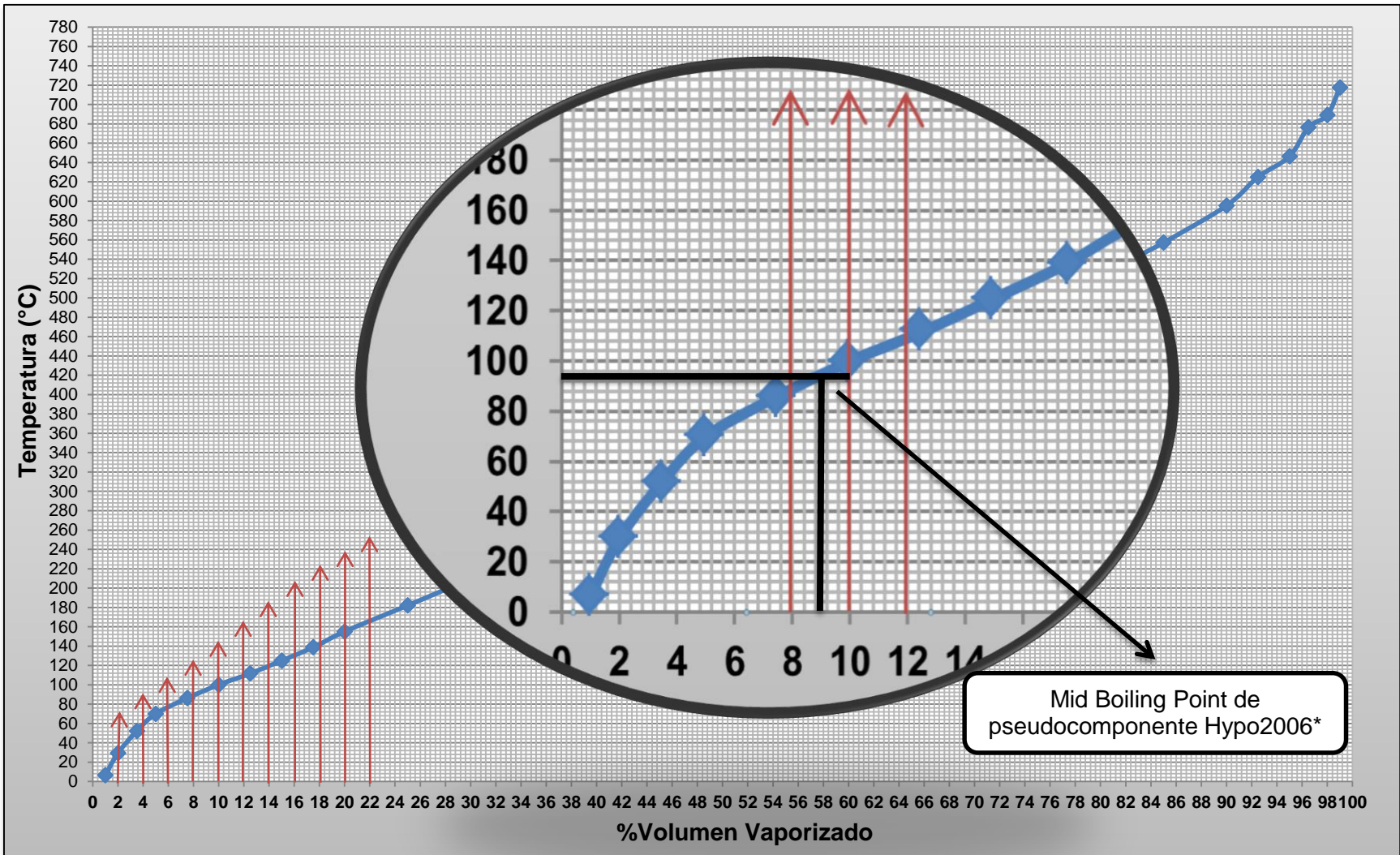


Figura 25. Ejemplo de la caracterización del crudo por pseudocomponentes con base a la curva de destilación TBP^[7].

Una vez que todas las curvas para ambos crudos fueron divididas en pseudocomponentes se introdujeron los valores leídos de las curvas (TBP y gravedad API) en la sección de *Hypotheticals* del simulador, donde solo requiere una mínima cantidad de información (masa molecular, propiedades críticas, densidad o temperatura) para poder definir cada pseudocomponente y así poder estimar las demás propiedades de cada uno, al menos 2 datos requiere el simulador para calcular las propiedades restantes (**Figura 26**).

The screenshot shows the 'Hypo Group Controls' window in Aspen HYSYS. The 'Group Name' is 'HypoGroup1' and the 'Component Class' is 'Hydrocarbon'. The window contains a table with the following columns: Name, NBP [C], MW, Liq Density [kg/m3], Tc [C], Pc [kg/cm2_g], Vc [m3/kgmole], and Acentricity. The table lists 32 hypothetical components from Hypo20000* to Hypo20032*.

Name	NBP [C]	MW	Liq Density [kg/m3]	Tc [C]	Pc [kg/cm2_g]	Vc [m3/kgmole]	Acentricity
Hypo20000*	18.00	58.28	746.85	202.10	51.56	0.2333	0.1504
Hypo20001*	30.00	67.39	680.00	203.17	38.92	0.2833	0.1848
Hypo20002*	46.00	74.63	685.00	219.69	35.63	0.3129	0.2144
Hypo20003*	60.00	80.32	705.00	237.79	34.55	0.3319	0.2282
Hypo20004*	70.00	85.04	710.00	248.43	33.04	0.3505	0.2453
Hypo20005*	80.00	89.86	715.00	259.01	31.65	0.3697	0.2627
Hypo20006*	90.00	94.98	718.00	268.97	30.20	0.3906	0.2822
Hypo20007*	100.00	100.43	720.49	278.70	28.82	0.4124	0.3028
Hypo20008*	105.00	102.72	730.55	286.01	28.82	0.4177	0.3034
Hypo20009*	110.00	104.97	741.29	293.51	28.90	0.4220	0.3037
Hypo20010*	115.00	107.42	749.15	300.20	28.78	0.4281	0.3071
Hypo20011*	120.00	109.80	757.19	306.95	28.69	0.4339	0.3105
Hypo20012*	125.00	112.25	763.33	313.16	28.45	0.4410	0.3157
Hypo20013*	135.00	117.81	769.15	323.78	27.49	0.4611	0.3318
Hypo20014*	145.00	123.68	773.78	334.00	26.49	0.4829	0.3491
Hypo20015*	150.00	126.49	778.05	339.65	26.16	0.4919	0.3560
Hypo20016*	156.00	130.01	782.36	346.18	25.72	0.5036	0.3650
Hypo20017*	165.00	135.94	784.53	354.66	24.75	0.5263	0.3828
Hypo20018*	170.00	139.20	786.71	359.63	24.30	0.5380	0.3918
Hypo20019*	180.00	146.40	787.59	368.44	23.19	0.5661	0.4137
Hypo20020*	185.00	149.70	791.12	373.77	22.88	0.5767	0.4214
Hypo20021*	191.00	153.69	795.58	380.22	22.53	0.5892	0.4306
Hypo20022*	200.00	160.02	800.99	389.46	21.94	0.6098	0.4457
Hypo20023*	205.00	162.81	808.79	396.12	21.97	0.6144	0.4491
Hypo20024*	210.00	166.05	813.92	401.93	21.82	0.6226	0.4554
Hypo20025*	220.00	173.71	818.64	411.71	21.13	0.6474	0.4739
Hypo20026*	219.00	171.89	823.41	412.45	21.59	0.6365	0.4667
Hypo20027*	229.00	179.70	828.24	422.24	20.93	0.6611	0.4852
Hypo20028*	239.00	188.34	830.68	431.17	20.12	0.6903	0.5064
Hypo20029*	250.00	198.09	834.11	441.15	19.33	0.7219	0.5294
Hypo20030*	258.00	205.06	838.07	448.87	18.88	0.7426	0.5447
Hypo20031*	265.00	210.88	843.08	456.14	18.61	0.7577	0.5566
Hypo20032*	270.00	215.10	846.61	461.32	18.42	0.7685	0.5652

Figura 26. Grupo de pseudocomponentes para un crudo en Aspen HYSYS.

Finalmente, el contenido de azufre, otra característica importante del crudo, se añadió una vez que fueron definidos todos los pseudocomponentes a partir de la temperatura y gravedad API.

Este método de caracterización del crudo solo consiste en dividir la curva de destilación TBP y gravedad API en rangos estrechos, siendo cada rango la representación de un pseudocomponente, en general, mientras más pseudocomponentes se utilicen, mayor será la precisión y la confiabilidad de la estimación de las propiedades y por ende los rendimientos de los productos.

3.3. Modelo termodinámico y componentes adicionales

Los desarrolladores del simulador recomiendan usar los métodos termodinámicos que se encuentran dentro de la categoría de correlaciones generalizadas (**Figura 27**), los cuales son métodos empíricos o semiempíricos basados en el principio de estados correspondientes o la categoría de ecuaciones de estado, ambos métodos para mezclas de hidrocarburos no polares^[23].

Para el diseño de la torre de destilación atmosférica se necesita un modelo termodinámico que evalúe de forma correcta las propiedades de los componentes y pseudocomponentes; se recomienda Peng-Robinson (ecuación de estado) o Grayson-Streed (estados correspondientes), ya que ambas tienen un amplio rango de condiciones de operación, predicen mejor la densidad de los componentes en fase líquida y toman en cuenta las interacciones hidrocarburos-agua, para la simulación de la torre de destilación atmosférica se eligió Peng-Robinson dado que es un modelo más recomendado por los desarrolladores del simulador comparado contra el modelo Grayson-Streed pero cabe destacar que ambos modelos son válidos y se tendrían resultados muy similares según lo informa AspenTech^[24].

Tabla 9. Corriente de alimentación para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS^[10].

Temperatura (°C)	28
Presión (kg/cm² man.)	3.97
Flujo Volumétrico (MBPD Std.)	250

Tabla 10. Composición de componentes ligeros para crudo Istmo y Maya^[7].

	Istmo	Maya
Ligeros	% Volumen	
Metano	0.007	0.005
Etano	0.014	0.011
Propano	0.151	0.024
i-Butano	0.183	0.01
n-Butano	0.826	0.065
CO₂	0.001	0.001
Total	1.182	0.116

Tabla 11. Condiciones de entrada de corrientes de vapor sobrecalentado para agotadores y torre atmosférica para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.

Nombre de la Corriente	Temperatura (°C)	Presión (kg/cm² man.)	Flujo Másico Crudo Istmo (t/d)	Flujo Másico Crudo Maya (t/d)	Etapa de Alimentación en cada Agotador
Vapor de Agotamiento	343	2.47	972	856	29
Vapor de Turbosina	343	2.47	82	84	3
Vapor de Diesel	343	2.47	259	173	3
Vapor de GOPA	343	2.47	56	35	3
Vapor Total Requerido	---	---	1,369	1,148	---

• 3.4.2. Torre de destilación atmosférica

La torre de destilación atmosférica, agotadores y extracciones de calor “Pumparounds” fueron construidos con las siguientes especificaciones (*Tabla 12, 13 y 14*) provenientes de la recopilación de los criterios de diseño según lo reportado en la literatura^{[2] y [3]}:

Tabla 12. Especificaciones de la torre de destilación para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.

Etapas teóricas		29
Tipo de condensador		Parcial
Presión del condensador	kg/cm ² man.	0.707
Temperatura del condensador	°C	38
Presión del domo	kg/cm ² man.	1.057
Presión de la zona flash	kg/cm ² man.	1.423
Presión del fondo	kg/cm ² man.	1.451
Temperatura a la salida del horno	°C	360
Etapa de alimentación		27
Caída de presión entre condensador y el domo	kg/cm ²	0.35
Caída de presión en cada plato	kg/cm ²	0.014

Tabla 13. Especificación de agotadores para crudo Istmo y Maya en Aspen HSYYS.

	Número de Etapas Teóricas	Etapa de salida	Etapa de Retorno
Agotador de Turbosina	3	10	9
Agotador de Diesel	3	17	16
Agotador de GOPA	3	24	23

Tabla 14. Especificación de las extracciones de calor para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.

	Etapa de salida	Etapa de Retorno
PA 1 (Nafta-Turbosina)	10	9
PA 2 (Turbosina-Diesel)	17	16

Después de haber introducido las especificaciones para los equipos se pudo conectar las corrientes de entrada y generar las corrientes de salida (**Figura 29**).

The screenshot displays two tables within the Aspen HYSYS interface. The top table, titled 'Inlet Streams', lists five input streams with their internal and external names, inlet stages, transfer bases, and split options. The bottom table, titled 'Outlet Streams', lists various output streams including condensate, overheads, and draws, with their respective outlet stages, types, and transfer bases.

Internal Stream	External Stream	Inlet Stage	Transfer Basis	Split
4	4	31_Main TS	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
VapAgot	VapAgt-TA	34_Main TS	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Vapor GOPA	Vapor GOPA	3_AgoGOPA	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Vapor Diesel	Vapor Diesel	3_AgoDiesel	P-H Flash	<input type="checkbox"/>
Vapor Querosina	Vapor Querosi	3_AgoKero	P-H Flash	<input type="checkbox"/>

Internal Stream	External Stream	Outlet Stage	Type	Transfer Basis
Qc	QN1	Condenser	Q	None Req'd
Naphta	Nafta-Agua	Condenser	V	P-H Flash
CR	CR	34_Main TS	L	P-H Flash
GOPA	GOPA	3_AgoGOPA	L	P-H Flash
PA_1_Q-Cooler	<< Stream >>	<empty>	Q	None Req'd
Diesel	Diesel	3_AgoDiesel	L	P-H Flash
Kero	Querosina	3_AgoKero	L	P-H Flash
PA_2_Q-Cooler	<< Stream >>	<empty>	Q	None Req'd
PA_1_Draw	PA_1_Draw	6_Main TS	L	P-H Flash
PA_2_Draw	PA_2_Draw	17_Main TS	L	P-H Flash
W	<< Stream >>	Condenser	W	<None Set>

Figura 29. Corrientes de entrada y salida de la torre de destilación atmosférica en Aspen HYSYS.

Debido a que el simulador trabaja con etapas ideales es necesario especificar la eficiencia de los platos en la torre de destilación. Se fijó una eficiencia por cada sección de la columna (**Tabla 7**); por lo que para alcanzar el equilibrio en la operación, la columna deberá tener 34 etapas reales, lo cual está dentro de los valores reportados por Watkins^[2] (**Tabla 6**).

• **3.4.3. Especificaciones para la convergencia de la torre de destilación atmosférica**

Se añadió una cantidad de especificaciones con el fin de tener los grados de libertad necesarios para lograr la convergencia de la torre de destilación (**Figura 30**), además de proponer buenos estimados iniciales como la temperatura de retorno y cantidad de líquido en las extracciones de calor, la temperatura final de nafta y turbosina, etc.; para que fuese rápida y el simulador no tuviera problemas en la convergencia, ya que si no se tenían buenos estimados el simulador empieza a generar ciclos y no lograría resolver la columna. En la **Tabla 15** se muestran las especificaciones dadas al simulador para que se tuvieran los grados de libertad necesarios para ambos crudos:

Tabla 15. Especificaciones para la convergencia de la torre de destilación para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.

Especificación	Variable	Unidad	Crudo Istmo	Crudo Maya
PA1 (Nafta-Turbosina)	Temperatura de Retorno	°C	140	140
	Flujo	MBPD Std.	172	144
PA2 (Turbosina-Diesel)	Temperatura de Retorno	°C	160	155
	Flujo	MBPD Std.	113	99
TFE en ASTM D86 de Nafta	Temperatura de Producto	°C	174	177
TFE en ASTM D86 de Turbosina	Temperatura de Producto	°C	232	234
Temperatura al 90% en ASTM D86 de Diesel	Temperatura de Producto	°C	345	345
Overflash	Flujo	MBPD Std.	12.5	12.5

	Specified Value	Active	Current	Fixed/Ranged	Prim/Alt	Lower	Upper
Dvhd Vap Rate	284.2	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
Btms Prod Rate	973.0	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
ÄgoGOPA Prod Flow	39.75	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
PA_1_Rate(Pa)	900.0	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
PA_1_TRet(Pa)	80.00	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
ÄgoDiesel Prod Flow	310.4	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
ÄgoKero Prod Flow	70.00	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
PA_2_Rate(Pa)	1000	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
PA_2_TRet(Pa)	141.0	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
Cut Point	230.0	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
Cut Point - 2	174.0	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
Cut Point - 3	333.0	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
Liquid Flow	41.40	<input checked="" type="checkbox"/>	<input checked="" type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>
Gap Cut Point	15.00	<input type="checkbox"/>	<input type="checkbox"/>	Fixed	Primary	<empty>	<empty>

Figura 30. Especificaciones para la convergencia de la torre de destilación en Aspen HYSYS.

Finalmente en *Tools/Utilities/Tray sizing* se especificaron las características de los internos de la torre de destilación atmosférica (**Tabla 16**) donde la operación se realizó con platos, con el fin de tener un valor aproximado de las dimensiones de la columna y así conocer, a rasgos muy generales, las limitaciones desde el punto de vista de la hidráulica de la torre de destilación, haciendo énfasis al parámetro de inundación.

Tabla 16. Especificaciones de los internos de la torre de destilación atmosférica^[13].

Máxima inundación (%)	85
Tipo de plato	Válvula
Tipo de rejilla	Glitsch
Número de pasos del flujo	4
Espaciamiento en cada plato (m)	0.6096
Máximo downcomer backup (%)	60
Espaciamiento del bajante (mm)	50.80

Tabla 16. Especificaciones de los internos de la torre de destilación atmosférica^[13].

Establecidos todos los parámetros necesarios de la torre de destilación, conexiones, especificaciones, etc. se realizó la simulación de la torre de destilación que alcanzó una convergencia en las primeras iteraciones.

Capítulo IV

Análisis de Resultados

4.1. Resultados comparativos para ambos crudos

• 4.1.1. Caracterización del crudo por pseudocomponentes

En las **Gráficas 1** y **2** se corrobora que la curva TBP generada por pseudocomponentes en el simulador representa la curva TBP de la técnica assay para el crudo Istmo y Maya sin presentar ninguna desviación, la caracterización del crudo generando solamente pseudocomponentes a partir de la curva TBP y gravedad API de la técnica assay es un método de caracterización muy sencillo, ya que solo es necesario definir el punto de ebullición medio (mid boiling point) y la densidad para cada pseudocomponente y se reproduce la curva TBP de la técnica assay sin ningún error, así que ya no es necesario introducir como primer paso para la caracterización del crudo Istmo y Maya la curva TBP de la técnica assay al simulador, luego sea extrapolada con el método de probabilidad y finalmente definir los pseudocomponentes a partir de esta curva extrapolada, debido a que hubieron problemas para la curva TBP del crudo Maya cuando se hacía esta serie de pasos; la curva TBP generada por la extrapolación con el método de probabilidad estaba por debajo de la curva TBP de la técnica assay (**Gráfica 3**), el simulador hizo la extrapolación en toda la curva TBP, a pesar de especificarle que solo la hiciera en los puntos finales de la curva.

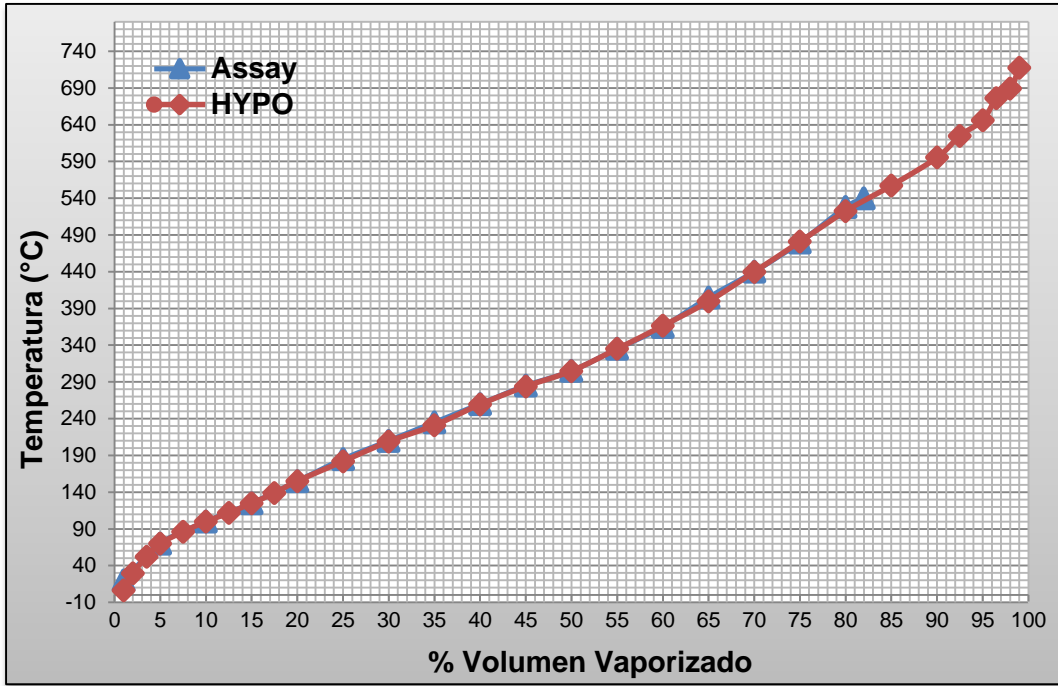


Gráfico 1. Curva TBP generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS comparada con curva TBP de la técnica assay del crudo Istmo.

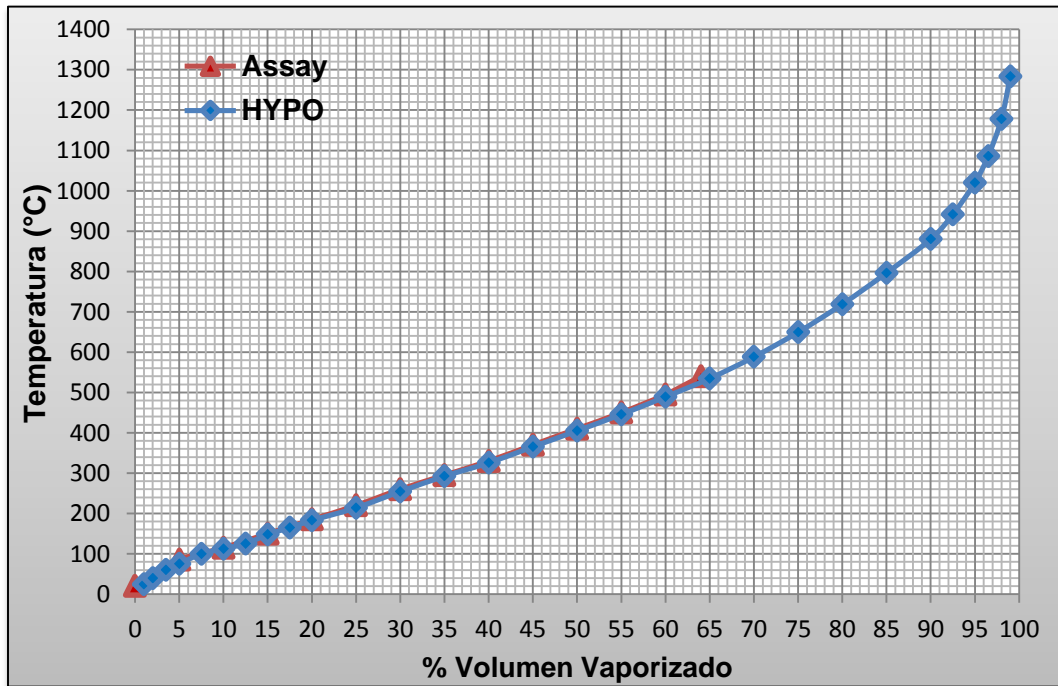


Gráfico 2. Curva TBP generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS comparada con curva TBP de la técnica assay del crudo Maya.

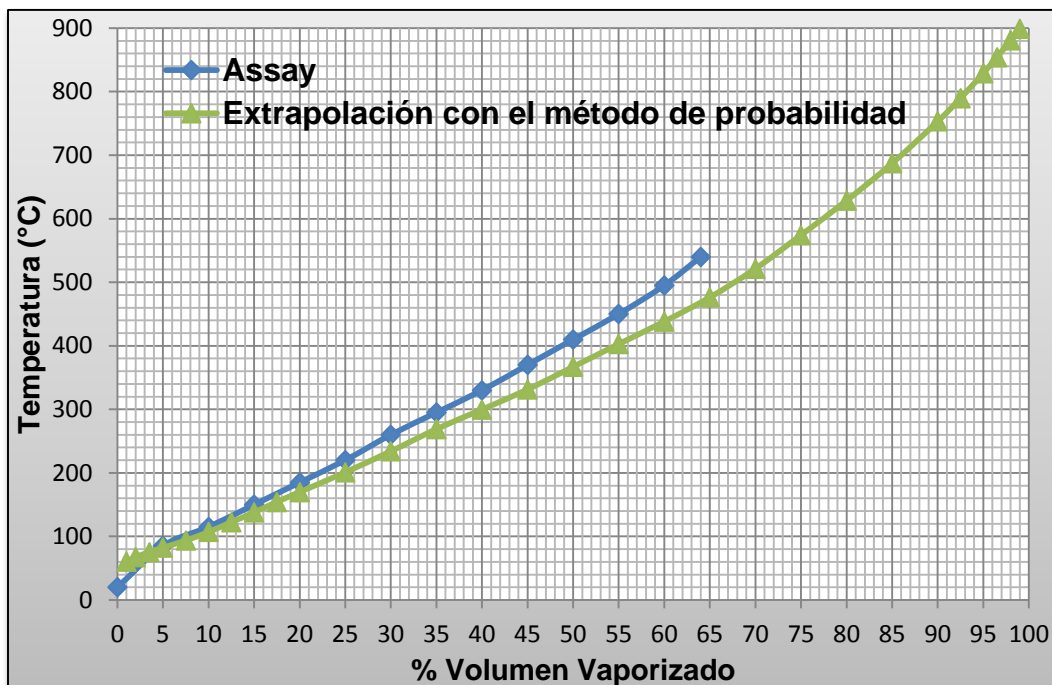


Gráfico 3. Extrapolación de la curva TBP de la técnica assay para crudo Maya con el método de probabilidad en Aspen HYSYS.

Otra opción fue que la extrapolación de las curvas TBP generadas en el simulador PRO/II con el método numérico *spline cúbico* se alimentarán nuevamente a HYSYS pero al intentar esta alternativa el simulador vuelve a extrapolar toda la curva y no hay manera de omitir este paso, como resultado, la nueva curva extrapolada se encuentra nuevamente por debajo de la curva TBP de la técnica assay (**Gráfica 4**), haber trabajado con cualquiera de estas curvas generadas con la extrapolación por el método de probabilidad habría dado resultados que tendrían un error no mayor al 10% en los balances de materia y energía debido a que se conocía cual debería de ser el rendimiento esperado de cada fracción a partir del punto de corte (TBP cut point) aproximado para cada fracción. Como se mencionó anteriormente solamente se utilizaron las curvas TBP para el crudo Istmo y Maya generadas por la extrapolación del método numérico *spline cúbico* para completar los últimos puntos de la curva TBP de la técnica assay y definir los pseudocomponentes para la última fracción del crudo Istmo y Maya, es decir, del crudo reducido.

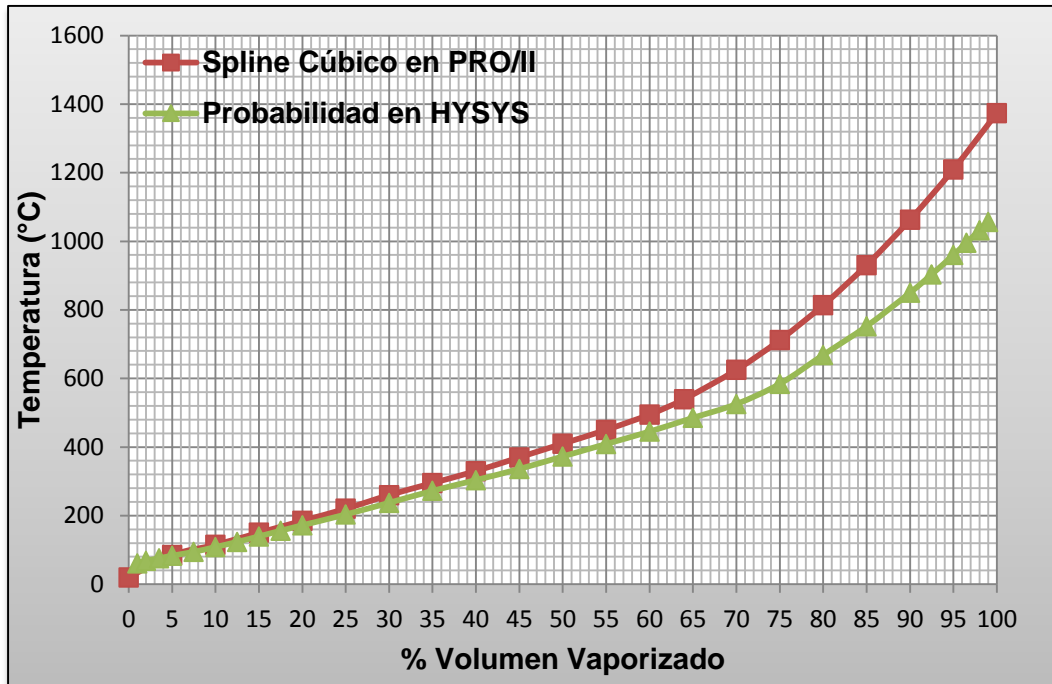


Gráfico 4. Curva TBP generada por el método *spline cúbico* en PRO/II a partir de la curva TBP de la técnica assay comparada contra la curva TBP generada a partir de la extrapolación por el método de probabilidad.

La **Gráfica 5** y **6** muestran las curvas de gravedad API para el crudo Istmo y Maya, el crudo Maya reproduce de manera satisfactoria cada punto de la curva, caso contrario al crudo Istmo ya que hay desviaciones en los puntos iniciales debido a que se hizo un ajuste de la gravedad API porque el factor de caracterización (K_{UOP}) para la fracción de la nafta era superior 11.96 y no podía ser mayor a dicho valor, así que a partir de la ecuación del factor de caracterización se ajustó la gravedad API solo en los puntos iniciales que pertenecen a la fracción de la nafta hasta que estuviera en el límite de 11.96, es el valor que representa a todo el crudo Istmo, el ajuste se realizó una vez que la torre de destilación hubo convergido y se conociera la curva de destilación TBP, ya que es necesario conocer la temperatura al 50% para realizar el ajuste, es la causa de las desviaciones de la **Gráfica 5** y el flujo volumétrico de la fracción de la nafta se modifica por el ajuste de la gravedad API pero es una desviación mínima.

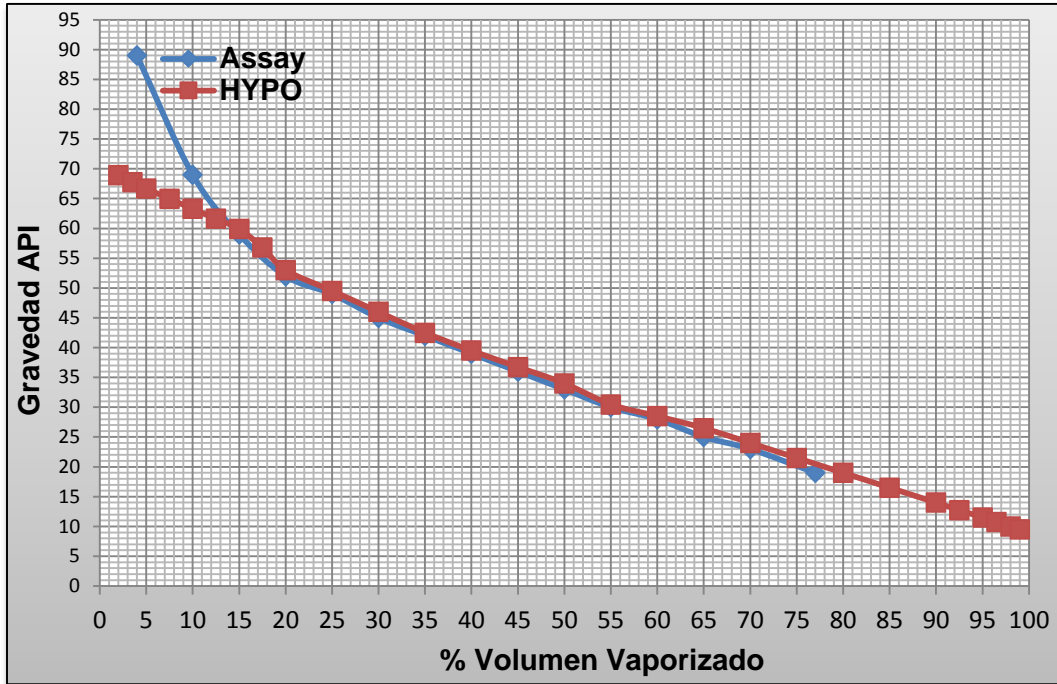


Gráfico 5. Curva de gravedad API generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS contra curva TBP de la técnica assay del crudo 100% Istmo.

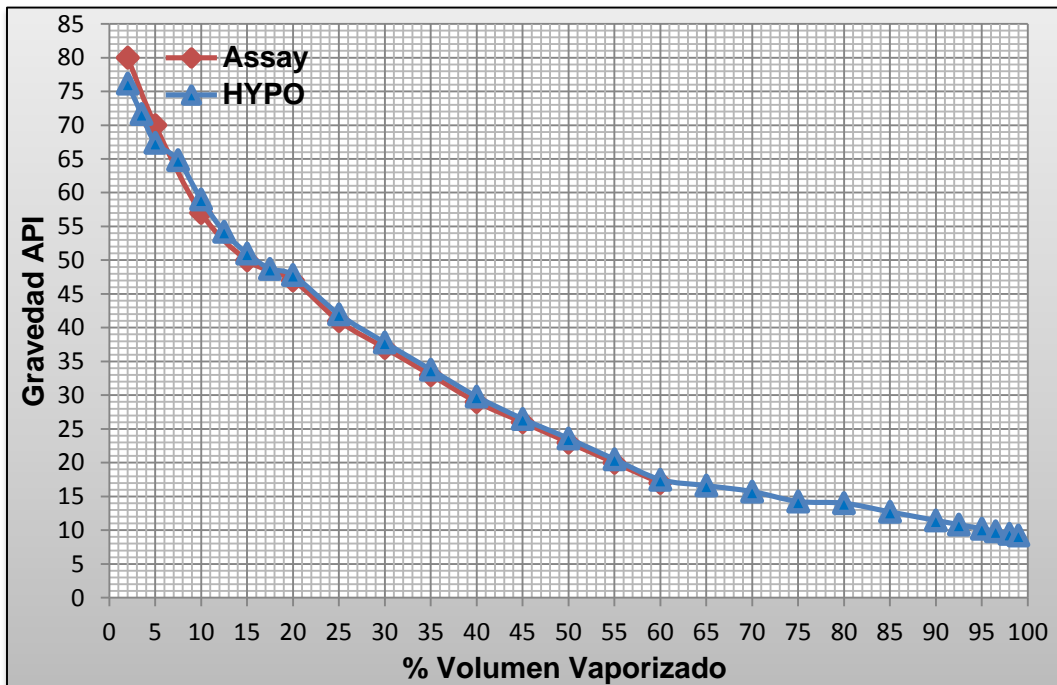


Gráfico 6. Curva de gravedad API generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS contra curva TBP de la técnica assay del crudo 100% Maya.

En resumen, se puede realizar la caracterización del crudo Istmo y Maya generando solo pseudocomponentes en las curvas de la técnica assay ya que es un método fácil y no generará desviaciones en dichas curvas; la buena reproducción de estas curvas en el simulador fueron un indicador y el más importante para el diseño de la torre de destilación que el balance de materia se hizo de forma correcta.

• 4.1.2. Perfil de flujo, presión y temperatura de torre de destilación atmosférica

Tabla 17. Perfil de flujos, presión y temperatura de la torre de destilación atmosférica cuando se procesa crudo Istmo y Maya.

Etapa	Presión kg/cm ² man.	Temperatura °C		Líquido MBPD Std.		Vapor	
		Istmo	Maya	Istmo	Maya	Istmo	Maya
Condensador	0.707	117	118	81.7	57.4	116.3	56.7
1	1.057	157	152	98.1	65.9	158.1	113.2
2	1.071	166	161	100.2	66.7	168.2	121.5
3	1.085	171	166	99.9	66.5	172.9	122.3
4	1.099	173	169	99.0	65.9	176.0	122.1
5	1.113	176	171	97.9	65.0	178.5	121.4
6	1.127	178	174	96.5	63.9	181.0	120.5
7	1.141	180	176	94.9	62.4	183.6	119.4
8	1.155	183	179	93.0	60.9	186.6	117.9
PA1Retorno	1.169	186	182	328.7	247.7	190.0	116.4
PA1Extracción	1.183	198	194	150.0	96.1	201.2	154.4
11	1.197	208	204	152.0	96.6	209.1	168.9
12	1.212	214	209	150.3	94.4	214.7	169.3
13	1.226	219	214	146.8	91.1	219.7	167.1
14	1.240	224	219	140.3	85.9	225.0	163.8
15	1.254	231	226	126.6	75.8	231.7	158.5
PA2Retorno	1.268	242	238	301.7	227.8	242.7	148.5
PA2Extracción	1.282	264	263	89.0	68.3	264.3	190.1
18	1.296	299	298	77.7	61.2	297.9	186.3
19	1.310	316	316	75.3	58.4	315.3	179.3
20	1.324	324	324	73.8	56.3	322.5	176.4
21	1.338	327	328	71.5	54.0	325.9	174.4
22	1.352	329	330	67.7	51.5	328.1	172.1
23	1.366	331	332	61.9	48.6	330.4	169.7
24	1.380	334	334	45.3	39.3	333.3	165.4
25	1.394	338	337	34.3	33.1	337.3	161.4
26	1.409	343	341	12.7	12.6	342.5	155.3
Alimentación	1.423	349	351	102.9	141.8	347.2	22.7
28	1.437	346	349	98.4	137.8	344.0	15.2
Fondo	1.451	342	346	91.4	130.7	339.6	11.6

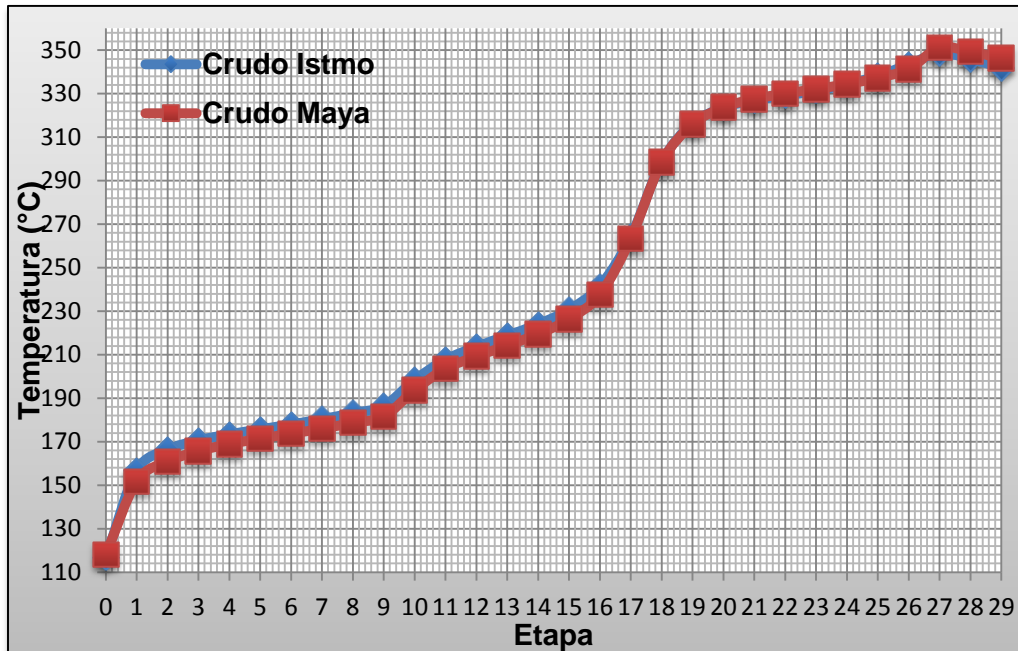


Gráfico 7. Perfil de temperatura en la torre de destilación atmosférica cuando se procesa crudo Istmo y Maya.

La **Tabla 17** corresponde al perfil de flujos, presión y temperaturas que hay en la columna para el crudo Istmo y Maya.

La **Gráfica 7** muestra el perfil de temperaturas, que es el mismo cuando se procesa crudo Istmo y Maya debido a que se extrajo la misma cantidad de calor (39%); es la cantidad máxima de extracción de calor en la torre de destilación cuando se procesan ambos crudos, porque si se seguía extrayendo más calor, el perfil de temperaturas se ve afectado como lo muestra la **Gráfica 8**, se observa como cambia el perfil de temperaturas cuando se extrae una cantidad excesiva de calor de la torre de destilación, los platos colocados directamente sobre la extracción no presentan gradiente de temperatura, lo que significa que no existe el reflujo interno (L/V) suficiente para que se lleva a cabo el fraccionamiento, es recomendable tener un perfil de temperatura donde haya platos con gradiente de temperatura, ya que de lo contrario se requeriría tener más platos o aumentar la relación de vapor por barril de producto para que se lleve la separación deseada.

Finalmente, si se extrae de la torre de destilación una gran cantidad de calor perjudica el perfil de temperatura y la eficiencia de separación (gap's, **Tabla 18**) de los diferentes productos del crudo Istmo y Maya, es una variable importante para el diseño de la torre de destilación atmosférica y debe ser una cantidad que no comprometa la eficiencia de separación porque ya se demostró el impacto negativo que tiene si solo se enfoca el diseño hacia la recuperación de energía.

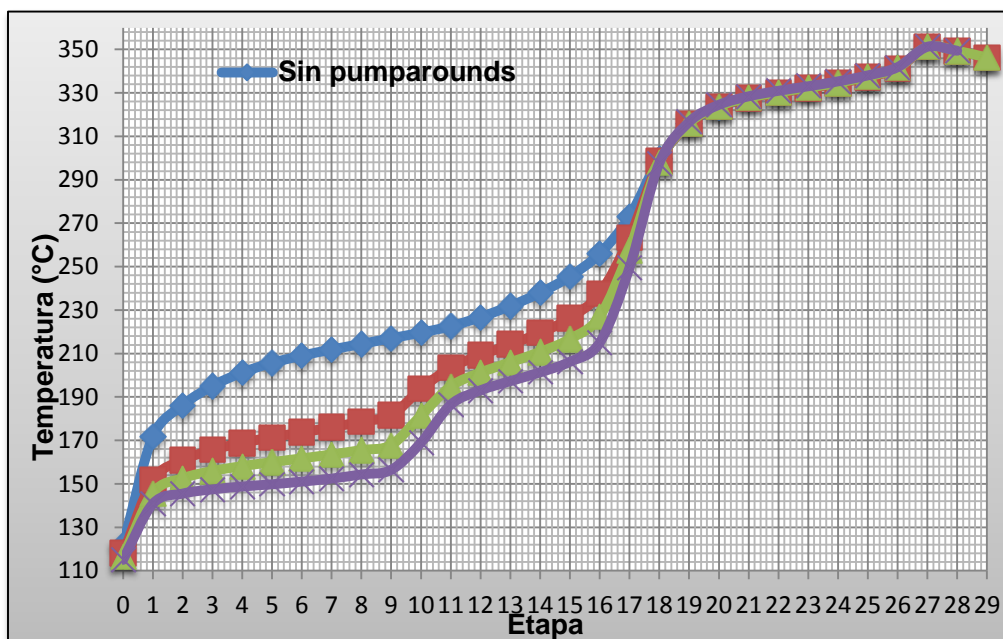


Gráfico 8. Perfil de temperaturas de la torre de destilación atmosférica para diferentes cantidades de líquido extraído en cada extracción de calor.

Tabla 18. Comparación de gap's a partir de las diferentes cantidades de líquido extraído en cada extracción de calor "Pumparound".

Cantidad de Líquido Extraído				
PA1 (MBPD Std.)	0	144	180	240
PA2 (MBPD Std.)	0	99	135	195
gap (°C)				
Nafta-Turbosina	25	16	6	-3
Turbosina-Diesel	31	27	22	20
Diesel GOPA	0	2	3	1

La distribución del líquido y de vapor a lo largo de la torre también se muestra en la **Tabla 17**, la mayor acumulación de líquido en la columna se presenta en los platos donde regresa el líquido de los pumparounds (Platos 9 y 16), y la mínima cantidad de líquido se encuentra encima de la alimentación (Plato 26) un valor especificado para la convergencia en HYSYS de la torre de destilación que es el overflash con un valor del 5% con base volumétrica con respecto a la alimentación; la gran cantidad de líquido y vapor en la sección de rectificación cuando se procesa crudo Istmo es debido a que hay mayor cantidad de componentes ligeros y como consecuencia requiere mayor cantidad de vapor para remover estos componentes ligeros de las fracciones más pesadas, contrario cuando se procesa crudo Maya, hay menor cantidad de componentes ligeros en la sección de rectificación y requiere menor cantidad de vapor de agotamiento.

La **Gráfica 9** y **10** son el traslape de los diferentes productos de la destilación sobre la curva TBP del crudo Istmo y Maya, al ver que estas fracciones se traslapan correctamente sobre las curva TBP para cada crudo se corrobora que la caracterización del crudo Istmo y Maya fue hecha correctamente generando solamente pseudocomponentes.

El punto de corte (TBP cut point) de cada fracción del crudo Istmo y Maya también se pueden ver en la **Gráfica 9** y **10**, solo con colocarse sobre la curva TBP del crudo Istmo o Maya y ver la temperatura que está en el punto medio de la temperatura final de ebullición de la fracción ligera y la temperatura inicial de ebullición de la fracción pesada se encuentra dicho valor, los TBP cut point para cada fracción del crudo Istmo y Maya son valores muy similares debido a que estuvieron en función de la temperatura final de ebullición de cada fracción que es la misma especificación cuando se procesa crudo Istmo y Maya, que sean similares los TBP cut point de cada fracción no significa que tuvieran el mismo rendimiento porque el crudo Istmo y Maya difieren en la cantidad de componentes ligeros.

Tabla 19. Punto de corte “TBP cut point” para las diferentes fracciones del crudo Istmo y Maya.

Punto de Corte (TBP cut point)		
°C		
	Maya	Istmo
Nafta	183	180
Turbosina	238	229
Diesel	376	373
GOPA	384	391

Finalmente, la **Figura 31** y **32** se muestra el diagrama de flujo del proceso de destilación atmosférica simplificado para el crudo Istmo y Maya.

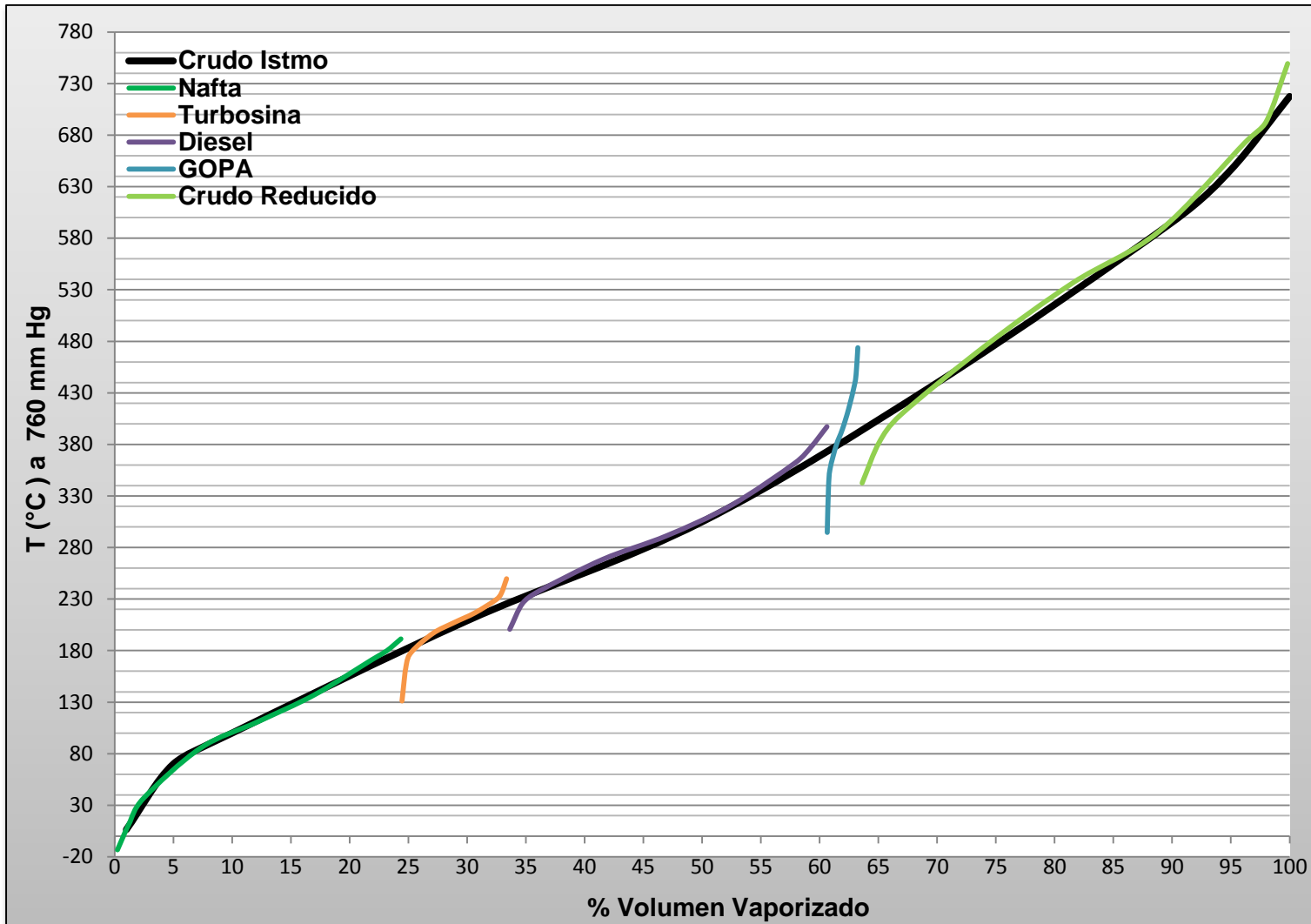
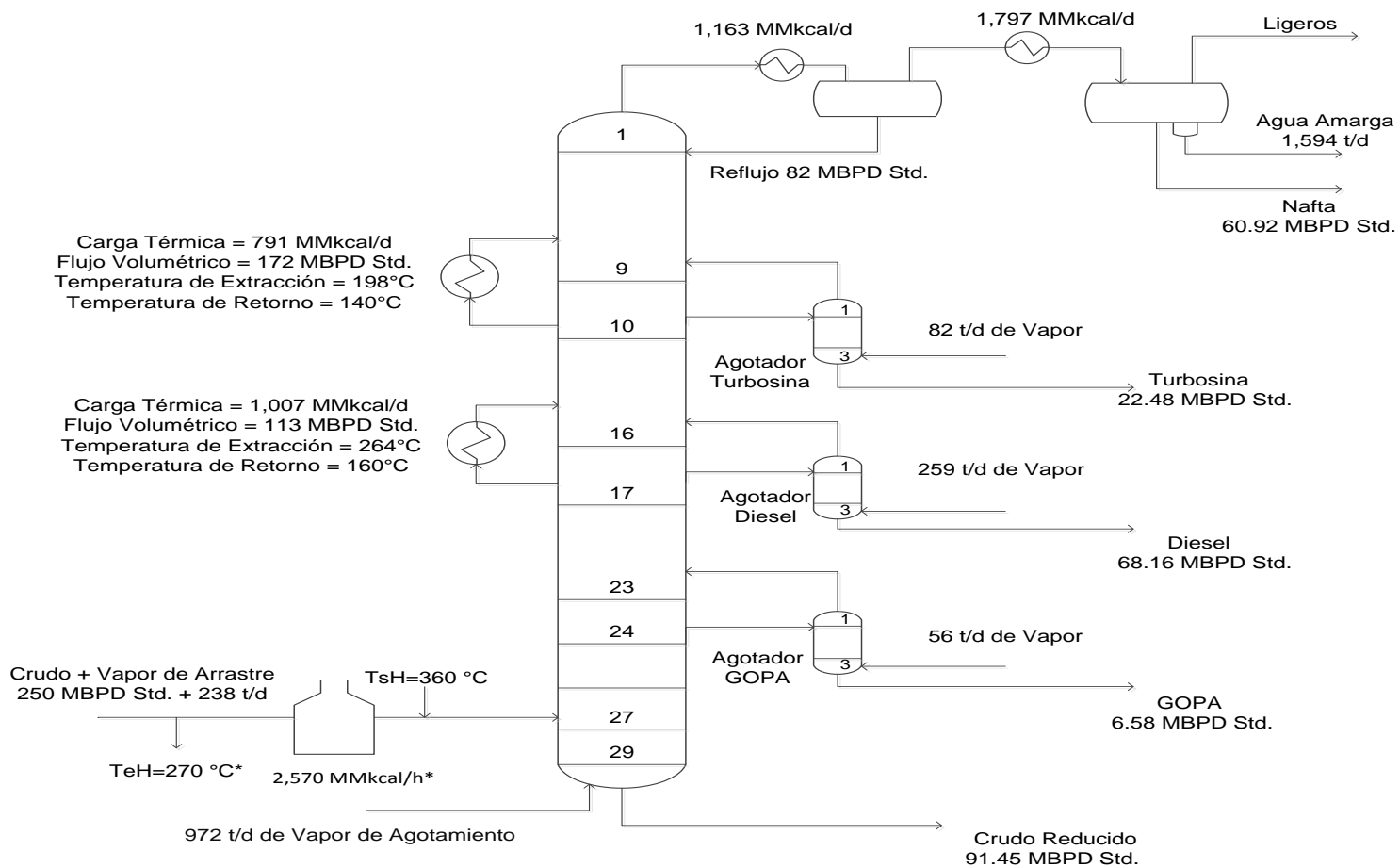


Gráfico 9. Traslape de las diferentes fracciones del crudo 100% Istmo sobre la curva TBP.



Nota.*a confirmar dichos valores cuando esté terminada la integración térmica

Figura 31. Configuración de la torre de destilación atmosférica procesando crudo 100% Istmo.

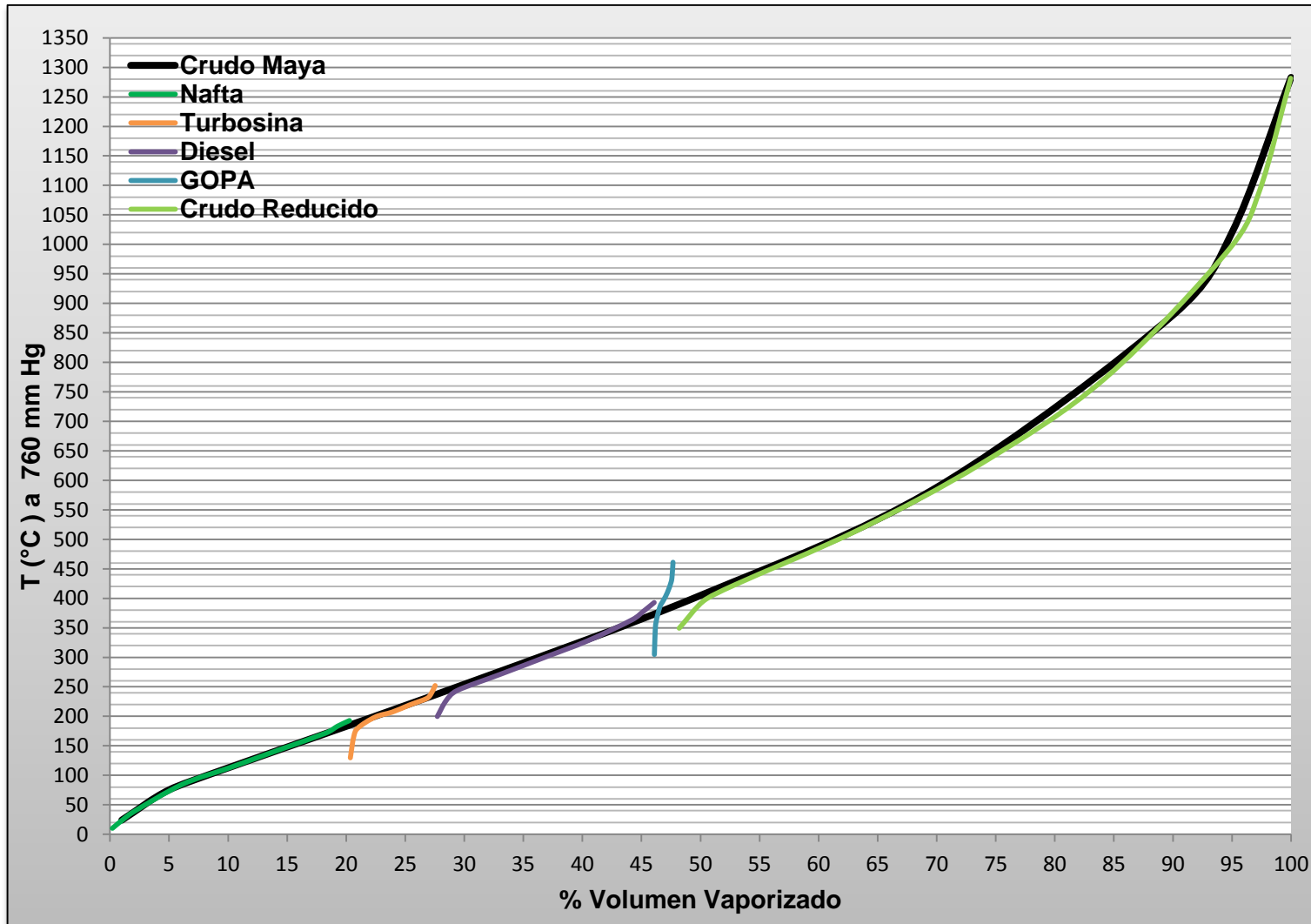
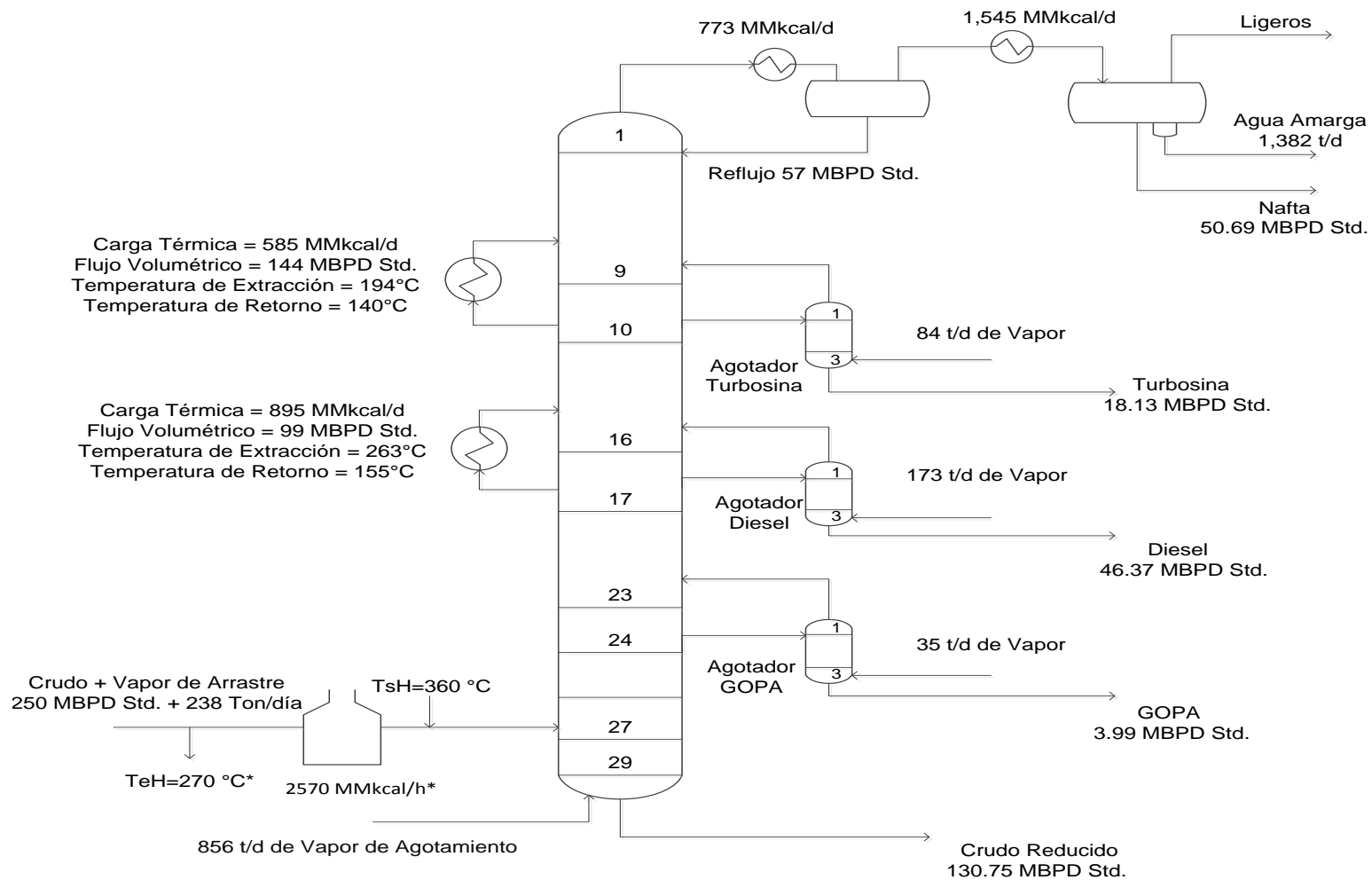


Gráfico 10. Traslape de las diferentes fracciones de crudo 100% Maya sobre la curva TBP.



Nota.*a confirmar dichos valores cuando esté terminada la integración térmica

Figura 32. Configuración de la torre de destilación atmosférica procesando crudo 100% Maya.

4.2. Parámetros de operación en torre de destilación atmosférica

Tabla 20. Resultados comparativos de los parámetros de operación para crudo Istmo y Maya.

	Unidades	Crudo 100% Istmo	Crudo 100% Maya
Q 1ra. Etapa de condensación	MMkcal/d	1,063	773
Q 2da. Etapa de condensación	MMkcal/d	1,797	1,545
Temperatura de tanque acumulador	°C	38	38
Presión de tanque acumulador	kg/cm ² man.	0.707	0.707
Reflujo	MBPD Std.	82	57
Temperatura del domo	°C	157	152
Presión del domo	kg/cm ² man.	1.057	1.057
Q PA1 (Nafta-Turbosina)	MMkcal/d	791	585
Flujo PA1	MBPD	172	144
Temperatura de extracción PA1	°C	198	194
Temperatura de retorno PA1	°C	140	140
ΔT PA1	°C	58	54
Q PA2 (Turbosina-Diesel)	MMkcal/d	1,007	895
Flujo PA2	MBPD Std.	113	99
Temperatura de extracción PA2	°C	264	263
Temperatura de retorno PA2	°C	160	155
ΔT PA2 entre T _{Renorto} - T _{Plato de Retorno}	°C	82	83
Overflash	MBPD Std.	12.67	12.60
	% Vol.	5.07	5.04
Temperatura de la zona flash	°C	349	351
Presión de la zona flash	kg/cm ² man.	1.423	1.423
Temperatura a la salida del horno	°C	360	360
Temperatura de alimentación	°C	354.4	355.5
Vaporización a la entrada de la torre	% mol.	81	76
Temperatura de fondo	°C	342	346
Presión de fondo	kg/cm ² man.	1.451	1.451
Vapor sección Turbosina	t/d	82	84
Vapor sección Diesel	t/d	259	173
Vapor sección GOPA	t/d	56	35
Vapor sección Agotamiento	t/d	972	856
Vapor Total	t/d	1,369	1,148
Relación de Vapor, sección de Turbosina	lb/BBL	8	10
Relación de Vapor, sección de Diesel	lb/BBL	8	8
Relación de Vapor, sección de GOPA	lb/BBL	19	19
Relación de Vapor, sección de agotamiento	lb/BBL	23	15
Factor de inundación	%	76	58
Calor extraído de la columna por PA's	%	39	39

La **Tabla 20** muestra los parámetros de operación cuando se procesa crudo Istmo y Maya, se discuten los resultados más relevantes de la torre de destilación.

• 4.2.1. *Temperatura a la salida del horno*

La temperatura a la salida del horno pudo haber tenido valores entre 343 a 357 °C^[2]; las **Gráfica 11** y **12** muestran el efecto que tiene sobre el consumo de vapor de agua en la sección de agotamiento y la vaporización a la entrada de la torre de destilación cuando se modifica la temperatura a la salida del horno cuando se procesa crudo Istmo y Maya, con una diferencia de 5% en mol en la vaporización entre 347 a 377 °C a la salida del horno para ambos crudos, a 347 °C hay buena vaporización pero se requiere una gran cantidad de vapor en la sección de agotamiento para evitar que la torre de destilación se enfrié a causa del calor extraído en las extracciones laterales “Pumparounds”, si se quisiera operar a 347 °C a la salida del horno cuando se procese crudo Maya se tendría que alimentar a la sección de agotamiento 8,500 t/d de vapor de agua, que es una cantidad excesiva de vapor.

Una temperatura de 377 °C a la salida del horno tiene la ventaja de que se puede recuperar una gran cantidad de componentes de alto valor por la alta vaporización a la entrada de la torre de destilación comparado con una temperatura de 347 °C a la salida del horno además requiere menor consumo de vapor pero con la desventaja de que habrá problemas de craqueo por la alta temperatura, por lo tanto para evitar un alto consumo de vapor y posibles problemas de craqueo en la torre de destilación se encontró que es conveniente operar a una temperatura a la salida del horno de 360 °C, una temperatura que está en equilibrio con estos factores.

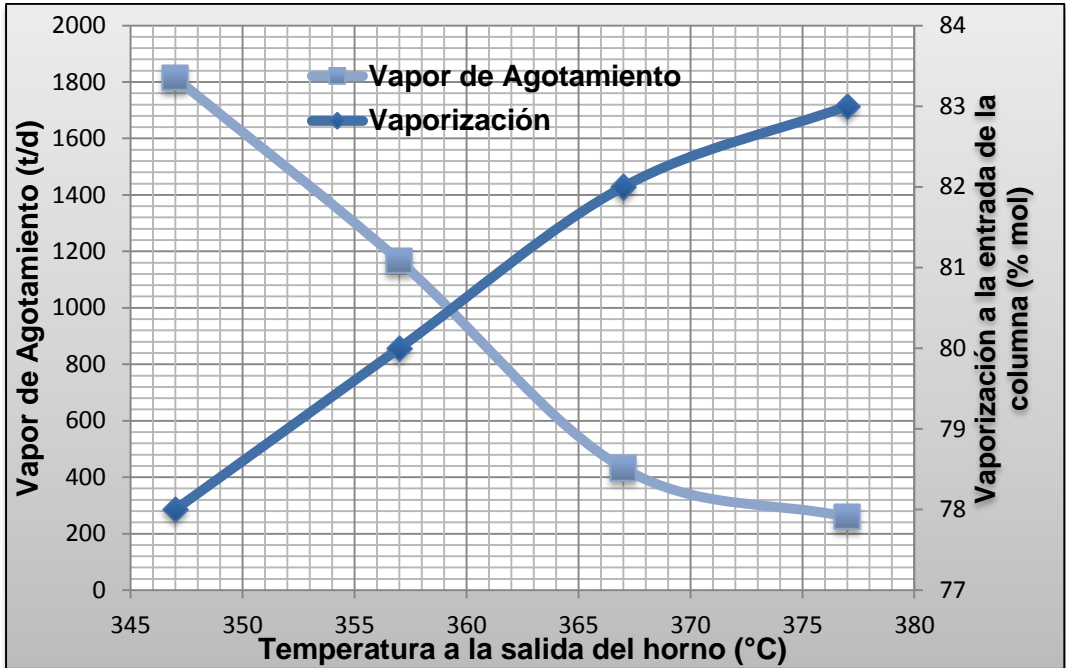


Gráfico 11. Efecto sobre la vaporización a la entrada de la torre y vapor en la sección de agotamiento variando la temperatura a la salida del horno para crudo 100% Istmo.

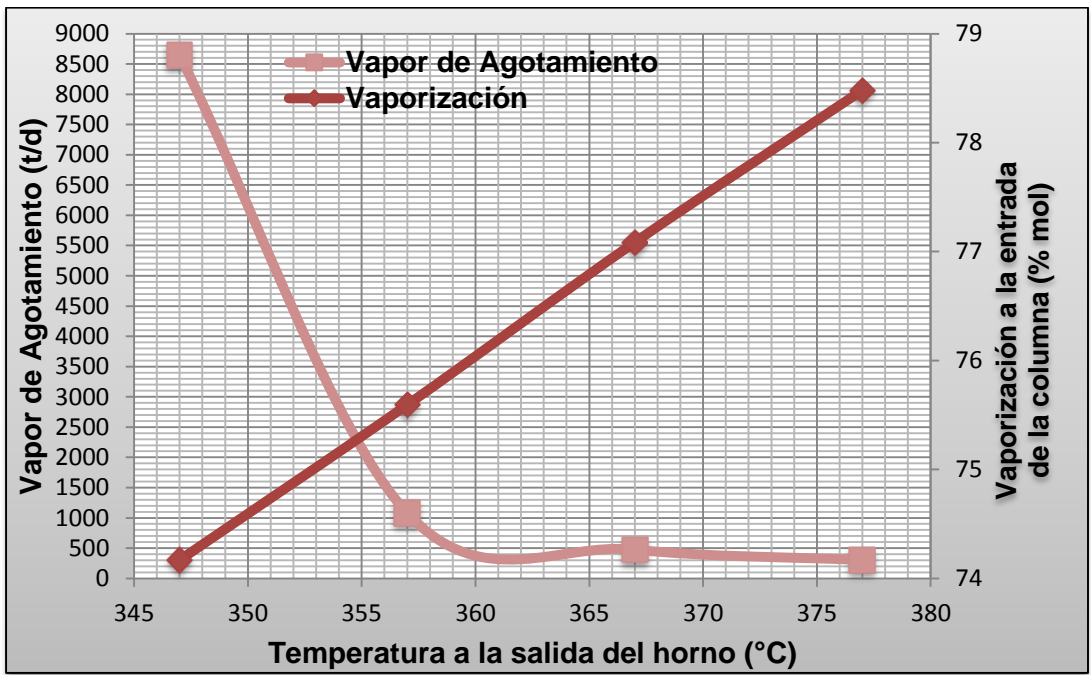


Gráfico 12. Efecto sobre la vaporización a la entrada de la torre y vapor en la sección de agotamiento variando la temperatura a la salida del horno para crudo 100% Maya.

• 4.2.2. Extracciones de calor “Pumparounds”

Dos extracciones de calor se añadieron a la torre de destilación inmediatamente donde sale la corriente del producto que se dirige al agotador con el objetivo de favorecer el intercambio de estas corrientes en el precalentamiento del crudo, pudiendo haber sido más extracciones de calor, como por ejemplo tener una extracción de calor en la sección del domo de la torre, pero no es favorable porque la temperatura de retorno sería menor a la temperatura de rocío del agua y como consecuencia habría condensación del agua y posteriormente problemas de corrosión en la columna, por lo que se añaden agentes anticorrosivos para evitar este problema, pero lo ideal es utilizar una cantidad mínima de anticorrosivos porque estos generan otro tipo de sales que acortan la vida útil de la torre.

Otra alternativa es haber añadido una extracción de calor en la sección de GOPA pero esta sección es la que más perjudica al fraccionamiento del crudo, esto se corroboró generando otro caso con las mismas condiciones de la torre de destilación pero modificando la posición de las extracciones de calor, es decir, la extracción de calor de la sección de la turbosina-diesel estará en la sección del diesel-GOPA y el de la sección de nafta-turbosina estará en la sección de turbosina-diesel (*Tabla 21*).

En la *Gráfica 13* muestra el efecto de añadir la extracción de calor en la sección de GOPA; se extrajo la misma cantidad de calor en cada uno y afecta severamente el perfil de temperatura, debido a que en los platos del 18 al 23 no hay un gradiente de temperatura, por lo tanto, no hay un fraccionamiento, caso contrario al diseño original, donde se extrae la misma cantidad de calor de la torre y el perfil de temperatura no presenta este problema.

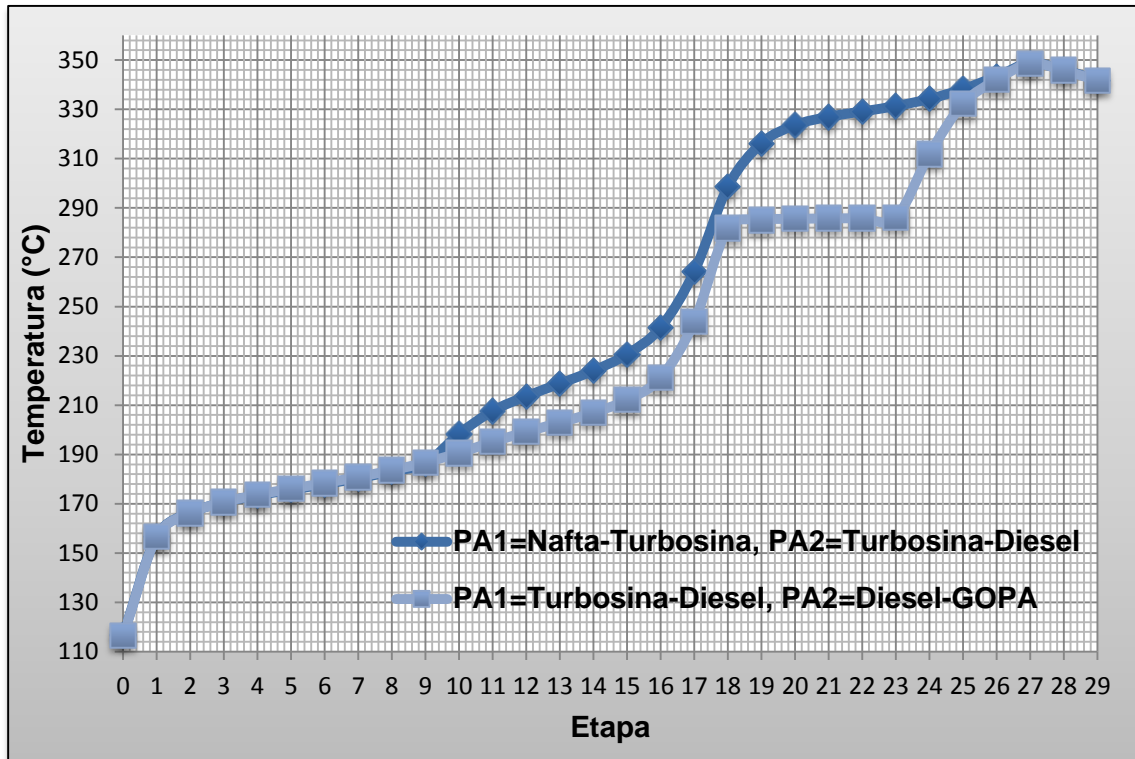


Gráfico 13. Perfil de temperatura de la torre de destilación cambiando la posición de las extracciones de calor “Pumparounds”.

Tabla 21. Comparativo de la distribución de cargas térmicas en la torre de destilación.

	Q			
	PA1 Nafta-Turbosina PA2 Turbosina-Diesel		PA1 Turbosina-Diesel PA2 Diesel-GOPA	
	MMkcal/d	%	MMkcal/d	%
1ra. Etapa de Condensación	1,063	22.8	1,063	22.8
2da. Etapa de Condensación	1,797	38.6	1,797	38.6
PA1	791	17.0	791	17.0
PA2	1,007	21.6	1,007	21.6
Total	4,658	100	4,658	100
Calor Extraído por PA´s (%)	39		39	

En la **Tabla 22** se muestra el efecto en la eficiencia de separación (gap's), el gap con mayor repercusión, como era de esperarse, es en la sección de diesel y GOPA, el gap de estas fracciones esta fuera del criterio de diseño según lo reportado en la literatura^[2] y ^[3].

Tabla 22. Comparativo de gap's modificando posición de las extracciones de calor en la torre de destilación.

	PA1 Nafta-Turbosina	PA1 Turbosina-Diesel
	PA2 Turbosina-Diesel	PA2 Diesel-GOPA
gap Nafta-Turbosina	17	16
gap Turbosina-Diesel	26	16
gap Diesel-GOPA	-1	-38

• 4.2.3. Overflash

La **Gráfica 14** demuestra que con un menor porcentaje de overflash habrá mayor rendimiento de gasóleo pesado atmosférico (GOPA), pero mayor rendimiento de esta fracción aumentará su temperatura final de ebullición (**Tabla 23**) y hay una temperatura límite que es de 427 °C según lo reportando por Watkins^[2], se probó una estrategia para disminuir la temperatura final de ebullición y obtener mayor rendimiento de GOPA, que fue añadir una tercera extracción de calor en la sección de GOPA, donde se extrajo una cantidad mínima de calor con el fin de no perjudicar el fraccionamiento de las diferentes fracciones del crudo Istmo y Maya pero sin resultados favorables porque la temperatura a la que retorno la corriente de la extracción lateral no es lo suficientemente fría ya que disminuía la temperatura de 462 a 457 °C ósea 5 °C de diferencia con un overflash del 1% aun así 30 °C por arriba del valor máximo .

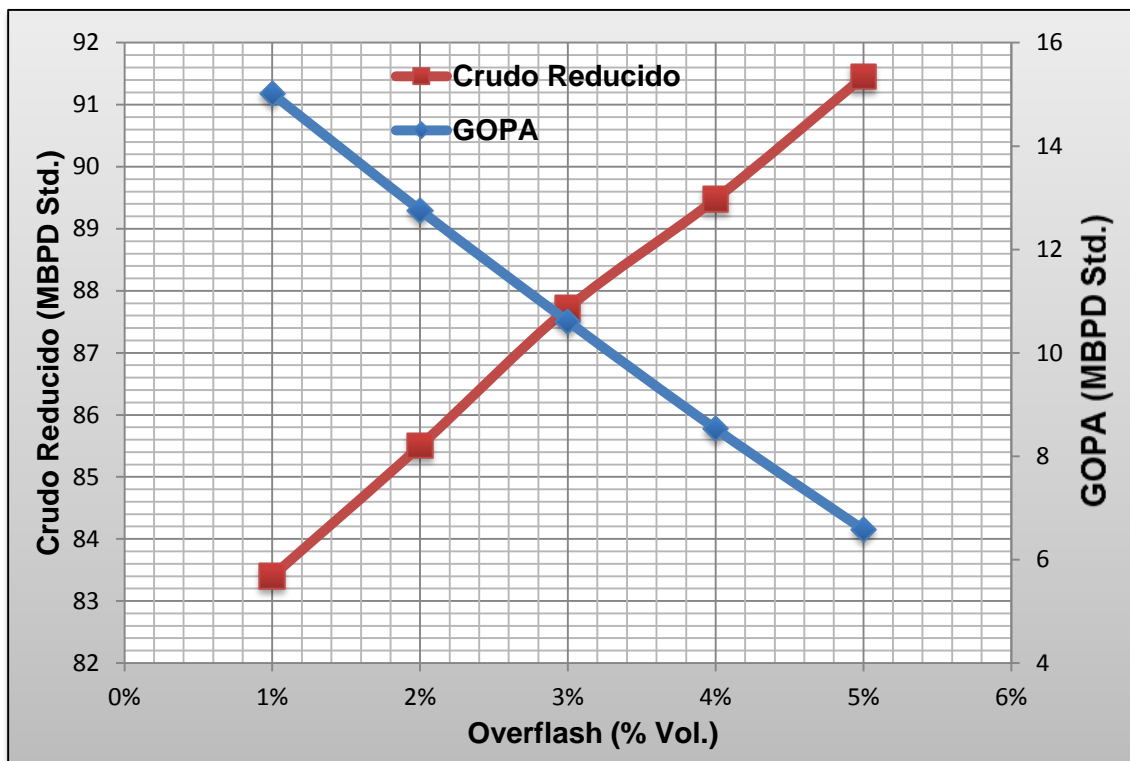


Gráfico 14. Rendimiento de GOPA y crudo reducido variando el overflash en la torre de destilación atmosférica.

Tabla 23. Temperatura final de ebullición en ASTM D86 del GOPA modificando el overflash en torre de destilación atmosférica.

Overflash % Vol.	GOPA MBPD Std.	TFE en ASTM D86 °C
1	15.01	462
2	12.76	449
3	10.61	441
4	8.53	434
5	6.58	430

Tener un porcentaje bajo de overflash tiene la ventaja de disminuir la temperatura a la salida del horno y tener un rendimiento mayor de GOPA; pero a mayor temperatura final de ebullición hay problemas de craqueo por la alta temperatura en

conclusión, para evitar este problema es conveniente mayor porcentaje de overflash aunque no haya un gran rendimiento de GOPA, pero cabe mencionar que lo que no se recuperó de GOPA en la torre de destilación atmosférica se recuperará en la destilación al vacío donde se obtiene un gasóleo ligero (GOLV) y uno pesado (GOPV), además estos productos de la sección de vacío se mezclan junto con el GOPA y van directamente a un reactor FCC con el fin de obtener gasolina.

• 4.2.4. Vapor de agotamiento

La relación de vapor está dentro del criterio de 10 lb/BBL en el agotador de turbosina y diesel cuando se procesa crudo Istmo y Maya con esta relación de vapor las fracciones pesadas tienen alrededor del 10% de fracción ligera, es decir, 10% de nafta está presente en la turbosina. El agotador de GOPA requiere una relación de vapor de 19 lb/BBL cuando se procesan ambos crudos, fuera del criterio de diseño establecido pero con esta cantidad de vapor se asegura que no habrá una cantidad mayor del 10% de diesel en la fracción de GOPA, debido a que esta fracción va directamente a un reactor catalítico para la producción de gasolinas y si hubiera arrastre de diesel en esta fracción es carga muerta al reactor, lo cual debe minimizarse.

La relación de vapor en la sección de agotamiento de la torre de destilación atmosférica cuando se procesa crudo Istmo es de 23 lb/BBL debido a que tiene más componentes ligeros y para poder vaporizarlos es necesario una gran cantidad de vapor, por otra parte se asegura que la torre no se enfriará por la cantidad de calor que se está extrayendo de las extracciones laterales, caso contrario cuando se procesa crudo Maya, este crudo tiene una cantidad menor de componentes ligeros por lo que requiere una relación de 15 lb/BBL considerando que es la relación en la cual, la torre no se enfriará a causa del calor extraído por las extracciones de calor "Pumparounds".

• 4.2.5. Hidráulica de torre de destilación atmosférica

Las dimensiones de la torre de destilación estuvieron determinadas por el procesamiento del crudo Istmo debido a que ascienden más componentes ligeros hacia la sección del domo, por lo tanto hay mayor flujo de vapor y líquido a lo largo de la columna, contrario cuando se procesa crudo Maya, por lo que la torre de destilación tiene un diámetro de 10.4 metros, con ese diámetro hay una inundación del 76% y del 58% cuando se procesa crudo Istmo y Maya respectivamente, estos valores no rebasan el valor máximo de inundación (85%), por lo que es necesario ajustar las características de los internos de la torre como: espaciamiento entre platos, bajantes, número de pasos, etc., para disminuir el diámetro de la torre y llevarla al valor máximo de inundación y así evitar problemas desde el punto de vista de eficiencia en los platos de la torre.

4.3. Especificación de los productos

Era de esperarse que las especificaciones de los productos y la eficiencia de separación (gap's) estuviesen dentro de los valores requeridos^{[2] y [3]} (**Tabla 24, 25 y 26**) debido a que se extrajo la cantidad de energía apropiada de la torre de destilación atmosférica, además de añadir la cantidad de vapor necesaria en cada agotador y en la sección de agotamiento.

Las propiedades físicas de las fracciones más pesadas como el GOPA y el crudo reducido no son valores totalmente confiables porque no reproducen con precisión la densidad, peso específico, etc.; esto podría deberse a que las correlaciones del simulador no son muy buenas a altas temperaturas^[24], además de que no hay una cantidad suficiente de pseudocomponentes en la sección final de la curva de destilación TBP para ambos crudos, también puede verificarse que el balance de materia en dichas tablas se cumple para ambos casos, por lo tanto se cumple el balance de energía.

Tabla 24. Resultados comparativos de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica para crudo Istmo y Maya (Primera parte).

	Unidad	Crudo 100% Istmo	Crudo 100% Maya
Nafta			
Flujo	MBPD Std.	60.92	50.69
Rendimiento	% Vol.	24.37	20.28
Densidad	°API	61.45	58.53
Peso específico		0.7333	0.7446
Factor de caracterización		11.94	11.79
Contenido de azufre	% peso	0.04	0.20
TBP a 760 mmHg			
5%	°C	12	24
10%	°C	36	38
90%	°C	171	171
95%	°C	180	183
100%	°C	191	193
ASTM D86 a 760 mmHg			
5%	°C	46	57
10%	°C	63	65
90%	°C	160	159
95%	°C	167	168
100%	°C	175	175
Turbosina			
Flujo	MBPD Std.	22.48	18.13
Rendimiento	% Vol.	8.99	7.25
Densidad	°API	45.83	43.17
Peso específico		0.7980	0.8101
Factor de caracterización		11.90	11.73
Contenido de azufre	% peso	0.23	0.72
Temperatura de niebla	°C	-46	-47
Temperatura de inflamación	°C	64	64
TBP a 760 mmHg			
5%	°C	166	165
10%	°C	179	180
90%	°C	229	230
95%	°C	235	237
100%	°C	250	252
ASTM D86 a 760 mmHg			
5%	°C	184	184
10%	°C	190	191
90%	°C	217	217
95%	°C	221	222
100%	°C	230	230
gap Nafta-Turbosina	°C	17	16

Tabla 25. Resultados comparativos de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica para crudo Istmo y Maya (Segunda parte).

	Unidad	Crudo 100% Istmo	Crudo 100% Maya
Diesel			
Flujo	MBPD Std.	68.16	46.37
Rendimiento	% Vol.	27.26	18.55
Densidad	°API	34.78	32.28
Peso específico		0.8510	0.8640
Factor de caracterización		11.81	11.67
Contenido de azufre	% peso	0.95	1.95
Índice de cetano		53	50
Temperatura de niebla	°C	-7	-6
Temperatura de inflamación	°C	101	105
TBP a 760 mmHg			
5%	°C	226	226
10%	°C	237	244
90%	°C	362	364
95%	°C	377	378
100%	°C	397	393
ASTM D86 a 760 mmHg			
5%	°C	246	249
10%	°C	253	259
90%	°C	345	345
95%	°C	352	352
100%	°C	363	361
gap Turbosina-Diesel	°C	26	27
Gasóleo atmosférico pesado (GOPA)			
Flujo	MBPD Std.	6.58	3.99
Rendimiento	% Vol.	2.63	1.59
Densidad	°API	25.87	24.09
Peso específico		0.8992	0.9095
Factor de caracterización		11.80	11.68
Contenido de azufre	% peso	1.65	2.70
TBP a 760 mmHg			
5%	°C	337	342
10%	°C	356	360
90%	°C	439	428
95%	°C	450	438
100%	°C	474	461
ASTM D86 a 760 mmHg			
5%	°C	352	355
10%	°C	362	365
90%	°C	415	405
95%	°C	420	409
100%	°C	430	419

Tabla 26. Resultados comparativos de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica para crudo Istmo y Maya (Tercera parte).

	Unidad	Crudo 100% Istmo	Crudo 100% Maya
D1160 a 760 mmHg			
5%	°C	348	352
10%	°C	363	367
90%	°C	439	428
95%	°C	450	438
100%	°C	474	461
gap Diesel-GOPA	°C	-1	2
Crudo Reducido			
Flujo	MBPD Std.	91.45	130.75
Rendimiento	% Vol.	36.58	52.30
Densidad	°API	17.01	13.92
Peso específico		0.9528	0.9730
Factor de caracterización		11.82	11.96
Contenido de azufre	% peso	2.28	3.62
TBP a 760 mmHg			
5%	°C	382	396
10%	°C	409	423
90%	°C	672	991
95%	°C	393	1092
100%	°C	749	1282
ASTM D86 a 760 mmHg			
5%	°C	396	395
10%	°C	417	418
90%	°C	659	1106
95%	°C	666	1126
100%	°C	684	1164
D1160 a 760 mmHg			
5%	°C	391	397
10%	°C	414	422
90%	°C	673	991
95%	°C	693	1092
100%	°C	749	1282

4.4. Criterios para el diseño de la torre de destilación atmosférica

Finalmente para procesar 250,000 barriles por día de crudo Istmo y Maya deben seguirse los siguientes criterios de diseño que están dentro los valores según lo reportado en la literatura^[2] y ^[3]:

Tabla 27. Criterios para el diseño de la torre de destilación atmosférica para procesar 250,000 barriles por día de crudo Istmo y Maya.

	Unidad	
Proceso de destilación		Tipo A
Número de platos reales		34
Sistema de condensación		Dos Etapas
Presión del tanque acumulador	kg/cm ² man.	0.707
Caída de presión por plato	kg/cm ²	0.014
Overflash	% Vol.	5
Temperatura a la salida del horno	°C	360
Relación de vapor, sección de turbosina	lb/BBL	8 a 10
Relación de vapor, sección de diesel	lb/BBL	8
Relación de vapor, sección de GOPA	lb/BBL	19
Relación de vapor, sección de agotamiento	lb/BBL	15 a 23
Número de extracciones de calor		2
Cantidad de extracción de calor de la columna	%	39
Temperatura de retorno de las extracciones de calor	°C	≥140

Siguiendo estos criterios de diseño se aseguran las especificaciones y una buena eficiencia en el fraccionamiento de los diferentes productos cuando se procese crudo Istmo y Maya.

Capítulo V

Conclusiones

Los criterios de diseño seleccionados para la torre de destilación atmosférica para procesar crudo Istmo y Maya son los siguientes: La temperatura a la salida del horno es de 360 °C, el vapor de agotamiento para los productos (turbosina, diesel y gasóleo pesado atmosférico) y sección de agotamiento se establece en el rango de 8 a 23 lb/BBL. Los traslapes, (5-95) gap, en grados Celsius para crudo Istmo y Maya son: Nafta-Turbosina, +16 y +17, Turbosina-Diesel, +26 y +27 y Diesel-Gasóleo Pesado Atmosférico, -1 a +2. El overflash es de 5% con respecto a la carga en la sección atmosférica.

El objetivo principal se cumplió al lograr establecer los criterios de diseño con base a lo reportado en *Petroleum Refinery Distillation* de Watkins^[2] y *Handbook of Petroleum Processing* de David Jones y Peter Pujadó^[3] para llevar a cabo el diseño de la torre de destilación atmosférica que procesará 250,000 barriles por día de crudo Istmo y Maya en el simulador de procesos Aspen HYSYS, así mismo se cumplieron las especificaciones de los productos tal como se requieren en México hoy en día.

El diseño de la torre de destilación cumplió todos los objetivos específicos establecidos pero dos de ellos fueron determinantes; el primero de ellos es la forma como se llevó a cabo la caracterización del crudo Istmo y Maya en el simulador Aspen HYSYS, generando solo pseudocomponentes y definiendo sus propiedades a partir de las curvas de la técnica assay, se reproducen satisfactoriamente estas curvas en el simulador, un indicador de que el diseño de la torre de destilación se llevó de forma correcta, la segunda desde el punto de vista del diseño de la torre de destilación fue lograr la recuperación máxima de energía sin comprometer la eficiencia de separación (gap's) de las diferentes fracciones, ya que la máxima cantidad de energía que se puede extraer de la columna es el 39% del calor de condensación total ($Q_{Total} = Q_{1ra. Etapa de condensación} + Q_{2da. Etapa de condensación} + Q_{PA1} + Q_{PA2}$).

Al cambiar de alimentación de un crudo Istmo a un crudo Maya se ajustaron las siguientes variables: cantidad de líquido en las extracciones laterales y vapor en los

agotadores secundarios y la sección del fondo, solo ajustando adecuadamente estas variables se cumplieron las especificaciones de los productos para el crudo Istmo y Maya habiendo un equilibrio entre la cantidad de calor que se puede extraer de la torre de destilación mediante las extracciones laterales y la eficiencia de separación (gap's).

Es probable que el diseño de la torre de destilación desde el punto de vista económico tenga costos de operación altos debido a que no se extrajo una gran cantidad de energía de la torre como se hace hoy en día en otras torres de destilación en México. A pesar de que no se tuviera como objetivo particular el análisis económico se aconseja cubrir los costos de operación ya que con esto se asegura la calidad de los productos obtenidos.

Bibliografía

- [1]. David. A., Paul E. Davis, **“Revisión de las Operaciones de Refinación: Una Mirada detrás del cerco”**, Houston Texas, 2007.
- [2]. R.N. WATKINS, **“Petroleum Refinery Distillation”**, Second Edition. Gulf Publishing Company, 1979.
- [3]. Jones S., David J. y Pujadó, Peter R., **“Handbook of Petroleum Processing”**, Springer, 2006.
- [4]. Bagajewicz Miguel, **“Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I Targeting”**, Ind. Eng. Chem, 2001.
- [5]. Muñecas V., María A., **“Caracterización y Tratamiento del Crudo de Petróleo”**, Centro Tecnológico Alfonso Cortina Repsol-YPF, S.A., Mayo 2005.
- [6]. Sánchez R., Marta, **“Caracterización de Crudos Mediante GC-MS”**, (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad del Rey Juan Carlos, 2006).
- [7]. Instituto Mexicano del Petróleo, **“Muestreo y Evaluación Técnica Assay de los Crudos Istmo y Maya del Centro Comercializador de Crudo Palomas”**, Abril 2009.
- [8]. Sánchez A., Oscar, **“Análisis de Opciones Tecnológicas para Procesos de Destilación Combinada de Crudos Mexicanos”** (Tesis de Maestría en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 2012).
- [9]. Valente V., Bruno, **“Modificación de la Sección Superior de Fraccionamiento de la Torre T-100X de PVAY-2”**, (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela, 2003).
- [10]. Instituto Mexicano del Petróleo, **“Planta Combinada U-10000 Refinería Gral. Lázaro Cárdenas, Minatitlán, Veracruz”**, (Paquete de Ingeniería Básica, Agosto 2003).

[11]. Romolo, Paolo, **“Atmospheric Distillation of Crude Oil”**, Volume II, Refining and Petrochemicals, 2010.

[12]. Petróleos Mexicanos, **“Especificación de los Productos y Subproductos”**, (Bases Técnicas para “Unidad de Destilación Combinada” para la Nueva Refinería en Tula, Hidalgo).

[13]. Instituto Mexicano Del Petróleo, **“Equipos de Proceso: Características y Funciones”**, Junio 2003.

[14]. <http://procesosbio.wikispaces.com/>

[15]. Gerald Kaes, **“Refinery Process Modeling”**, Athens Printing Company., 2000.

[16]. Fuentes A., Erica y Moreno C., Argenis, **“Estudio de las Propiedades Coligativas Aplicadas a una Torre Despropanizadora”** (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad de Oriente Núcleo de Anzoátegui, 2011).

[17]. Jacinto S., Higinicio, **“Potencial Contaminación por Cromo en el Proceso de Refinación del Petróleo”**, (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Mayor de San Marcos, 2006).

[18]. Cohen, L., **“Diseño y Simulación de Procesos Químicos”**, Segunda Ed. Algeciras-España, 2003.

[19]. Espinoza N. Ruth de las N y Ricci Z., Rita, **“Estudio y Evaluación del Proceso de Alquilación de la Refinería Palito”**, (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Central de Venezuela, 2002).

[20]. Macuil R., Guadalupe, **“Análisis del Comportamiento de la Planta Combinada No.1 de la Refinería de Tula, Para el Manejo del Crudo (Maya)”**, (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 2007).

[21]. Fogler, H. “**Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas**”, Cuarta Edición, Pearson, 2008.

[22]. Strassburger S., Delia, “**Simulación de la Planta Combinada No. 1 de la Refinería Miguel Hidalgo**”, (Tesis de Licenciatura en Ingeniería Química, Universidad Nacional Autónoma de México, 1998).

[23]. HYSYS Plant Tutorial. “**Refining Tutorial Simulation Basis**”, HYPOTECH Ltd, 2010.

[24]. HYSYS Plant Tutorial. “**Modeling Heavy Oils in Aspen HYSYS**”, ASPENTECH, Enero 2010.

Anexos

Anexo A
Índice de Tablas

Tabla 1. Propiedades físicas del crudo 100% Istmo.....	21
Tabla 2. Propiedades físicas del crudo 100% Maya.....	23
Tabla 3. Rangos de corte en torre de destilación atmosférica para cada fracción del crudo.....	24
Tabla 4. Criterios de separación de los productos de la torre de destilación atmosférica.....	39
Tabla 5. Especificaciones de los diferentes productos en la torre de destilación atmosférica para la nueva refinería (Tula, Hidalgo).....	45
Tabla 6. Platos requeridos en las diferentes secciones de la torre de destilación atmosférica.....	49
Tabla 7. Eficiencia típica en cada sección de la torre de destilación.....	51
Tabla 8. Valor máximo del bajante “downcomer backup” en función de la densidad del vapor.....	54
Tabla 9. Corriente de alimentación para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS...72	
Tabla 10. Composición de componentes ligeros para crudo Istmo y Maya.....	72
Tabla 11. Condiciones de entrada de corrientes de vapor sobrecalentado para agotadores y torre atmosférica para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.....	72
Tabla 12. Especificaciones de la torre de destilación para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.....	73
Tabla 13. Especificación de agotadores para crudo Istmo y Maya en Aspen HSYSY.....	73

Tabla 14. Especificación de las extracciones de calor para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.....	74
Tabla 15. Especificaciones para la convergencia de la torre de destilación para crudo Istmo y Maya en Aspen HYSYS.....	75
Tabla 16. Especificaciones de internos de la torre de destilación atmosférica.....	76
Tabla 17. Perfil de flujos, presión y temperatura de la torre de destilación atmosférica cuando se procesa crudo Istmo y Maya.....	84
Tabla 18. Comparación de gap's a partir de las diferentes cantidades de líquido extraído en cada extracción de calor "Pumparound".....	86
Tabla 19. Punto de corte "TBP cut point" para las diferentes fracciones del crudo Istmo y Maya.....	88
Tabla 20. Resultados comparativos de los parámetros de operación para crudo Istmo y Maya.....	93
Tabla 21. Comparativo de la distribución de cargas térmicas en la torre de destilación.....	97
Tabla 22. Comparativo de gap's modificando posición de las extracciones de calor en la torre de destilación.....	98
Tabla 23. Temperatura final de ebullición en ASTM D86 del GOPA modificando el overflash en torre de destilación atmosférica.....	99
Tabla 24. Resultados comparativos de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica para crudo Istmo y Maya (Primera parte).....	102

Tabla 25. Resultados comparativos de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica para crudo Istmo y Maya (Segunda parte).....103

Tabla 26. Resultados comparativos de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica para crudo Istmo y Maya (Tercera parte).....104

Tabla 27. Criterios para el diseño de la torre de destilación atmosférica para procesar 250,000 barriles por día de crudo Istmo y Maya.....105

Anexo B
Índice de Figuras

Figura 1. Curva de destilación TBP que relaciona la temperatura y la cantidad de volumen vaporizado a presión atmosférica para crudo 100% Istmo.....	22
Figura 2. Curva de destilación TBP que relaciona la temperatura y la cantidad de volumen vaporizado a presión atmosférica para crudo Maya.....	23
Figura 3. Comparativo de curvas de destilación TBP que relacionan la temperatura y el porcentaje de volumen vaporizado a presión atmosférica para crudo Istmo y Maya.....	25
Figura 4. Curva de destilación ASTM D86 Y TBP que relaciona la temperatura y el porcentaje de volumen vaporizado para la fracción de turbosina.....	27
Figura 5. Ejemplo del punto de ebullición medio para un pseudocomponente sobre la curva de destilación TBP para un crudo.....	31
Figura 6. Ejemplo del típico del desglose de los pseudocomponentes sobre la curva de destilación TBP para un crudo.....	32
Figura 7. Contacto líquido-vapor en el interior de la torre de destilación atmosférica.....	33
Figura 8. Proceso de destilación tipo A en una torre de destilación atmosférica...	35
Figura 9. Curvas ASTM D86 de los diferentes productos de la torre de destilación atmosférica.....	37
Figura 10. Eficiencia de fraccionamiento a través del gap y overlap entre la fracción de turbosina y diesel sobre la curva de destilación ATMS D86.....	38
Figura 11. Curva de Packie que relaciona la dificultad de separación y la capacidad de separación del fraccionamiento entre el domo y el producto lateral superior.....	40

Figura 12. Curva de Packie que relaciona la dificultad de separación y la capacidad de separación del fraccionamiento entre los productos laterales adyacentes.....	41
Figura 13. Configuración del tipo de condensación en la torre de destilación atmosférica.....	42
Figura 14. Diferentes tipos de platos empleados en torre de destilación atmosférica.....	49
Figura 15. Plato tipo válvula empleado en torre de destilación atmosférica.....	50
Figura 16. Diámetro y altura de una torre de destilación.....	52
Figura 17. Inundación de un plato en una torre de destilación.....	53
Figura 18. Bajante “Downcomer backup” en torre de destilación atmosférica.....	54
Figura 19. Diagrama de flujo de proceso para el proceso de destilación atmosférica implementado en Aspen HYSYS.....	59
Figura 20. Configuración de torre de destilación atmosférica con extracciones de calor y agotadores en Aspen HYSYS.....	60
Figura 21. Curva de destilación TBP de crudo 100% Istmo elaborada con la técnica assay.....	63
Figura 22. Curva de gravedad API y contenido de azufre de crudo 100% Istmo elaboradas con la técnica assay.....	64
Figura 23. Curva de destilación TBP de crudo 100% Maya elaborada con la técnica assay.....	65

Figura 24. Curva de gravedad API y contenido de azufre de crudo 100% Maya elaboradas con la técnica assay.....	66
Figura 25. Ejemplo de la caracterización del crudo por pseudocomponentes en base a la curva de destilación TBP.....	68
Figura 26. Grupo de pseudocomponentes para un crudo en Aspen HYSYS.....	69
Figura 27. Definición del paquete termodinámico en Aspen HYSYS.....	71
Figura 28. Definición de componentes en Aspen HYSYS.....	71
Figura 29. Corrientes de entrada y salida de la torre de destilación atmosférica en Aspen HYSYS.....	74
Figura 30. Especificaciones para la convergencia de la torre de destilación en Aspen HYSYS.....	76
Figura 31. Configuración de la torre de destilación atmosférica procesando crudo 100% Istmo.....	90
Figura 32. Configuración de la torre de destilación atmosférica procesando crudo 100% Maya.....	92

Anexo C

Índice de Gráficos

Gráfico 1. Curva TBP generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS comparada con curva TBP de la técnica assay del crudo Istmo.....	79
Gráfico 2. Curva TBP generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS comparada con curva TBP de la técnica assay del crudo Maya.....	79
Gráfico 3. Extrapolación de la curva TBP de la técnica assay para crudo Maya con el método de probabilidad en Aspen HYSYS.....	80
Gráfico 4. Curva TBP generada por el método <i>spline cúbico</i> en PRO/II a partir de la curva TBP de la técnica assay comparada contra la curva TBP generada a partir de la extrapolación por el método de probabilidad.....	81
Gráfico 5. Curva de gravedad API generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS contra curva TBP de la técnica assay del crudo 100% Istmo.....	82
Gráfico 6. Curva de gravedad API generada a partir de pseudocomponentes en Aspen HYSYS contra curva TBP de la técnica assay del crudo 100% Maya.....	82
Gráfico 7. Perfil de temperatura en la torre de destilación atmosférica cuando se procesa crudo Istmo y Maya.....	85
Gráfico 8. Perfil de temperaturas de la torre de destilación atmosférica para diferentes cantidades de líquido extraído en cada extracción de calor.....	86
Gráfico 9. Traslape de las diferentes fracciones del crudo 100% Istmo sobre la curva de destilación TBP.....	89
Gráfico 10. Traslape de las diferentes fracciones de crudo 100% Maya sobre la curva de destilación TBP.....	91

Gráfico 11. Efecto sobre la vaporización a la entrada de la torre y vapor en la sección de agotamiento variando la temperatura a la salida del horno para crudo 100% Istmo.....95

Gráfico 12. Efecto sobre la vaporización a la entrada de la torre y vapor en la sección de agotamiento variando la temperatura a la salida del horno para crudo 100% Maya.....95

Gráfico 13. Perfil de temperatura de la torre de destilación cambiando la posición de las extracciones de calor “Pumparounds”.....97

Gráfico 14. Rendimiento de GOPA y crudo reducido variando el overflash en la torre de destilación atmosférica.....99