



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE
MÉXICO**

FACULTAD DE QUÍMICA

**ANÁLISIS Y SIMULACIÓN DE LA PLANTA PRIMARIA DE
DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA Y DE VACÍO I PARA LA
RECONFIGURACIÓN DE LA REFINERÍA ING. ANTONIO
DOVALÍ JAIME EN SALINA CRUZ, OAXACA**

TESIS

**QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE
INGENIERA QUÍMICA**

PRESENTA

MARY CARMEN GARCÍA TORRES



MÉXICO, D.F.

2015



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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

|

JURADO ASIGNADO:

PRESIDENTE: IQ Manuel Vázquez Islas

VOCAL: IQ Celestino Montiel Maldonado

SECRETARIO: Dr. Martín Rivera Toledo

1er. SUPLENTE: IQ Carlos Álvarez Maciel

2° SUPLENTE: IQ Ileana Rodríguez Castañeda

SITIO DONDE SE DESARROLLÓ EL TEMA:

**LABORATORIO DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS, CONJUNTO “E”
FACULTAD DE QUÍMICA, CIUDAD UNIVERSITARIA**

ASESOR DEL TEMA: IQ Celestino Montiel Maldonado

SUPERVISOR TÉCNICO: IQ Ileana Rodríguez Castañeda

SUSTENTANTE: Mary Carmen García Torres

**Es puerta de la luz un libro abierto,
entra por ella niño y de seguro
que para ti serán en lo futuro
Dios más visible, su poder más cierto.**

**El ignorante vive en el desierto,
donde es el agua poca, el aire impuro.
Un grano le detiene el pie inseguro,
camina tropezando, vive muerto.**

**En esa de tu edad abril florido
recibe el corazón las impresiones
como la cera al toque de las manos.**

**Estudia y no serás cuando crecido
ni el juguete vulgar de las pasiones,
ni el esclavo servil de los tiranos.**

Elías Calixto Pompa

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por todas las bendiciones que recibí a lo largo de esta gran etapa. Por la salud, inteligencia y sabiduría otorgadas para ver cumplido este objetivo. Como siempre lo menciono, estoy segura de que soy una de sus hijas consentidas, pues me ha brindado la oportunidad de rodearme de personas extraordinarias.

A mi amada familia:

Mamá Martha: Gracias por darme la vida. Por cada una de las experiencias vividas juntas, permitiéndome de esta forma crecer como ser humano.

Mamá Carmen: Gracias por los cuidados y los mimos. Por estar siempre conmigo y ser un gran motor en mi vida.

Papá Goyo: Gracias por ser el mayor ejemplo de lo que es ser un hombre virtuoso. Por educarme con fundamento en el amor y los valores. Por enseñarme que haciendo la prueba, puedo ver qué bueno es el Señor.

Quiero que sientan que el objetivo alcanzado también es de ustedes, y que la fuerza que me ayudo a conseguirlo fue su gran apoyo. Observé desde pequeña como se esforzaron por darme lo mejor; y ahora, me corresponde darles lo mejor de mí. Gracias por vivir para mí. Gracias por ser quienes con su amor, me enseñaron lo que es amar.

Dany: Gracias por ser mi compañera de vida. Por creer en mí. Por los momentos de alegría, por las risas juntas; pero sobre todo, gracias por escucharme y motivarme en los momentos en que mi ánimo se veía debilitado.

Ale: Gracias por ser la alegría de la casa. Por recordarnos con tu sonrisa, lo bonita que es la vida.

A mis amigos:

Las personas son más felices cuando tienen amigos de verdad; sin duda, cada uno de ustedes ha contribuido a que mis días estén llenos de bellos momentos.

Gracias por ser los hermanos que se eligen, por el apoyo en todo momento. ¡Doy gracias al cielo por haberlos conocido!

Mis seres de luz: Leyva, Alejandro y Lalo. Gracias por ser los mejores amigos, por estar conmigo siempre. Por las extensas pláticas juntos, por cada uno de los momentos vividos.

A mi maravilloso súper equipo: Eric y Chivis. Gracias por darme el privilegio de vivir juntos esta gran etapa. Por las horas de trabajo a marchas forzadas, por los festejos, por permitirme aprender de ustedes, por el apoyo incondicional. Los quiero mucho, mis ingenieros químicos favoritos.

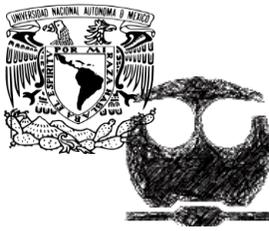
A mi amada Universidad, a mi maravillosa Facultad. Gracias, por llenarme de inmensas alegrías desde el momento en que me enteré que podría ser parte de ella. Por brindarme la oportunidad de recibir una gran formación profesional y humana; por darme el privilegio de poder mencionar orgullosamente que por siempre mi corazón será azul y oro.

A cada uno de los profesores de los cuales tuve el privilegio de aprender en las asignaturas cursadas. Gracias por los conocimientos y experiencias compartidos. Por ser ejemplo a seguir e inspirarnos a ser agentes de cambio de la sociedad en la que vivimos.

Gracias a cada uno de los ayudantes y asesores; que si bien no son profesores, siempre estaban dispuestos a ayudar en la comprensión de temas que me resultaban complejos.

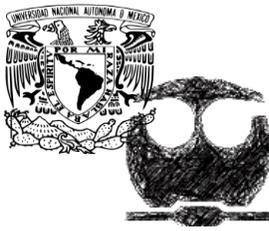
A mis asesores el IQ Celestino Montiel y la IQ Ileana Rodríguez, por permitirme trabajar con ellos. Por proporcionarme todas las herramientas necesarias para la realización de este trabajo. Gracias por los consejos, las enseñanzas y el apoyo brindado.

A cada uno de los miembros de mi apreciable jurado: IQ Manuel Vázquez Islas, Dr. Martín Rivera Toledo e IQ Carlos Álvarez Maciel. Por el tiempo empleado en la revisión de este trabajo y las sugerencias realizadas para enriquecerlo. Gracias por mostrar siempre una actitud afable y ser ejemplo de calidad profesional y humana.

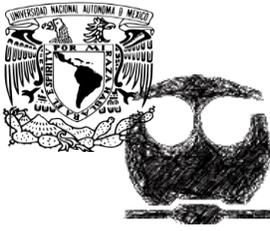


CONTENIDO

1. INTRODUCCIÓN	1
2. MARCO TEÓRICO	3
2.1 CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO CRUDO BASE	3
2.2 CRITERIOS DE CLASIFICACIÓN DE CRUDO	4
2.2.1 CLASIFICACIÓN DE CRUDO DE ACUERDO A SU COMPOSICIÓN QUÍMICA.	4
2.2.2 CLASIFICACIÓN DE CRUDO DE ACUERDO A SUS CARACTERÍSTICAS	6
2.2.3 CLASIFICACIÓN DE CRUDOS DESDE EL PUNTO DE VISTA COMERCIAL.	7
2.3 REFINACIÓN DEL PETRÓLEO	8
2.3.1 INDUSTRIA PETROLERA EN EL MUNDO.	11
2.3.2 LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO EN MÉXICO: PEMEX-REFINACIÓN	12
2.3.3 REFINERÍA “ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME” EN SALINA CRUZ, OAXACA.	13
2.3.4 RETOS Y POSTURAS DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN	15
2.4 SIMULACIÓN DE PROCESOS	15
2.4.1 SIMULADOR DE PROCESOS: ASPEN HYSYS.	17
2.5 DISEÑO DE PROCESOS	18
2.5.1 SÍNTESIS DE PROCESOS	19
2.5.2 ANÁLISIS DE PROCESOS	20
2.5.3 OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS	20
2.5.4 INTEGRACIÓN DE PROCESOS	21
2.5.5 REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR (HENS)	21
2.6 TECNOLOGÍA PINCH	23
2.6.1 CURVAS COMPUESTAS	25
2.6.2 DETERMINACIÓN DEL ΔT MIN	27
2.7 REDISEÑO DE LAS REDES DE CALOR	27
3. OBJETIVOS	31
3.1 OBJETIVO GENERAL	31
3.2 OBJETIVOS PARTICULARES	31
4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO	32
4.1 PLANTA PRIMARIA: DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	32
4.1.1 PRECALENTAMIENTO DE CRUDO PROCEDENTE DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO	34



4.1.2 DESALADO	35
4.1.3 PRECALENTAMIENTO DE CRUDO	35
4.1.4 TORRE DESPUNTADORA	35
4.1.5 CALENTAMIENTO A FUEGO DIRECTO	36
4.1.6 SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	37
4.2 PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO	38
5. SIMULACIÓN	41
5.1 SIMULACIÓN DE SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA	41
5.2 SIMULACIÓN DE PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO	50
6. RESULTADOS	52
7. ANÁLISIS ENERGÉTICO	63
7.1 RED DE INTERCAMBIO ACTUAL	63
7.2 ΔT MIN DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO	64
7.3 ANÁLISIS ENERGÉTICO: USO DE ASPEN ENERGY ANALYZER	68
7.4 REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO	72
7.5 OBJETIVOS TERMODINÁMICOS	74
8. CONCLUSIONES	79
9. BIBLIOGRAFÍA	81
ANEXOS	82



INTRODUCCIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

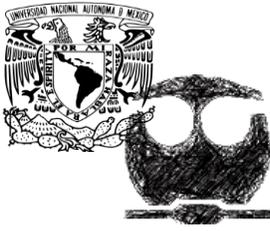
1. INTRODUCCIÓN

El petróleo constituye una mercancía cuyo valor sobrepasa el aspecto económico y ha sido también decisivo en los campos de estrategia militar y política internacional. Los gobiernos mexicanos han utilizado el petróleo como pieza clave del desarrollo industrial del país. En México, la industria petrolera ha jugado un papel indispensable durante el siglo XXI. Desde la creación de Petróleos Mexicanos (PEMEX) en 1938 hasta nuestros días, esta industria ha sido el pilar económico del país. PEMEX es la empresa más importante de México y el mayor contribuyente fiscal; además, es una de las pocas empresas petroleras en el mundo que desarrolla toda la cadena productiva de la industria: exploración, distribución y comercialización de productos finales.

En ese contexto, la industria de la refinación de petróleo implica una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo para obtener de él por destilación y transformación química, diversos hidrocarburos o familias de hidrocarburos. Así, los principales productos obtenidos como resultado del proceso de refinación del petróleo crudo son entre otros: el gas LP, las gasolinas, el gas nafta, la turbosina, la querosina, el diesel, las emulsiones, las vaselinas, los aceites lubricantes, las grasas, las parafinas, el combustóleo y los asfaltos.

La destilación primaria es la fase inicial en la refinación del petróleo crudo. El objetivo de esta obra en primera instancia es efectuar la simulación del proceso de destilación atmosférica y de vacío llevado a cabo en la Planta de Destilación Primaria I de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” ubicada en Salina Cruz, Oaxaca.

En los primeros capítulos, se mencionan los aspectos teóricos ligados a la comprensión del proceso, desde las características de la materia prima (el petróleo) hasta la descripción del mismo.

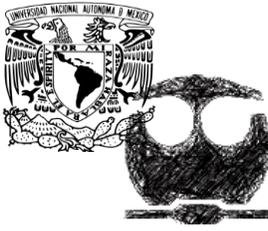


INTRODUCCIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Posteriormente, se establecen los aspectos básicos o claves de su simulación por medio del programa ASPEN HYSYS en su versión 8.4. Cabe destacar, que esta simulación, se desarrolló en base a datos de operación de la planta, tales como el diagrama de flujo de proceso, cuadros de balance y bases de diseño.

La simulación de procesos juega un papel importante en el apoyo de iniciativas para manejar eficiencias y reducir costos, especialmente debido a que los modelos de simulación proporcionan la precisión y confiabilidad necesaria para buscar planes de operación óptimos. De esta forma, teniendo como base la simulación desarrollada, se presenta el análisis energético de la Planta de Destilación Atmosférica.



2. MARCO TEÓRICO

2.1 CARACTERÍSTICAS DEL PETRÓLEO CRUDO BASE

La materia prima básica para las refinerías es el petróleo o crudo. La composición de los crudos es sorprendentemente uniforme a pesar de que sus propiedades físicas pueden variar ampliamente. La composición elemental del petróleo se encuentra dentro de los siguientes rangos:

Tabla 2-1. Composición general del petróleo

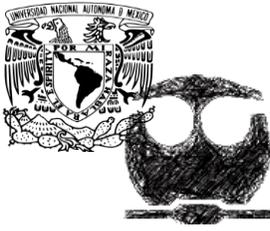
Elemento	Por ciento en peso
Carbono	84-87
Hidrógeno	11-14
Azufre	0-3
Nitrógeno	0-0.6

Fuente: Speight. “Chemistry and Technology of Petroleum”.New York, 2000.

El petróleo crudo es muy complejo. Pruebas analíticas relativamente simples se ejecutan en el crudo y los resultados de éstos se utilizan con correlaciones empíricas para evaluar los aceites crudos como materia prima para cada refinería. Cada crudo se compara con las otras materias primas disponibles y, con base en el costo de operación y realización del producto, es asignado un valor.

En las refinerías del Sistema PEMEX-Refinación, se procesan una gama de mezclas de petróleo crudo con propiedades fisicoquímicas propias diferentes, que se clasifican como ligeros, intermedios y pesados.

Los petróleos vírgenes obtenidos son previamente estabilizados, es decir, se le eliminan la mayor cantidad de agua salada (deshidratación), y el gas asociado y posteriormente desalado para cumplir con las principales especificaciones como son el contenido de agua y sedimento, contenido de sal y su presión de vapor.



2.2 CRITERIOS DE CLASIFICACIÓN DE CRUDO

Existen varios criterios para clasificar los petróleos crudos; sin embargo, son tres los más importantes:

1. De acuerdo a su composición química.
2. De acuerdo a sus características.
3. Desde el punto de vista comercial.

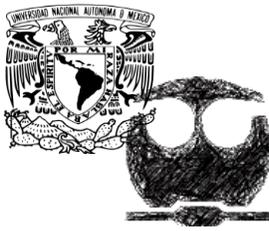
2.2.1 CLASIFICACIÓN DE CRUDO DE ACUERDO A SU COMPOSICIÓN QUÍMICA

Con base en la naturaleza química del petróleo crudo, se clasifican internacionalmente, tomando en cuenta dos fracciones recuperadas por destilación:

Tabla 2-2. Características de fracciones de crudo

	Fracción ligera	Fracción intermedia
Intervalo de ebullición(°C)	250 – 275	275 – 300
Presión (mmHg)	760	40

El factor de caracterización K (UOP) y la gravedad específica $60/60^{\circ}\text{F}$, son las propiedades que se emplean para la clasificación de los petróleos crudos (ver tabla siguiente).



MARCO TEÓRICO

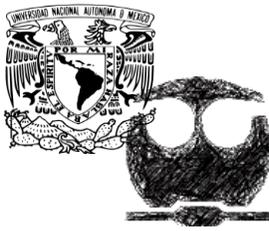
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 2-3. Clasificación de crudo de acuerdo a su composición química

Clasificación del crudo		Factor de caracterización		Gravedad específica	
Fracción		Fracción		Fracción	
1	2	1	2	1	2
Parafínico	Parafínico	>12.2	>12.2	0.8251	>0.8762
Parafínico	Intermedio	>12.2	11.4 – 12.0	0.8251	0.8767 - 0.9334
Parafínico	Nafténico	>12.2	<11.4	0.8251	>0.9340
Intermedio	Parafínico	11.5 – 12.0	>12.2	0.8256 - 0.8597	0.8762
Intermedio	Intermedio	11.4 – 12.1	11.4 - 12.1	0.8256 - 0.8597	0.8767 - 0.9334
Intermedio	Nafténico	11.4 – 12.1	<11.4	0.9256 - 0.8597	0.9340
Nafténico	Nafténico	<11.4	>11.4	0.8602	0.9340
Nafténico	Intermedio	<11.5	11.4 -12.1	0.8602	0.8767 - 0.9334
Nafténico	Parafínico	<11.5	<12.4	0.8602	0.8762

La primera columna de nombre “clasificación del crudo” de la tabla, se aplica a la fracción ligera de bajo punto de ebullición (250 – 275 °C) y la segunda columna al lubricante o fracción intermedia del crudo (275 – 300 °C).

El factor de caracterización indica en forma indirecta la composición química; varía del 12.9 al 10.5 para los crudos y de 14.7 a 9.8 para hidrocarburos puros; correspondiendo 12.9 para fracciones parafínicas y 10.0 para fracciones altamente aromáticas. El factor $K_{(UOP)}$ está definido por la siguiente fórmula:



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Dónde:

$$K_{(UOP)} = \frac{(T_b)^{1/3}}{S}$$

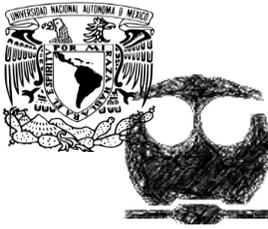
$K_{(UOP)}$ = Factor de caracterización.
 T_b = Punto de ebullición molar promedio(°F)
 S = Gravedad específica a 60 °F (15.5 °C)

2.2.2 CLASIFICACIÓN DE CRUDO DE ACUERDO A SUS CARACTERÍSTICAS

De acuerdo a las características del petróleo crudo, puede predecirse cualitativamente la calidad de los productos que de él se obtendrán, así como el efecto de sus contaminantes durante su procesamiento, y se clasifican como puede ver en la siguiente tabla.

Tabla 2-4. Clasificación de crudos de acuerdo a sus características

Clasificación del aceite crudo	Súper Ligero	Ligero	Medio	Pesado	Extra pesado
Peso específico 60/60°F	0.699-0.837	0.768-0.837	0.837-0.930	0.930-1.00	1.00
Gravedad API	70 – 57	52 – 37	37 – 20	20 – 10	18
Viscosidad a 100°F, CTS	1	1 – 2	2 – 100	100	
Asfáltenos, % Peso	0.1	0.1 – 1	1.8	8	
Carbón Conradson, % Peso	0.1	0.1 – 3	3 – 13	13	
Metales Ni+V, % Peso	-	10	10 – 90	300	
Azufre, % Peso	0.1	0.1 – 1.5	1.5 – 4.0	4.0	
Nitrógeno, ppm	150	15 – 2250	2250-6000	8000	
Presión de Vapor Raid, PSI	-	8	4.8	4	
Ácido sulfhídrico, ppm	5	5	5	5	
Recuperado a 350°C, %vol	100 – 95	95 - 70	70 - 55	25	



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

2.2.3 CLASIFICACIÓN DE CRUDOS DESDE EL PUNTO DE VISTA COMERCIAL

Desde un punto de vista comercial, los crudos, tomando en cuenta su °API, se clasifican en:

Tabla 2-5. Clasificación de crudo desde el punto de vista comercial

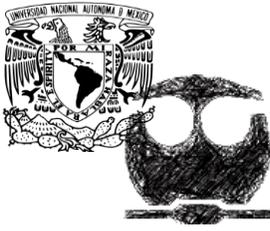
	Gravedad °API
Ligeros	Mayor de 35
Medios	20 – 35
Pesados	Menor de 20

En México principalmente se obtienen tres tipos de crudos, el crudo “Istmo” el “Maya” y el “Olmeca”. El crudo Istmo y el Olmeca son crudos ligeros y el Maya un crudo pesado.

En la siguiente tabla se muestran los diferentes tipos de crudo y sus características más importantes:

Tabla 2-6. Características de crudos

Características	Olmeca	Istmo	Maya
Peso Específico 20/4 °C	0.825	0.858	0.920
Grados API	39.8	33.0	22.1
Viscosidad, SSU a 15.6 °C	-	60	1288
Contenido de Azufre. %	0.77	1.3	3.3
Metales: Vanadio	2.5	39.5	343
Contenido de (%vol):			
Gasolina	38.0	26.0	17.0
Destilados Intermedios	33.7	32.0	28.0
Gasóleos	20.5	18.0	16.0
Residuo	5.4	23.0	38.0



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

2.3 REFINACIÓN DEL PETRÓLEO

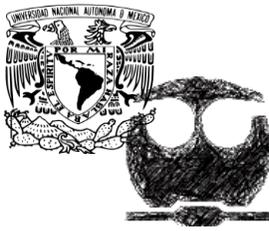
El petróleo crudo o simplemente “crudo”, es un material de bajo valor económico debido a que realmente no tiene uso en su estado natural; sin embargo, puede ser refinado y procesado para obtener una inmensa cantidad de productos, cuyo valor es incomparable con el precio original del petróleo.

Como referencia inicial, es preciso identificar a la refinación como el conjunto de procesos que se aplican al petróleo crudo con la finalidad de separar sus componentes útiles, transformándolos en productos derivados que cumplan las características necesarias para satisfacer las necesidades de la sociedad.

En ese contexto, la industria de la refinación de petróleo implica una serie de procesos físicos y químicos a los que se somete el petróleo crudo para obtener de él los productos deseados.

La destilación primaria es la fase inicial en la refinación y en donde a los productos obtenidos se les somete a diversos procesos adicionales como hidrodesulfuración, reformación de naftas, desintegración catalítica y térmica y reducción de viscosidad, los cuales dan origen a los productos petrolíferos que se comercializan en el mercado.

Así, los principales productos obtenidos como resultado del proceso de refinación del petróleo crudo son entre otros: el gas LP, las gasolinas, el gas nafta, la turbosina, la querosina, el diesel, las emulsiones, las vaselinas, los aceites lubricantes, las grasas, las parafinas, el combustóleo y los asfaltos.

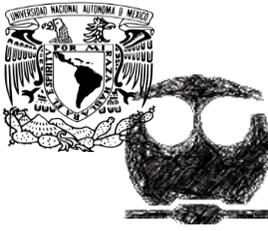


MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

- 1.- Destilación atmosférica**
 - Consiste en la separación de la mezcla de hidrocarburos líquidos en componentes más específicos, mediante la aplicación de calor hasta lograr vaporizar cada componente, aprovechando que cada uno de ellos posee diferente punto de ebullición.
- 2.- Destilación al vacío**
 - Proceso intermedio para extraer, del residuo atmosférico, el gasóleo usado como carga a las plantas de desintegración catalítica FCC, así como las fracciones para elaboración de aceites lubricantes.
- 3.- Desintegración catalítica**
 - Proceso que consiste en descomponer las moléculas de hidrocarburos más grandes, pesadas o complejas, en moléculas más ligeras y simples. Se lleva a cabo mediante la aplicación de calor y presión y, mediante el uso de catalizadores (térmica). La utilización de este proceso permite incrementar el rendimiento de gasolina y de otros productos importantes que tienen aplicaciones diversas en la industria del petróleo.
- 4.- Hidrotratamiento**
 - Proceso cuyo objetivo es estabilizar catalíticamente los petrolíferos, además de eliminar los componentes contaminantes que contienen, haciéndolos reaccionar con hidrógeno a temperaturas comprendidas entre 315 y 430 °C a presiones que varían de 7 a 210 kg/cm², en presencia de catalizadores diversos.
- 5.- Reducción de viscosidad**
 - Proceso empleado en la refinación de petróleo para obtener hidrocarburos de bajo peso molecular tales como gases, gasolina, gasóleos y residuo de baja viscosidad, a partir de residuos de vacío de alta viscosidad.
- 6.- Coquización**
 - Equipo instalado en una línea de conducción de gas para incrementar la presión y garantizar el flujo de fluido a través de la tubería.
- 7.- Alquilación**
 - Los procesos de alquilación comprenden la combinación de una olefina con un hidrocarburo parafínico o aromático, en presencia de un catalizador. El proceso involucra la unión de propileno o butileno con isobutano, en presencia de ácido fluorhídrico o sulfúrico como catalizador, para formar una isoparafina denominada alquilado ligero.
- 8.- Reformación**
 - Proceso que mejora la calidad antidetonante de fracciones de la gasolina modificando la estructura molecular. Cuando se lleva a efecto mediante calor, se le conoce como reformación térmica y como reformación catalítica, cuando se le asiste mediante un catalizador.
- 9.- Isomerización**
 - Proceso mediante el cual se altera el arreglo fundamental de los átomos de una molécula sin adherir o sustraer nada de la molécula original.
- 10.- TAME y MTBE**
 - Oxigenantes que se utilizan como aditivo para incrementar el octanaje en la gasolina, y su utilización depende de la legislación (ambiental) con relación a la composición y calidad de las gasolinas.

Figura 2-2 Principales procesos de refinación de petróleo.
Fuente: SENER. Prospectiva de petrolíferos 2002-2011



MARCO TEÓRICO

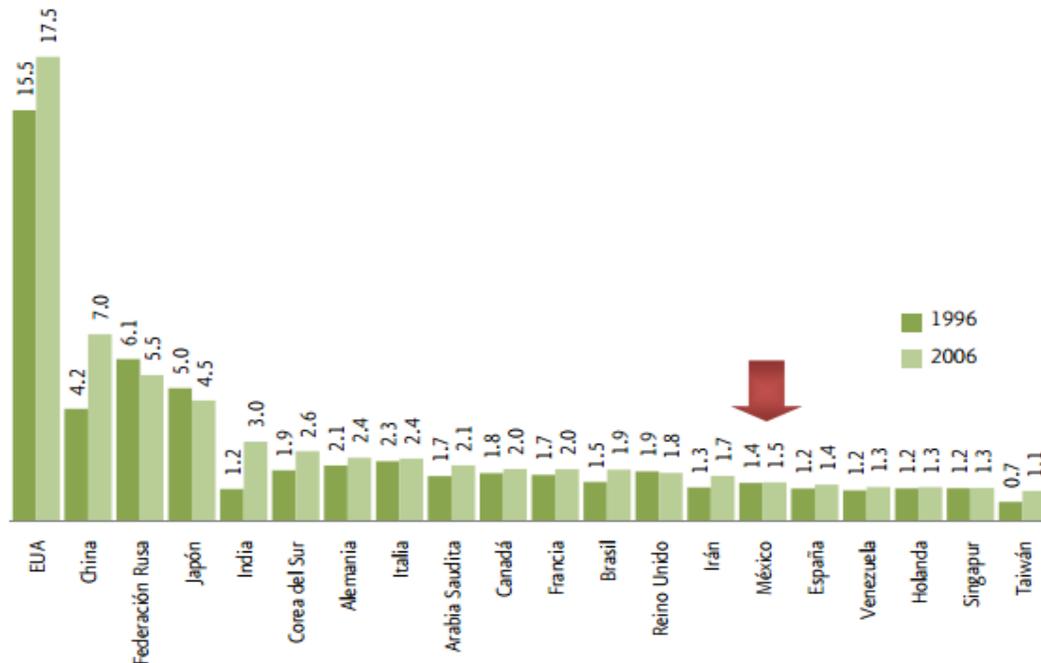
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

2.3.1 INDUSTRIA PETROLERA EN EL MUNDO

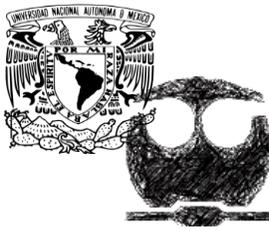
En general, el desarrollo de los centros de refinación se encuentra cerca de los centros de consumo, debido a que es más económico transportar el petróleo crudo que sus derivados. Mundialmente aunque la mayor producción de petróleo se encuentra en el Medio Oriente, la mayor capacidad de refinación se localiza en Europa, Asia y Norteamérica.

El 7.6% de la capacidad de refinación a nivel mundial lo tienen las diez refinerías más grandes del mundo. La refinería con mayor capacidad de México es Salina Cruz, la cual tiene solamente la tercera parte de la capacidad que tiene la de mayor capacidad en el mundo.

Gráfica 2-1 Capacidad de destilación primaria por país 1996 vs 2006



Fuente: BP Statistical Review 2007 y EIA Energy Information Administration



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

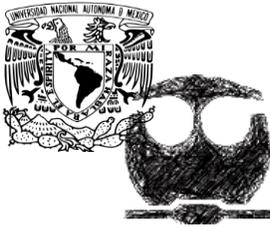
2.3.2 LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO EN MÉXICO: PEMEX-REFINACIÓN

PEMEX-Refinaciones el organismo que realiza los procesos industriales de refinación, elaboración de productos petrolíferos y derivados del petróleo, su distribución, almacenamiento y venta de primera mano. Tiene también a su cargo la suscripción de contratos con inversionistas privados mexicanos para el establecimiento y operación de las estaciones de servicio que atienden el mercado al menudeo de combustibles.

Los anteriores procesos se llevan a cabo a través del Sistema Nacional de Refinación, el cual se integra por:

Refinerías		6	
	Nombre	Capacidad (Mbd)	Zona de Abastecimiento
1	Cadereyta	275	Norte
2	Madero	190	Centro y Golfo
3	Minatitlán	185	Sur y Península de Yucatán
4	Salina Cruz	330	Litoral del pacífico
5	Salamanca	245	Región Central y lubricantes para todo el país
6	Tula	315	Distrito Federal
Oleoductos (km)		4,647	
Poliductos (km)		9,115	
Embarcaciones		Buques	7 propios y 13 arrendados
Transporte terrestre		Auto tanques	1,324 propios y 2,639 fletados
		Carro tanques	525 propios y 369 fletados
Terminales de almacenamiento		77 terminales terrestres	22 Pacífico 20 Norte 20 Centro 15 Sur
		15 terminales marítimas	9 Pacífico 5 Golfo 1 Norte
Estaciones de servicio		7,940	

Cuadro 2-1 Infraestructura del Sistema Nacional de Refinación
Fuente: Petróleos Mexicanos. PEMEX Refinación



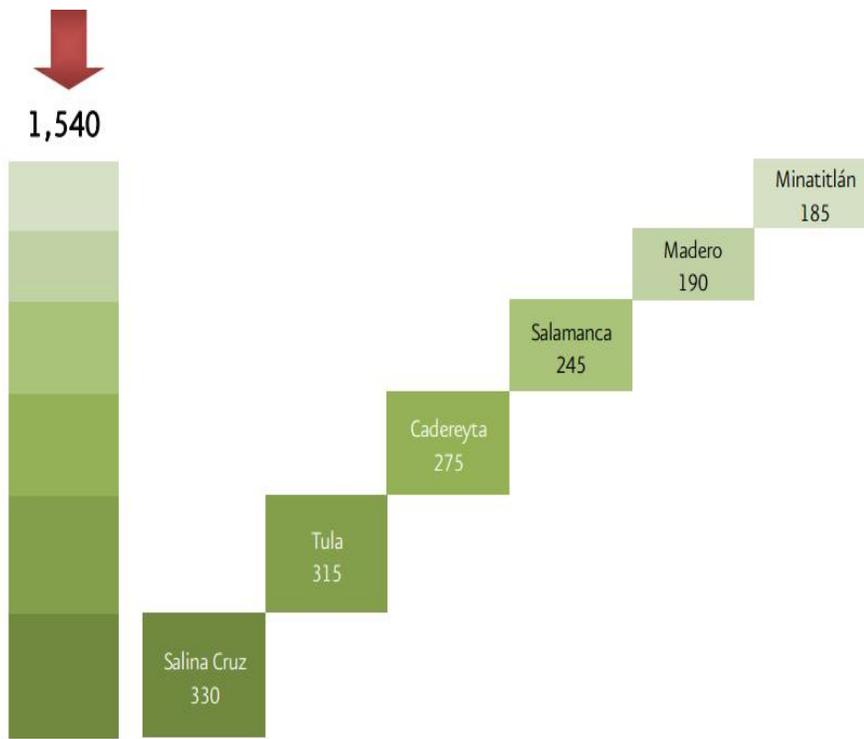
MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

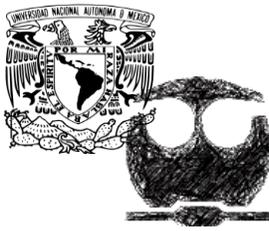
2.3.3 REFINERÍA “ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME” EN SALINA CRUZ, OAXACA

Con el objetivo de elaborar los productos petrolíferos que cubrieran parte de la demanda nacional, basándose en las necesidades de consumo, además de realizar la exportación de crudo y destilados por las costas mexicanas del litoral del Pacífico, Petróleos Mexicanos proyectó la construcción de la Refinería Ing. Antonio Dovalí Jaime, la cual inició sus operaciones en el mes de abril de 1979, y desde entonces ha sido un centro de refinación en constante crecimiento como lo marca la cronología de sus operaciones. Ésta ha registrado un constante crecimiento que la ubica como la más grande del sistema petrolero de refinación en el contexto nacional, con capacidad para procesar 330,000 BPD de crudo.

Gráfica 2-2 Capacidad de destilación primaria instalada por refinería 2007 (Miles de barriles diarios)



Fuente: Petróleos Mexicanos. Base de Datos Institucional



MARCO TEÓRICO

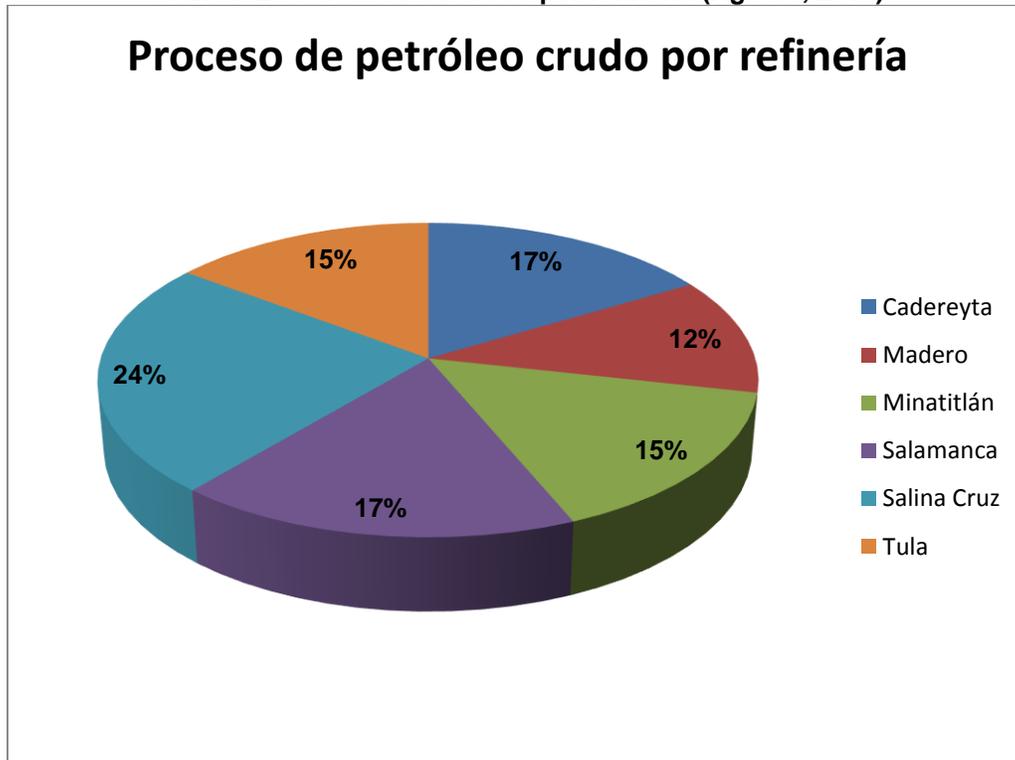
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 2-7 Proceso de petróleo crudo por refinería

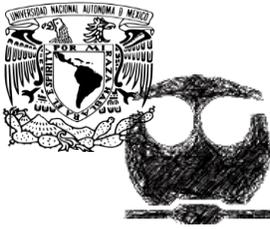
Refinería	Proceso de crudo
	(MBPD)
Cadereyta	174
Madero	127
Minatitlán	161
Salamanca	184
Salina Cruz	255
Tula	156

Fuente:PEMEX. Base de Datos Institucional

Gráfica 2-3 Proceso de crudo por refinería (Agosto, 2015)



Fuente: PEMEX. Base de Datos Institucional



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

2.3.4 RETOS Y POSTURAS DEL SISTEMA NACIONAL DE REFINACIÓN

Al ser comparadas con refinerías equivalentes en otras partes del mundo, las refinerías de Pemex-Refinación registran menores rendimientos de productos de alto valor y mayor consumo de energía.

La industria de la refinación en nuestro país presenta distintos retos, entre los que se encuentran la creciente demanda de los productos derivados del petróleo vinculada al desarrollo económico del país; el compromiso en el cuidado del medio ambiente a través de la elaboración de combustibles cada vez más limpios; maximizar el valor del petróleo procesado mejorando eficiencias y rentabilidad.

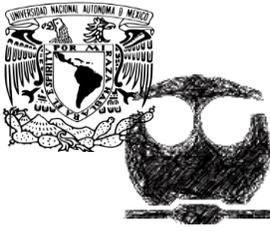
2.4 SIMULACIÓN DE PROCESOS

La simulación de procesos químicos es la tarea de representar un proceso de transformación química o física, mediante un modelo matemático que involucra el cálculo de balances de materia y energía acoplados con el equilibrio de fases y con las ecuaciones de transporte además de la cinética química. Es una herramienta que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de procesos.

De esta manera se busca establecer el comportamiento de un proceso de estructura conocida, y en el que algunos de los datos preliminares de los equipos que componen también se conocen.

Un simulador de procesos es un programa por computadora utilizado para modelar el comportamiento de un proceso químico, mediante la determinación de las presiones, temperaturas y velocidades de flujo.

Los simuladores de proceso permiten:



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I
para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz,
Oaxaca

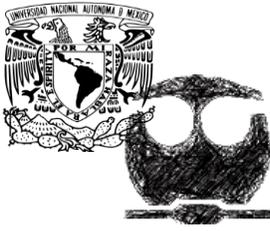
- Prever el comportamiento de un proceso.
- Analizar simultáneamente diferentes casos, variando los valores de las principales variables de operación.
- Optimizar las condiciones de operación de plantas existentes o nuevas
- Hacer seguimiento de una planta, durante toda su vida útil, con el fin de prever ampliaciones o mejoras en el proceso.

Existen tres tipos de modelos que pueden resolverse por medio de la simulación:

1. Análisis de un proceso
2. Diseño del proceso
3. Optimización del proceso

Los simuladores de procesos se clasifican de acuerdo con la estrategia de simulación que utilizan para plantear el modelo matemático que representa el proceso por simular. Así pues, podemos trabajar con dos modos de cálculo dentro del simulador de procesos:

- **Modo Diseño:** de acuerdo con condiciones del proceso requeridas, se parte de un desempeño deseado para encontrar las especificaciones del proceso o equipo que permitan cumplir con esas condiciones.
- **Modo Evaluación:** de acuerdo con especificaciones de diseño suministradas al simulador, se evalúa el funcionamiento de un proceso o equipo para cumplir con condiciones de proceso específicas.



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

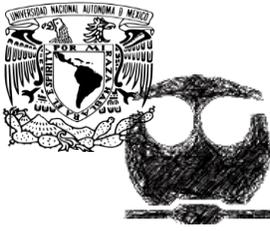
2.4.1 SIMULADOR DE PROCESOS: ASPEN HYSYS.

ASPEN HYSYS es un simulador de procesos en estado estacionario que se utiliza para predecir el comportamiento de un proceso o una serie de operaciones unitarias, a través de las relaciones básicas existentes entre las mismas. Las relaciones y conexiones existentes en el proceso se determinan mediante los balances de materia y energía, el equilibrio de fases, el equilibrio químico y las velocidades de transformación química.

En la actualidad, cuenta con una fuerte aplicación a nivel industrial, principalmente en las fases de diseño conceptual, control, optimización y monitoreo de procesos. Las aplicaciones más importantes desarrolladas en ASPEN HYSYS corresponden a la industria de crudo, procesamiento de gas, refinería y algunas industrias de separación de gases del aire.

Las diversas aplicaciones que se le dan a la simulación han estado motivadas por la necesidad de:

- Mejorar el uso del recurso energético.
- Minimizar costos de operación y emisión de corrientes de residuo que puedan ser contaminantes.
- Incrementar el rendimiento y la eficiencia de los procesos.
- Mejorar el control de un proceso.
- Impulsar la enseñanza del diseño de procesos.



2.5 DISEÑO DE PROCESOS

El diseño de procesos es la parte central de la ingeniería química. Comprende la creación de procesos para la transformación física y/o química de materiales, y se puede considerar su cumbre, colocando a la ingeniería en un contexto social, económico y ambiental.

En el diseño de procesos se generan los diagramas de flujo de proceso, se especifican los parámetros de diseño, se calculan los balances de materia y energía y las especificaciones para los equipos. Gran parte de las decisiones en el diseño del proceso son a largo plazo y no se pueden revertir de manera sencilla, principalmente cuando se necesita una fuerte inversión de capital. Por lo tanto, es importante que el proceso se diseñe con relación a la postura estratégica de largo plazo de la empresa o institución. El diseño se divide en tres etapas: síntesis, análisis, y optimización. La figura 2-3 muestra la estructura del diseño de procesos.

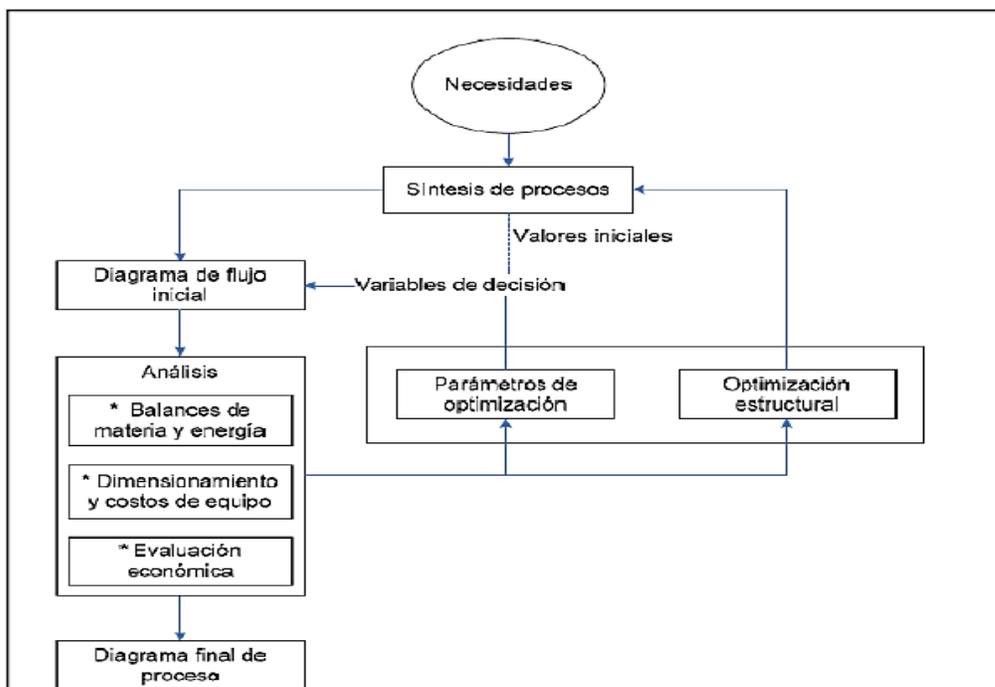
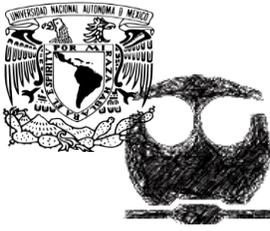


Figura 2-3 Estructura general del diseño de procesos



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

2.5.1 SÍNTESIS DE PROCESOS

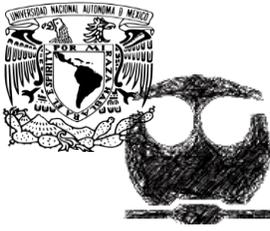
La síntesis de procesos es la etapa inventiva en el diseño en la cual se seleccionan las unidades de proceso requeridas y su interconexión; es decir, comprende tanto la generación de estructuras alternativas técnicamente factibles, como los flujos de materia y energía que satisfagan objetivos previamente establecidos.

Esta tarea involucra la selección de la secuencia óptima de la operación de un proceso, que permita la transformación de materias primas en productos, Estando presentes tanto la necesidad social como una oportunidad económica, se conciben una serie de ideas que involucran materias primas y una serie de procedimientos que logran su transformación.

Los problemas de síntesis de procesos pueden clasificarse en las siguientes categorías:

- Rutas de reacción
- Redes de intercambio de calor
- Secuencias de separación
- Redes de recuperación de energía
- Sistemas de control
- Servicios
- Redes de tuberías
- Diagramas de flujo de proceso

Es en los problemas de síntesis en las redes de intercambio de calor donde se tienen oportunidades de encontrar una red que integre eficientemente toda la energía disponible al menor costo posible; con la ventaja de una gran disminución de los servicios que generalmente son utilizados en proceso actual en estudio, lo cual se conoce como integración térmica.



2.5.2 ANÁLISIS DE PROCESOS

La etapa de análisis de procesos consiste en evaluar las estructuras propuestas en la síntesis de procesos. Durante la evaluación del proceso es necesario determinar las variables relevantes y los valores que estas adquieren durante el proceso, así como los modelos matemáticos que describen las operaciones del proceso, los métodos de convergencia y los modelos termodinámicos que permiten la correcta estimación de las propiedades termodinámicas.

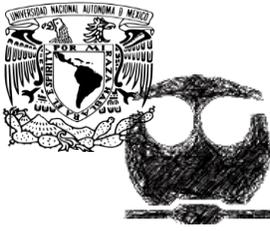
Cada solución al problema original de la síntesis de un proceso implica un nuevo problema de análisis del proceso; una vez que define el diagrama de flujo del problema original, se plantea el análisis de este proceso para establecer las salidas que se obtienen y compararlas con las que se habían estipulado originalmente.

El avance de la tecnología hace posible el uso de computadoras de alta velocidad, estas permiten la simulación matemática compleja de procesos. Las simulaciones pueden identificar las debilidades en el diseño y permiten los ingenieros seleccionar mejores alternativas.

2.5.3 OPTIMIZACIÓN DE PROCESOS

La optimización puede realizarse de dos formas: mediante la manipulación de las variables del proceso o en propuestas de cambio de la estructura del mismo. En la primera lo más común es cambiar las condiciones de operación y en la segunda opción se realizan propuestas de cambios de equipos o interconexión entre los mismos.

El paso de optimización de procesos nos ayuda a realizar una evaluación de nuestro proceso, ya sea una estructura en operación o una nueva propuesta, con lo que se observa que tan eficiente es nuestro sistema y si es factible realizar un cambio significativo para



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

mejorar el proceso. Ya realizada la comparación entre varias propuestas podremos elegir la estructura más conveniente con un mejor uso de los recursos un menor costo.

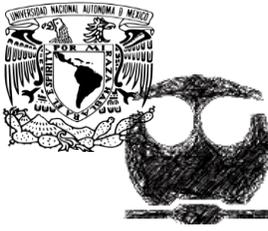
2.5.4 INTEGRACIÓN DE PROCESOS

La integración de procesos es un campo en crecimiento en la ingeniería de procesos. Este término fue desarrollado hace más de veinte años por distintas universidades como UMIST, ICI, RTH Zurich o Leeds y representa opciones para hacer más eficientes energéticamente las operaciones unitarias del proceso, así como la interacción de estas unidades, maximizando la eficiencia energética del proceso. En todos estos años se han podido identificar una gran variedad de objetivos cuando se utiliza como:

- Minimizar el costo total anual identificando el punto óptimo entre los costos de operación y los de inversión.
- Incrementar la producción a través de esta forma para eliminar los cuellos de botella de la Planta.
- Minimizar emisiones indeseables del proceso.

2.5.5 REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR (HENS)

Durante la década pasada, el incremento en los costos energéticos ha hecho que las compañías industriales presten atención a las alternativas para mejorar el aprovechamiento de la energía. La integración energética se aplica a todas las formas de energía, enfriamiento, calentamiento, consumo y generación de corriente eléctrica, presurización y despresurización. Muchos de los esfuerzos en esta área han sido en incrementar la recuperación de calor en procesos químicos.



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Las redes de intercambio de calor HENS, por sus siglas en inglés, son de particular importancia debido a su presencia en los procesos de recuperación de calor. Un HEN es una red formada por dos o más intercambiadores de calor que conjuntamente satisfacen los requerimientos de calentamiento.

Para un sistema dado la síntesis de HENS involucra el responder ciertas cuestiones:

- ¿Qué servicios de calentamiento y enfriamiento deben ser utilizados?
- ¿Cuál es la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento óptima?
- ¿Cómo debe ser conectadas las corrientes frías y calientes?
- ¿Cuál es la configuración óptima para la red de intercambiadores?

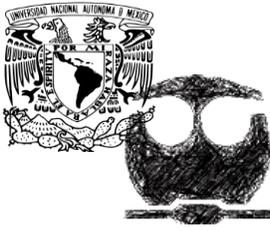
(MM El Halwagi, 2003)

Existen varias alternativas (o metodologías) para resolver un problema en síntesis de procesos:

- Métodos Heurísticos
- Métodos Evolutivos
- Objetivos Termodinámicos
- Métodos Algorítmicos

La que más ha sido aplicada para la síntesis de redes de intercambio de calor es con objetivos termodinámicos.

Dentro de esta metodología, uno de sus propósitos principales es el diseño de redes de intercambio de calor con un consumo mínimo de servicios, los métodos de solución usando este objetivo generan redes que minimizan el uso de servicios de calentamiento y enfriamiento (tales como combustible, vapor, y agua de enfriamiento).



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Los métodos basados en el análisis termodinámico, usando el objetivo de mínimo requerimiento de servicios, han suministrado conceptos fundamentales que sirven para mejorar la comprensión del problema y sus posibles soluciones, de intercambio de calor entre corrientes de proceso.

A través de un diseño correcto de intercambiadores de calor, el análisis “Pinch” indica de qué modo se pueden aprovechar aquellas corrientes calientes y frías de una planta, para intercambiar calor entre ellas, minimizando así el uso de servicios de calentamiento o enfriamiento.

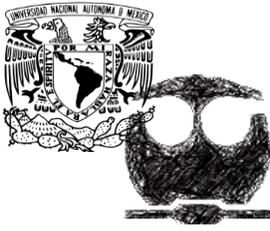
2.6 TECNOLOGÍA “PINCH”

El término análisis “Pinch” fue introducido por Linhoffy Hindmarsh en 1983 para representar un conjunto nuevo de métodos termodinámicos que garantizan un nivel de energía mínimo en el diseño de redes de intercambio de calor.

El también llamado método del punto de pliegue es un método riguroso con un enfoque estructurado para identificar ineficiencias en el uso de la energía de los procesos. Resulta en una evaluación de todas las mejoras viables al proceso, individualmente o en combinación con otro; con el fin de proponer esquemas que conlleven ahorros significativos en la estructura y operación del proceso.

La aplicación de esta técnica determina los niveles de temperatura que dividen las corrientes del proceso en dos: arriba y abajo del punto de pliegue. Esta separación indica en que partes del proceso se requiere la utilización de calentadores y enfriadores, previniendo de esta manera las pérdidas de energía.

En un inicio, esta técnica era utilizada para el diseño de nuevas redes de calor, sin embargo, su uso se ha extendido a la evaluación de redes existentes y a la reestructuración de las



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

mismas. De igual manera, se ha complementado con un análisis de los costos de inversión, los costos operativos y el tiempo de recuperación de inversión.

El método, se basa en información como:

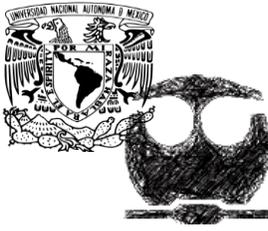
- Flujo de las corrientes
- Capacidad calorífica (C_p) de las corrientes
- Temperatura de suministro (T_{sum})
- Temperatura objetivo o meta (T_m) y
- Acercamiento de temperatura ($\Delta T_{min.}$).

Y a su vez, el método proporciona información como:

- Cantidad mínima de energía requerida en los servicios (calentamiento y enfriamiento)
- El calor intercambiado
- Así como los requisitos para diseñar la red de intercambio de calor para las corrientes consideradas
- El número mínimo de unidades necesarias en dicha red
- El área de intercambio de calor.

Es necesario tener conceptos tales como:

- Corriente de proceso
- Corriente de servicio



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Corrientes de Proceso

En términos de la tecnología “Pinch”, una corriente de proceso generalmente se define como una corriente que sale de una unidad de proceso con dirección hacia otra, y en su recorrido puede ser calentada o enfriada mediante intercambio térmico con otro fluido.

Corrientes de Servicios

Generalmente las corrientes de servicio son utilizadas para calentar o enfriar a una o varias corrientes de proceso, cuando el intercambio térmico entre las corrientes de proceso no es factible o económico. Las cargas térmicas de las corrientes de servicio pueden variar, dependiendo de las cantidades de calor a ser intercambiado en el proceso.

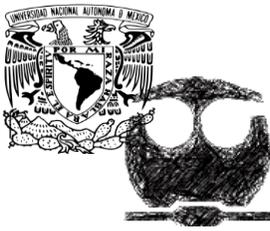
Acercamiento de Temperatura (ΔT_{min})

Es otro concepto importante para poder desarrollar la metodología “Pinch” y es la más baja diferencia permisible de temperaturas entre las corrientes que han de intercambiar energía, como se muestra el ΔT entre dos corrientes.

Para elegir la mejor red se debe realizar un análisis de costos, del cual se obtendrá la más adecuada; esto a partir de la consideración que se hace para los costos de inversión y los diferentes servicios necesarios para la operación de dicha red; a los que se suman otros factores como tipo de proceso, lugar de operación de la planta y condiciones ecológicas.

2.6.1 CURVAS COMPUESTAS

Con las curvas compuestas también es posible determinar el mínimo requerimiento de servicios de calentamiento y enfriamiento que las corrientes deben transferir con los servicios. Para ello, en un diagrama de temperatura-entalpía (T-H) se combinan todas las corrientes calientes en una curva compuesta caliente y todas las frías en una curva



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

compuesta fría. Para generar las curvas compuestas se obtiene el calor (Q) de cada intervalo: Q^H y Q^C , el cual se traza contra la temperatura.

El hecho de que la curva compuesta caliente esté por encima de la fría significa que entre la energía disponible en las corrientes calientes y la requerida en las corrientes frías existe un potencial térmico, y por tanto, es posible el intercambio de calor entre ellas.

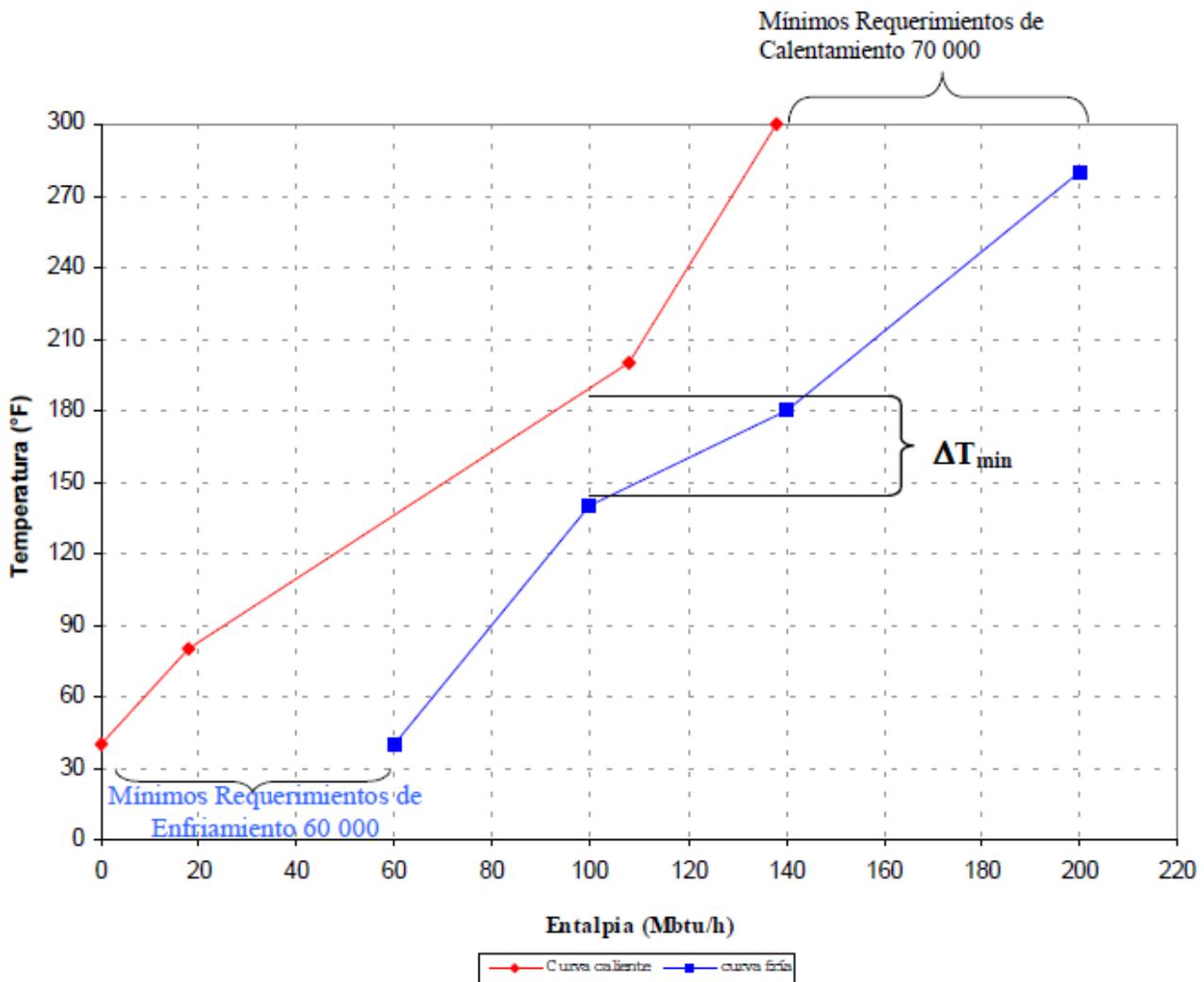
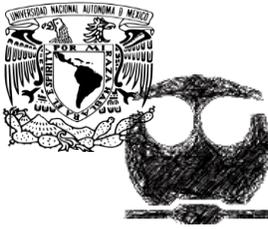


Figura 2-4 Ejemplo de Curvas Compuestas



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Las curvas compuestas darán la mejor combinación entre corrientes frías y calientes, otra ventaja de la construcción de estas curvas es el poder ver a que ΔT_{min} se debe trabajar, ya que de esta forma se facilita el cálculo de éste.

2.6.2 DETERMINACIÓN DEL ΔT_{min}

Generalmente podemos asumir que hay una relación inversa entre la energía y el costo de inversión, y en ocasiones este análisis nos puede indicar la mejor combinación de ellas ya que generalmente la disminución de los servicios implica aumentar los costos de inversión, particularmente en los rediseños.

En la figura 2-5 se presenta la relación entre el costo de inversión y el costo de servicios en función de la ΔT_{min} .

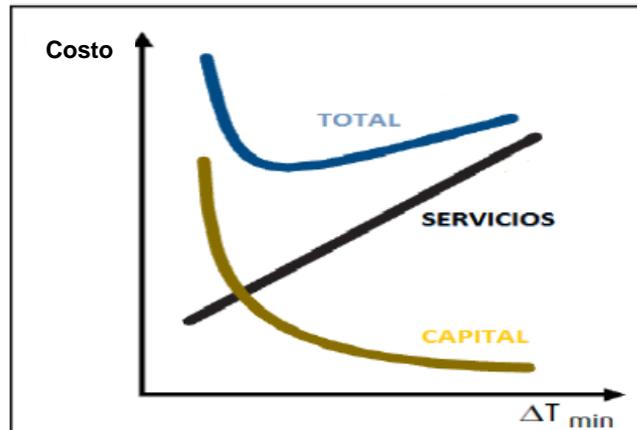
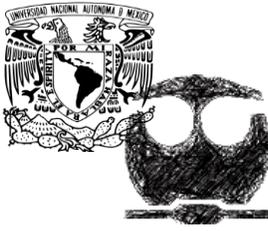


Figura 2-5 Relación de costos de servicios e inversión con costo total

2.7 REDISEÑO DE LAS REDES DE CALOR

El rediseño por medio de la Metodología “Pinch” está enfocado al criterio de costos, debido a que el rediseño de una red es considerado como bueno si cumple con los requerimientos de intercambio y con los requisitos previamente fijados, tales como la cantidad de servicios de calentamiento y enfriamiento consumidos, costos de infraestructura y tiempo de retorno de inversión.



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

En la figura 2-6 se pueden observar cuatro puntos; de los cuales el más importante es el punto A; que presenta el valor óptimo para un rediseño de la red existente, pues equivale a emplear toda el área existente sin invertir nada en equipo; sin embargo, en la práctica se tiene que invertir cierto capital para hacer cambios en una red existente, con lo que se incrementa el área.

Para elegir la mejor de ellas, es preciso transformar en costos el área y la energía requerida y así poder observar el tiempo de retorno para diferentes inversiones a realizar, con lo que se elegirá la inversión más adecuada.

Una vez explicada la filosofía, se expondrá a continuación el procedimiento a seguir en el análisis previo.

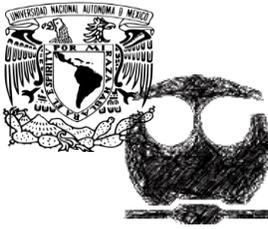
El análisis previo inicia con la evaluación de la eficiencia del área existente en la red.

Para observar los distintos proyectos y que es lo más conveniente se inicia con la evaluación de la eficiencia del área en la red de intercambio de calor existente, la cual se define como la relación entre el requerimiento mínimo de área (AT_x) y el área empleada actualmente en la red (A_x) para una determinada cantidad de energía empleada (EE).

$$\alpha = \left(\frac{AT_x}{A_x} \right) EE$$

En general, el valor de α espera es menor a la unidad, e indica que tan bueno es el uso que se está haciendo del área existente. Si se supone que α es una constante a lo largo de la curva de requerimiento mínimo de área y energía, se obtiene una nueva curva (figura 2-7), la cual se traza considerando la siguiente ecuación:

$$\left(\frac{AT_y}{A_y} \right) = \left(\frac{AT_x}{A_x} \right) = \alpha$$



MARCO TEÓRICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

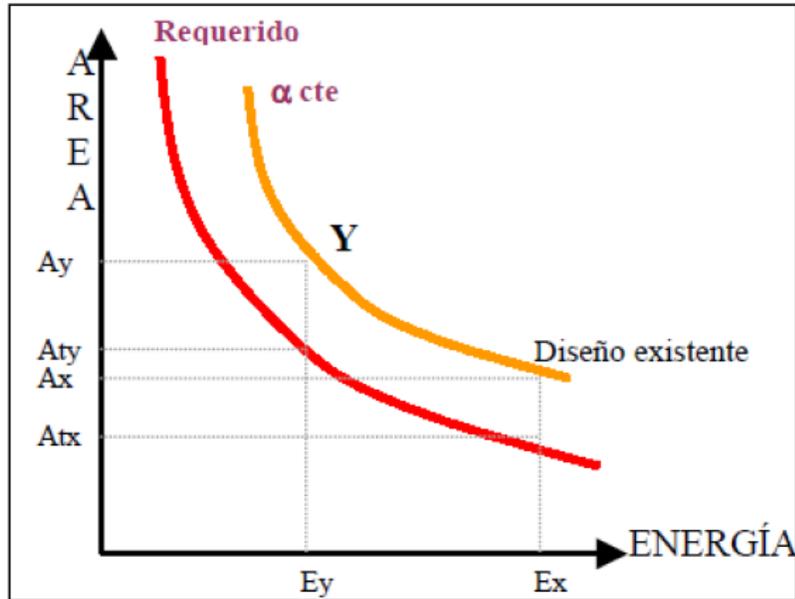
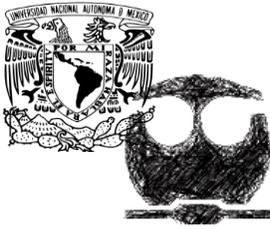


Figura 2-7 Gráfica de área vs energía con α constante

En la Figura 2-7 se distinguen cuatro regiones, una en la cual los diseños son no factibles, dos regiones en las que desde el punto de vista económico no es conveniente rediseñar, y la cuarta donde se pueden hacer buenos rediseños. Esta zona se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva de α constante.

El incremento de área constituye una inversión, que conjuntamente con ahorro originado por los servicios no consumidos son transformados a costos, y con un tiempo de retorno establecido se realiza una línea que nos ayuda a obtener el mejor valor de ΔT min, que será considerado para iniciar el rediseño de la red. Con los datos obtenidos en el análisis previo, como ΔT min base, los mínimos requeridos de servicios al área mínima, se procede a realizar el rediseño.

A partir del gráfico de área mínima contra energía, se obtiene el área que debe ser incrementada para ahorrar una cierta cantidad de energía. Se evalúa el costo de este incremento de área y cuál es el ahorro de energía que se tiene.



OBJETIVOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

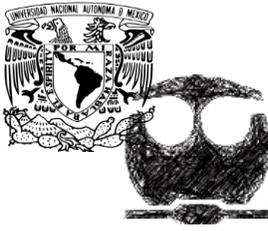
3. OBJETIVOS

3.1 OBJETIVO GENERAL

Efectuar el análisis y simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca.

3.2 OBJETIVOS PARTICULARES

- ❖ Simulación de la Planta Atmosférica I en HYSYS V8.4
- ❖ Simulación de la Planta de Vacío I en HYSYS V8.4
- ❖ Efectuar el análisis energético de la Planta de Destilación Atmosférica empleando el programa ASPEN Energy Analyzer.



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

4. DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

4.1 PLANTA PRIMARIA: DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

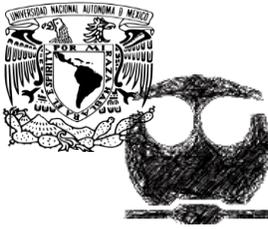
La demanda nacional e internacional que existe de los hidrocarburos derivados del petróleo y la disponibilidad de la materia prima con que cuenta nuestro país por los yacimientos ubicados en los estados de Tabasco y Chiapas hicieron necesaria la construcción de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca, en la cual, se localizan las Plantas Primaria de Destilación Atmosférica y la Planta de Vacío I, objeto de estudio del presente trabajo.

La operación que realiza la Planta Primaria de Destilación Atmosférica, es un método de separación física a presión atmosférica, utilizando como medio de arrastre vapor sobrecalentado y el proceso consiste en elevar la temperatura del crudo, lo necesario, para que en el interior de la torre fraccionadora se efectúe la separación de los diferentes productos contenidos en la carga.

El primer proceso del crudo en una refinería es el de la “destilación atmosférica”, llamada así porque el fraccionamiento del crudo (por destilación) se desarrolla a presión ligeramente arriba de la presión atmosférica.

A las unidades donde se lleva a cabo este proceso se les llama “Planta Primaria”, pues constituyen la etapa inicial en el proceso de refinación del crudo. Cada una de estas plantas tiene una capacidad para procesar crudo que van de 30 000 a 170 000 barriles por día (BPD).

Tiene como objetivo principal, separar el crudo en varias corrientes, llamadas productos primarios o fracciones. Estas fracciones contienen impurezas principalmente



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

compuestos de azufre y metales y no reúnen las especificaciones requeridas para ser utilizados como productos finales, es por esto que constituyen la materia prima para otros procesos en donde se eliminan las impurezas y se adecuan a las especificaciones de calidad.

En el esquema siguiente se muestran los principales productos de una destilación atmosférica:

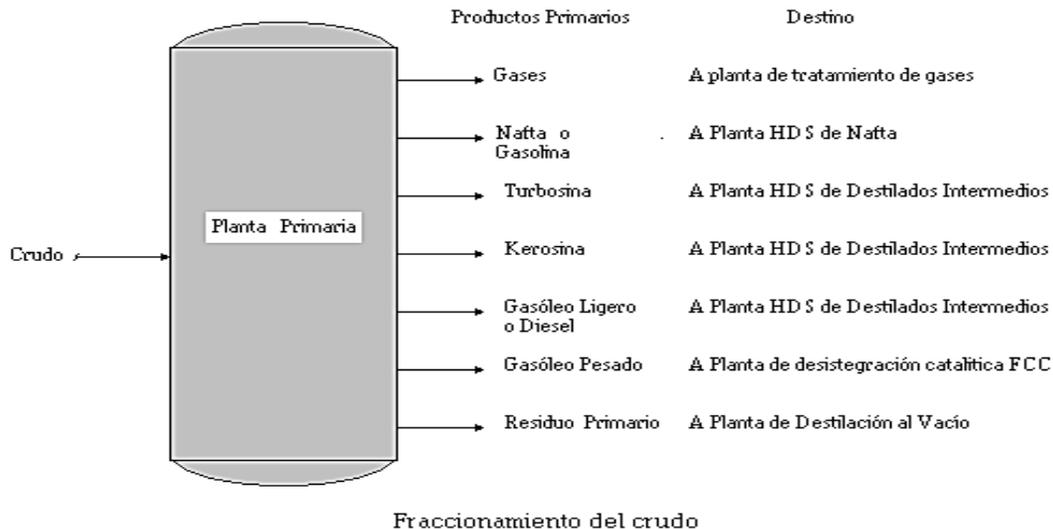
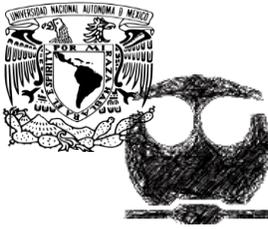


Figura 4-1 Principales productos de una destilación atmosférica

En la figura 4-2, se muestra un diagrama de flujo simplificado del proceso de una Planta de Destilación Atmosférica.



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

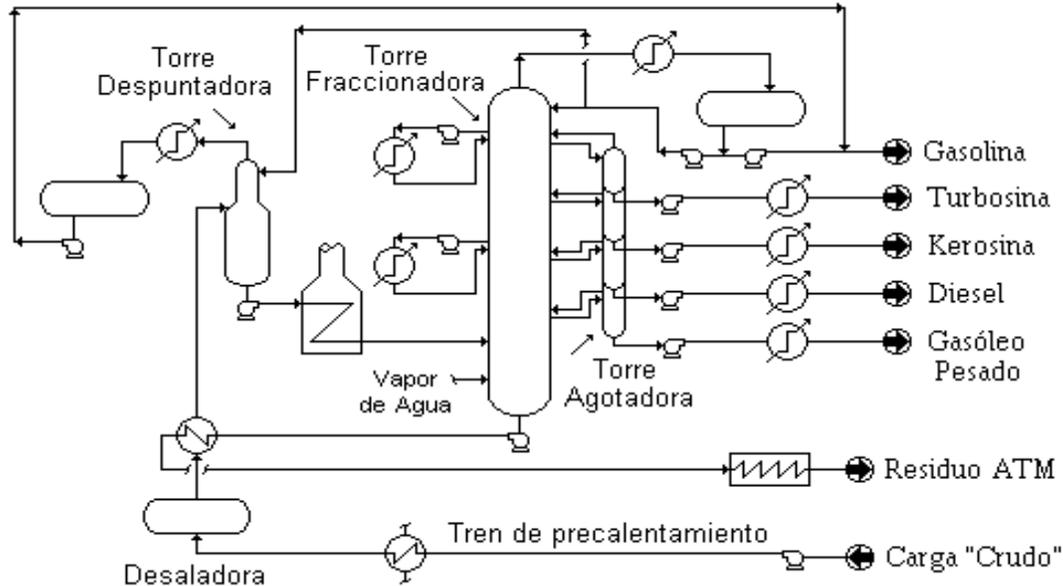


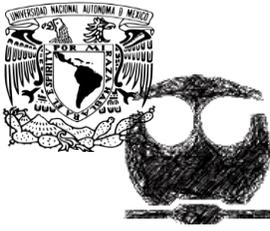
Figura 4-2 Diagrama de Flujo simplificado de una Planta de Destilación Atmosférica

La unidad de destilación atmosférica está diseñada para obtener el máximo rendimiento de destilados, utilizando el proceso de destilación fraccionada del crudo. En este proceso el crudo es sometido a precalentamiento en trenes de intercambio térmico, desalado, despunte y un calentamiento final para alcanzar la temperatura necesaria que permita la separación de la mezcla de hidrocarburos.

A continuación se explica con mayor profundidad cada una de las etapas del proceso.

4.1.1 PRECALENTAMIENTO DE CRUDO PROCEDENTE DE TANQUES DE ALMACENAMIENTO

El petróleo crudo se bombea desde los tanques de almacenamiento en el que se libera de sedimentos y agua libre por gravedad. El proceso se inicia con el precalentamiento del crudo, proveniente de tanques de almacenamiento, a través del tren de intercambio térmico contra los productos de la destilación para alcanzar la temperatura requerida a



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

fin de llevar a cabo el desalado del crudo, que es del orden de 120 a 150 °C, dependiendo el tipo de crudo a procesar.

4.1.2 DESALADO

El desalado es el medio fundamental para purificar el petróleo crudo antes de su refinación; siendo su objetivo principal la eliminación máxima de sal y reducir la cantidad de contaminantes que contiene el crudo de carga, tales como: metales, sólidos suspendidos y filtrables, ácidos y bases, ya que estos y los contaminantes orgánicos, ocasionan diversos problemas de ensuciamiento, erosión y corrosión en los equipos de proceso, que reducen la calidad de los productos e incrementan los costos de operación y mantenimiento de los procesos de refinación.

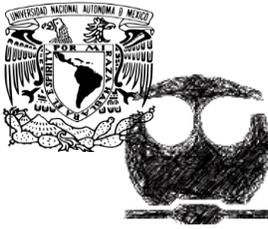
4.1.3 PRECALENTAMIENTO DE CRUDO

Enseguida el crudo desalado se precalienta hasta 220 – 225 °C, en los intercambiadores de calor contra residuo atmosférico, para alimentarse a la zona de vaporización de la torre de despunte.

El precalentamiento del crudo utilizando los productos calientes enfría los productos a la deseada temperatura para bombear a los tanques de almacenamiento. Esto es esencial para la economía de la unidad en términos de conservación de la energía y la utilización.

4.1.4 TORRE DESPUNTADORA

La torre de despunte se utiliza para la destilación inicial del petróleo crudo, cuando éste posee una cantidad importante de hidrocarburos ligeros, agua o compuestos sulfurados corrosivos. El crudo, precalentado a unos 235°C, se introduce en una torre primaria (despuntadora) que opera bajo presión (2-3 kg/cm²), como se muestra en la figura 4-3.



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

El producto del domo de la torre de despunte constituye la gasolina de despunte, que se envía a fraccionamiento, y el gas amargo, que se comprime para enviarse a la red de gas combustible, mientras que el crudo despuntado, obtenido por el fondo de la torre, se envía al horno y, a continuación, a la torre principal.

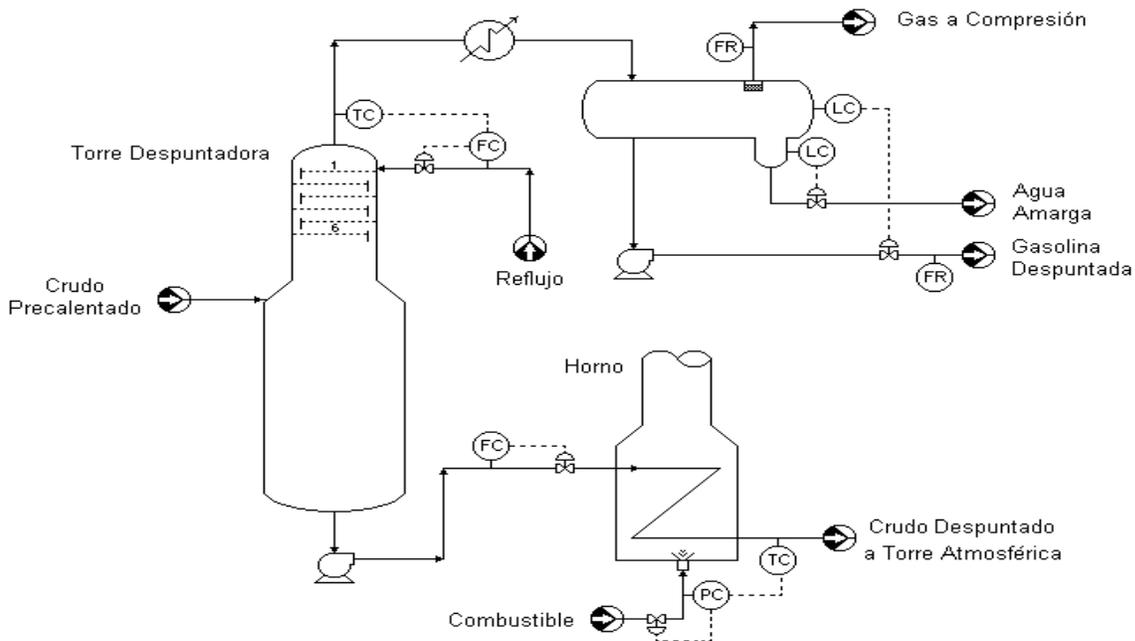
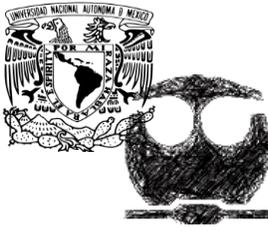


Figura 4-3 Esquema de una sección de despunte de crudo

4.1.5 CALENTAMIENTO A FUEGO DIRECTO

Por supuesto, el precalentamiento no es suficiente, ya que el crudo tiene que ser parcialmente vaporizado en la medida en que todos los productos, excepto para el residuo atmosférico tienen que estar en la fase de vapor cuando el crudo entra en la columna de destilación atmosférica. Por lo tanto se requiere un horno para aumentar la temperatura hasta entre 330 y 385 °C (626 y 725° F) en función del crudo composición.

Del fondo de la torre de despunte, se obtiene crudo despuntado en cual se envía a los calentadores a fuego directo, en ellos se logra un incremento substancial de



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

temperatura (80-150°C) lo cual permite que las condiciones de la alimentación a la torre sea la adecuada para garantizar la vaporización que permita la separación apropiada de sus fracciones.

Se requiere una supervisión continua del funcionamiento del calentador, debido al alto costo de energía que se requiere para su operación (45% del gasto total de operación de una refinería).

4.1.6 SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

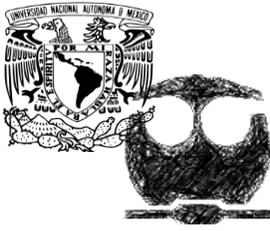
En la torre de destilación atmosférica se lleva a cabo el fraccionamiento del crudo para obtener los diferentes cortes de hidrocarburos como son: por el domo, nafta o gasolina primaria, como extracciones laterales, turbosina, querosina, diesel y gasóleo pesado. La turbosina, querosina, diesel y gasóleo pesado se envían desde su punto de extracción hacia su agotador, con el fin de ajustar su especificación como producto primario.

El calor requerido para el agotamiento, se proporciona en los rehervidores de residuo. Alternativamente para el agotamiento se dispone de vapor de agua de baja presión sobrecalentado, que se inyecta por debajo del último plato inferior de cada torre agotadora.

Características de la destilación de crudo.

La destilación del crudo a diferencia del proceso de destilación convencional presenta las siguientes variantes:

- La fracción más ligera de destilado no es completamente condensable a las condiciones de presión y temperatura presentes en el acumulador de reflujo, esto da como resultado dos fracciones, una líquida y otra vapor.



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

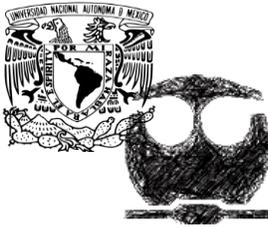
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

- Una pequeña cantidad adicional de vaporización, denominada “overflash”, se emplea para proveer de reflujo adecuado en la sección comprendida entre el punto donde se introduce la alimentación parcialmente vaporizada y la etapa del primer producto (del fondo hacia el domo) extraído lateralmente.
- En este tipo de torres no es posible el uso de rehervidores debido a que la carga es calentada a la máxima temperatura posible antes de entrar a la torre, por esto los destilados y el overflash deben ser vaporizados desde la zona de alimentación. Esto implica que el calor total que ingresa a la torre debe estar contenido en la alimentación.
- El mecanismo de arrastre para el agotamiento se provee con vapor de agua.
- Esta torre presenta agotadores laterales, los cuales son pequeñas torres de 3 a 5 platos donde se agotan los cortes para obtener las características del crudo deseado, además presenta reflujo intermedios.

4.2 PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO

El residuo primario de una destilación atmosférica todavía contiene una gran cantidad de gasóleo cuando sale por el fondo de la torre fraccionadora de crudo. Para poder extraer este producto se tendría que calentar más el residuo con el riesgo de que algunos de sus componentes se desintegren.

El método más satisfactorio para obtener productos adecuados como carga a una Unidad FCC, es realizar la operación bajo una presión reducida o al vacío. Reduciendo la presión, la ebullición se efectúa a una menor temperatura y se elimina el riesgo de provocar la desintegración.



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

En el siguiente esquema se muestra una Planta de Destilación al Vacío de residuo primario, con sus extracciones de gasóleos como productos laterales.

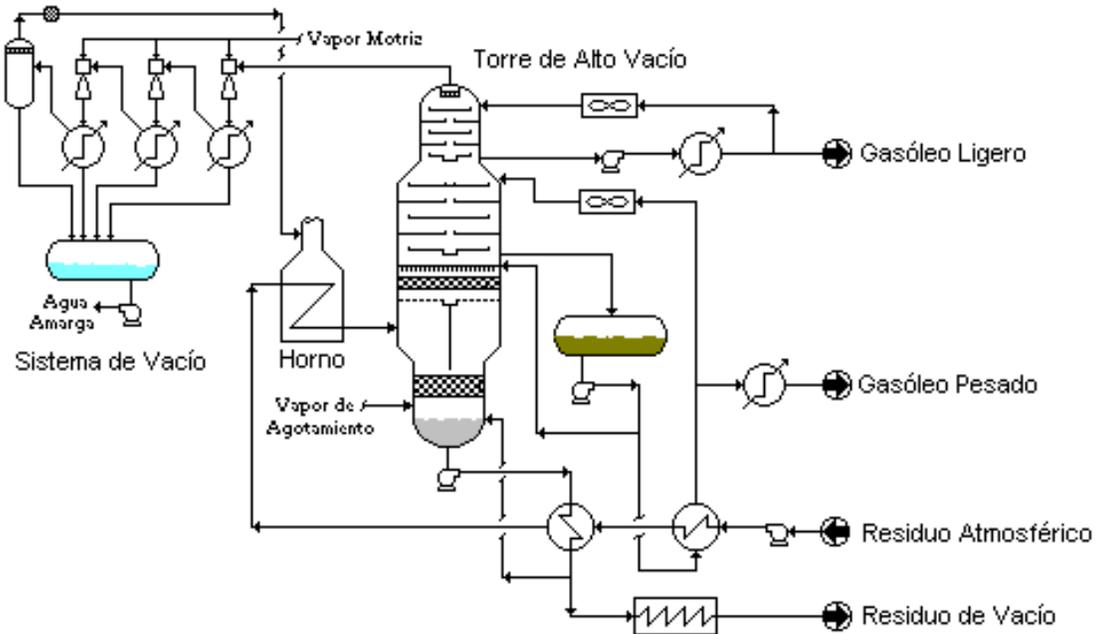
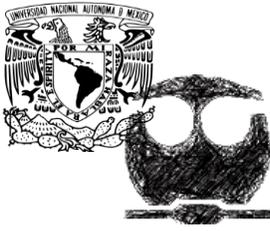


Figura 4-4 Diagrama de Flujo Planta de Destilación al Vacío

La unidad de destilación al vacío tiene como finalidad, fraccionar el crudo reducido proveniente de la unidad de destilación primaria. La separación se lleva a cabo mediante destilación al vacío.

Los productos que se obtienen de esta unidad son: gasóleo ligero de vacío, gasóleo pesado de vacío y residuo de vacío.

Las corrientes de gasóleo ligero y gasóleo pesado son enviadas como carga a la Planta Catalítica FCC. El residuo de vacío se envía como carga a la Planta Reductora de Viscosidad o a tanques de almacenamiento como combustóleo.



DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

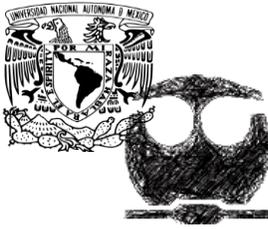
Para llevar a cabo la separación, la planta está integrada por tres secciones que son: sección de carga y precalentamiento, sección de destilación y sección correspondiente al sistema de vacío.

La carga se precalienta a una temperatura de 290–300°C en el tren de precalentamiento contra el gasóleo pesado y residuo de vacío, para continuar hacia el calentador en donde se vaporiza parcialmente el crudo reducido y se eleva su temperatura hasta 395°C. Posteriormente se alimenta por medio de la línea de transfer a la zona de vaporización de la torre, en donde se obtienen como extracciones laterales el gasóleo ligero y pesado de vacío.

Por el fondo de la torre, sale el residuo de vacío que ha sido agotado y es enviado mediante las bombas de fondo al tren de precalentamiento en donde se enfría hasta 290°C, posteriormente se envía a la Planta Reductora de Viscosidad. Una parte del residuo se recircula al fondo de la torre para mantener una temperatura de 360°C en el residuo del fondo, con lo cual se evita la coquización y se protege la operación de la bomba de fondos contra cavitación.

El vacío se efectúa mediante un sistema de eyectores de vapor. El sistema de vacío elimina de la torre los vapores que no se pueden condensar y cualquier otro gas incondensables. Los vapores van a un condensador de superficie, mediante el empleo de este y de los eyectores, los vapores son eliminados del sistema.

El condensado que se obtiene en el tanque de sellos del sistema de vacío, se envía al sistema de tratamiento de aguas amargas y los gases incondensables se queman en la chimenea de los calentadores de carga.



5. SIMULACIÓN

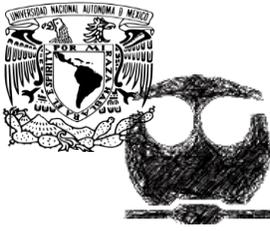
En este capítulo desarrollaremos el alcance y objetivo planteado en capítulos previos, por lo que, es la parte central del trabajo. En primer lugar abordaremos los temas concernientes a la simulación de la Planta de Destilación Atmosférica. Posteriormente, se desarrolla la explicación referente a la simulación de la Planta de Destilación al Vacío. Se explicarán los temas más importantes para la generación de la simulación del proceso, tomando como base los datos expresados en el Diagrama de Flujo de Proceso del mismo.

5.1 SIMULACIÓN DE SECCIÓN DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA

Veremos la simulación de la planta en dos partes. La primera parte, el tren de precalentamiento, está compuesta por una serie de intercambiadores de calor, una torre desbutanizadora y un horno; su función es acondicionar la corriente de alimentación de crudo a las condiciones de entrada en la columna. La segunda parte es la torre de destilación propiamente dicha, cuya función es separar fracciones más ligeras.

1. Creación de un nuevo caso.

El programa de simulación de procesos empleado para el desarrollo de este trabajo es ASPEN HYSYS en su versión 8.4 Al iniciar, lo primero que tenemos que hacer es crear un nuevo caso. Nuestra alimentación al proceso es un crudo, por ello, se utilizó la herramienta Oil Manager donde se realizó la caracterización del mismo.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

2. Introducción de componentes y elección del modelo termodinámico.

El siguiente paso en la simulación fue añadir los componentes. Los compuestos añadidos inicialmente son los ligeros finales (propano, isobutano, n-butano, isopentano y n-pentano) y agua.

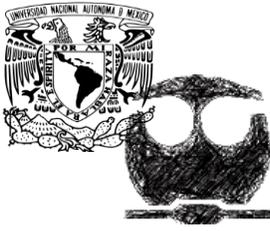
Una vez introducido estos compuestos iniciales y antes de empezar con la definición del crudo debemos elegir el método termodinámico a usar en la pestaña Fluid Pkgs.

En la simulación encontramos compuestos no polares y una mezcla no ideal de compuestos, por lo tanto nos tendremos que servir de modelos basados en ecuaciones de estado y más concretamente en las ecuaciones cúbicas. Por lo tanto, como siguiente paso en la simulación, se eligió el modelo Peng-Robinson de la lista de métodos termodinámicos disponible en la pestaña Fluid Pkgs.

3. Caracterización del crudo

El crudo es una mezcla homogénea de compuestos orgánicos muy similar en propiedades y características que hace muy difícil la separación completa de unos de otros que tengan similar rango de temperatura de ebullición. Debido a esto, y a la multitud de compuestos diferentes presentes en el crudo, se deben crear pseudocomponentes, que no serán más que una agrupación de compuestos que están dentro de un rango de temperatura de ebullición o a una determinada temperatura.

HYSYS crea estos compuestos empleando solamente la introducción de una serie de datos fácilmente obtenibles por ensayos en laboratorio de una muestra del crudo.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

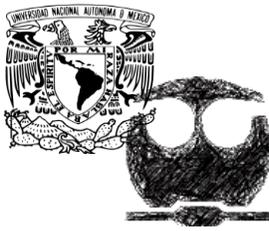
En este caso, fue proporcionado el reporte de una caracterización de crudo correspondiente al mes de julio de 2005. El crudo con el cual se trabajó, es una mezcla 35/65 maya-istmo. Ver anexo 1.

Dentro de esta caracterización, disponemos de una curva de destilación TBP y a partir de esta se obtienen los datos que necesita HYSYS para crear y caracterizar el crudo.

Para transformar estos datos en la caracterización del crudo HYSYS dispone de la pestaña OilManager. Se introdujeron los datos obtenidos del reporte, con los cuales el simulador crea las curvas de las características de laboratorio. Una vez hecho esto, se introdujo la composición de los ligeros finales y los datos extraídos del ensayo de laboratorio en la pestaña Assay.

Para crear el crudo, el simulador genera componentes ficticios según una temperatura de ebullición dada y características de densidad, peso molecular y viscosidad dados.

En la imagen siguiente, se muestran los datos alimentados al simulador.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

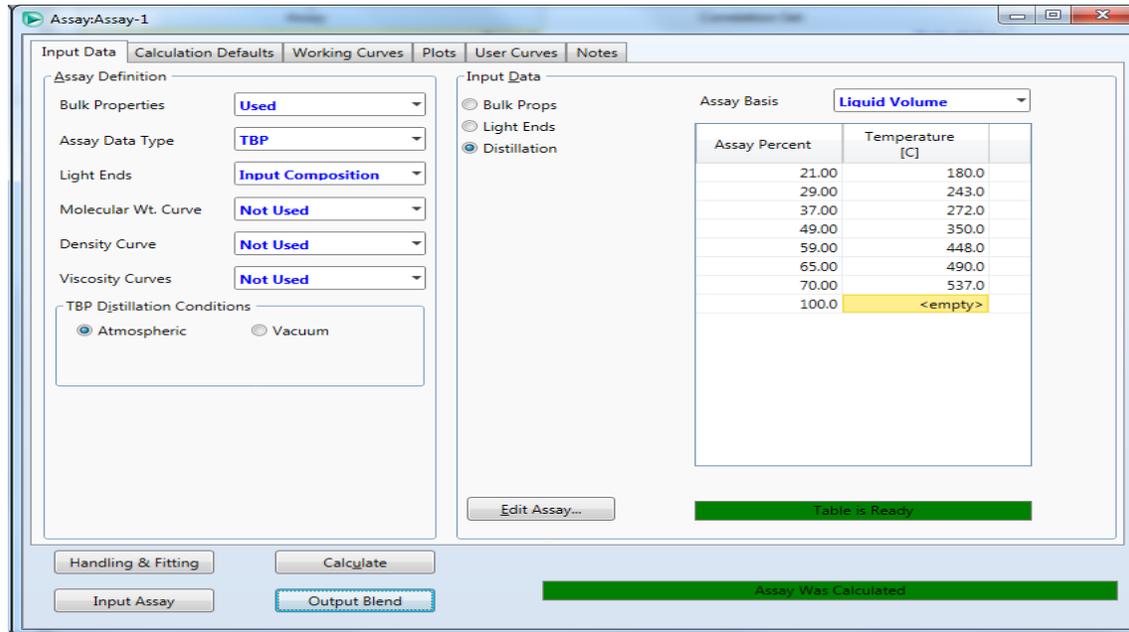


Figura 5-1 Curva TBP alimentada al simulador

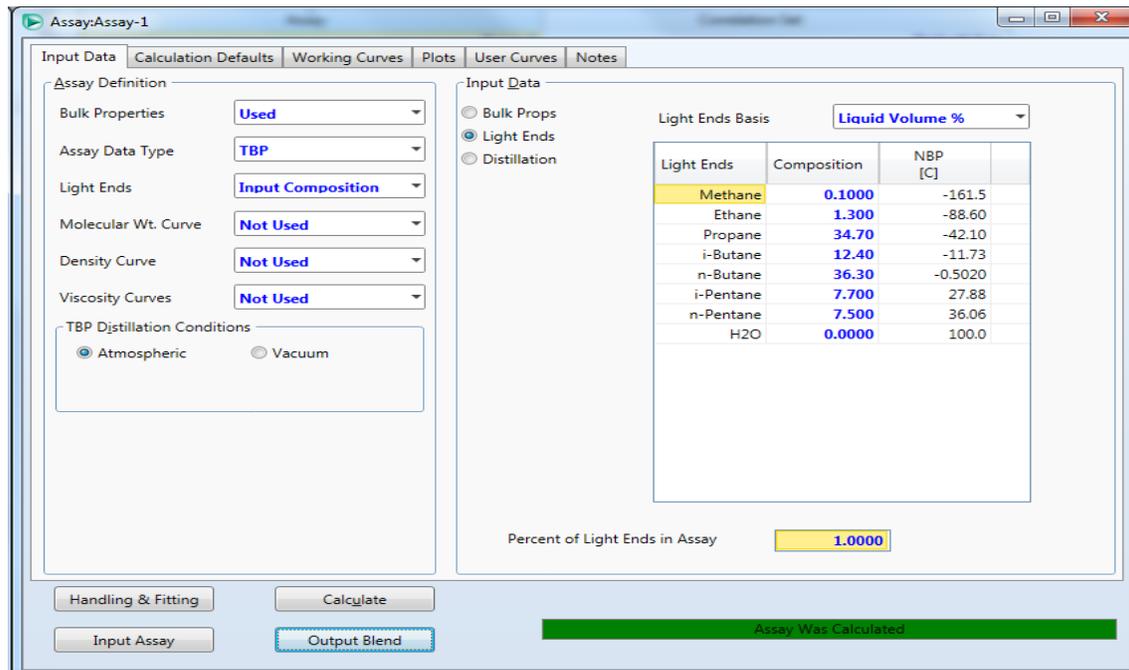
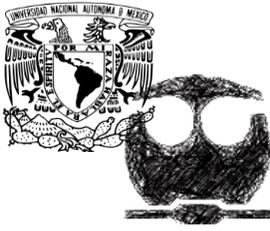


Figura 5-2 Composición de ligeros en caracterización de crudo



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Habiendo efectuado la caracterización del crudo que es la alimentación del proceso analizado, se procedió a comenzar con los cálculos de los diferentes equipos y funciones instaladas. Para ello, ahora se presenta el entorno de simulación, donde se fue construyendo la planta a simular.

4. Creación de las corrientes de alimentación

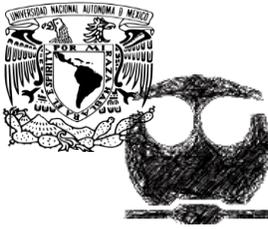
El primer paso dentro de la simulación fue crear las corrientes de alimentación al sistema: el crudo y tres corrientes más, definiendo sus condiciones y composición. Estas corrientes estarán compuestas solamente por vapor de agua y serán utilizadas para administrar calor al sistema y para el arrastre de ligeros en la columna y los agotadores laterales.

5. Definición de los equipos del tren de calentamiento

Una vez creadas las corrientes de alimentación el siguiente paso es comenzar con la instalación de los equipos.

6. Simulación de torre despuntadora

Para iniciar la simulación se supuso que la corriente de alimentación de crudo ya se encontraba precalentada por los diversos intercambiadores de calor con las corrientes de productos. Aunado a ello, se supuso que también había pasado la operación de desalado, por lo que ya se encontraba exenta de agua. Por lo tanto, la primera unidad de operación en la simulación es la torre despuntadora. La torre de despunte se utiliza para la destilación inicial del petróleo crudo, cuando éste posee una cantidad importante de hidrocarburos ligeros, agua o compuestos sulfurados corrosivos.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

En la siguiente imagen, se muestran las condiciones alimentadas al simulador para llevar a cabo su simulación.

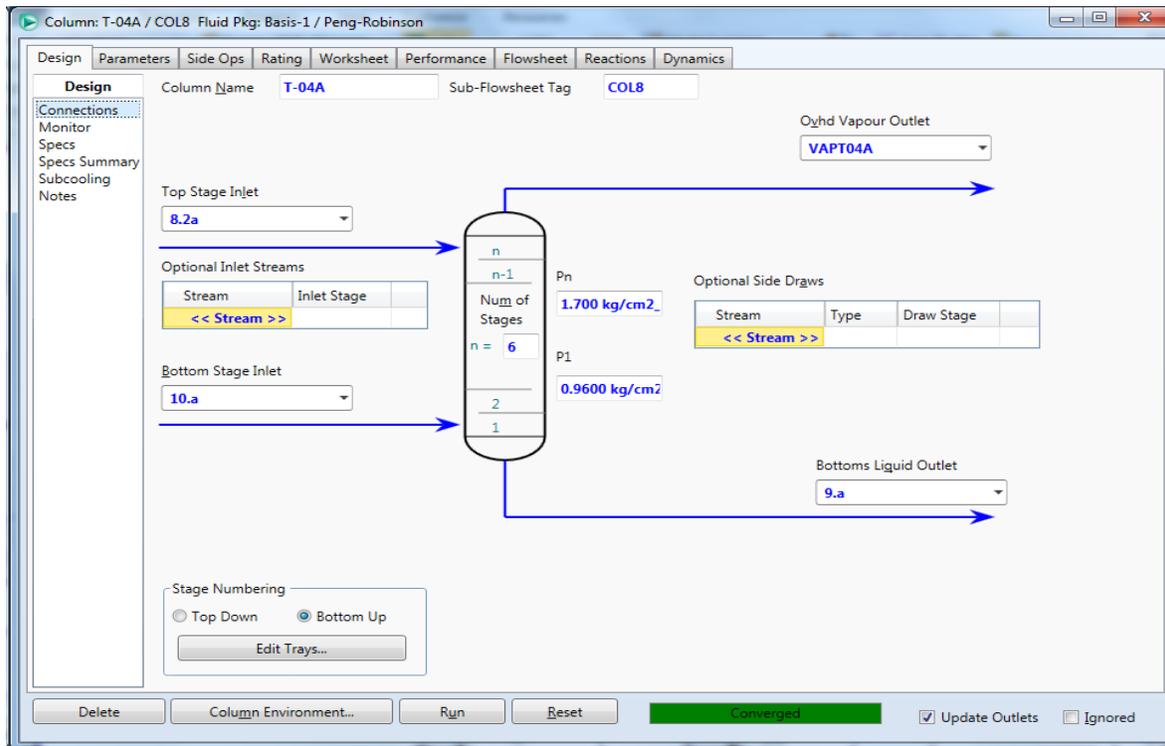


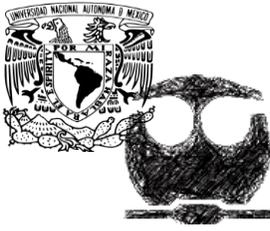
Figura 5-3 Especificaciones para columnas T-04 A y T-04 B

7. Horno

El siguiente equipo que debe ser instalado es el calentador. La clase de horno instalada necesita la especificación de la corriente de entrada, de salida y una corriente de calor.

8. Simulación de columna T-101

Llegamos a la parte más importante de la simulación, la instalación de la torre de fraccionamiento del crudo.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

HYSYS dispone de un número de columnas predefinidas que se pueden instalar y definir completamente. La columna elegida es un Refluxed Absorber.

Al instalar dicha columna y usando la opción “Use Input Expert”, HYSYS te guía en la especificación de esta columna en un especie de tutorial de 4 ventanas, dejándote acceder a la ventana siguiente solo si la ventana anterior está correctamente completada.

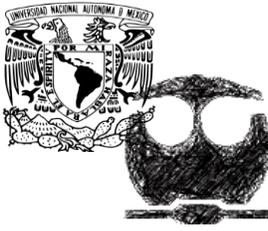
El primer paso fue introducir las corrientes principales del proceso. Además seleccionar el tipo de condensador.

El condensador elegido fue parcial aunque no se tiene salida gaseosa, lo que se tiene serán dos corrientes líquidas: una de agua y otra que contendrá la nafta y los ligeros finales.

El programa también te da la opción de poder comenzar la numeración de los platos por donde queramos, en este caso la numeración comienza desde el fondo de la columna.

Como se observa en el DFP, la columna cuenta con entradas que son recirculaciones del proceso, por lo que, en primera instancia, se simuló sin éstas. Posteriormente, habiendo obtenido las salidas del proceso, se utilizó la herramienta “recycle” para obtener las alimentaciones a la torre, y de esta forma, continuar con la simulación de la planta.

En la siguiente página, hay que definir los valores estimados de presión de salida del condensador, salida por el fondo y pérdida de presión en el condensador. Con estos datos ayudamos a HYSYS a realizar la distribución de presiones a lo largo de la columna.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

La tercera de las ventanas nos pide la estimación de las temperaturas en el condensador, en el plato superior y la temperatura del último plato. Aunque estos datos son opcionales y no sería estrictamente necesario especificarlos, se alimentaron estas temperaturas para facilitar la convergencia.

Concluyendo estos pasos, se introdujeron las especificaciones básicas necesarias para el diseño de la columna.

Para lograr la convergencia de la simulación, se especificó la temperatura en el domo de la columna, así como el flujo volumétrico en BPD, de cada una de las corrientes de salida laterales.

The screenshot displays the Aspen Plus software interface for the design of distillation column T-101. The window title is "Column: T-101 / COL2 Fluid Pkg: Basis-1 / Peng-Robinson". The Design tab is active, showing various configuration options and a schematic diagram of the column.

Design Parameters:

- Column Name: T-101
- Sub-Flowsheet Tag: COL2
- Condenser: Partial (selected), Total, Full Reflux
- Condenser Energy Stream: Q.COND
- Optional Inlet Streams:

Stream	Inlet Stage
15.2	17_Main TS
16.2	11_Main TS
- Bottom Stage Inlet: VAP.T01
- Optional Side Draws:

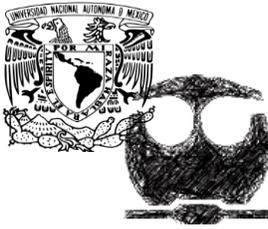
Stream	Type	Draw Stage
AGUA	W	Condenser
18	L	26_Main TS
- Stage Numbering: Bottom Up (selected), Top Down

Column Schematic:

- Number of Stages: 33 (n = 33)
- Pressure (P cond): 0.4600 kg/cm²
- Pressure (P1): 0.9500 kg/cm²
- Delta P: 0.0000 psi
- Overhead Outlets: N
- Bottoms Liquid Outlet: 11.RESIDUO

The interface also includes a "Converged" status indicator and buttons for "Delete", "Column Environment...", "Run", and "Reset".

Figura 5-4 Especificación de corrientes para columna T-101



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

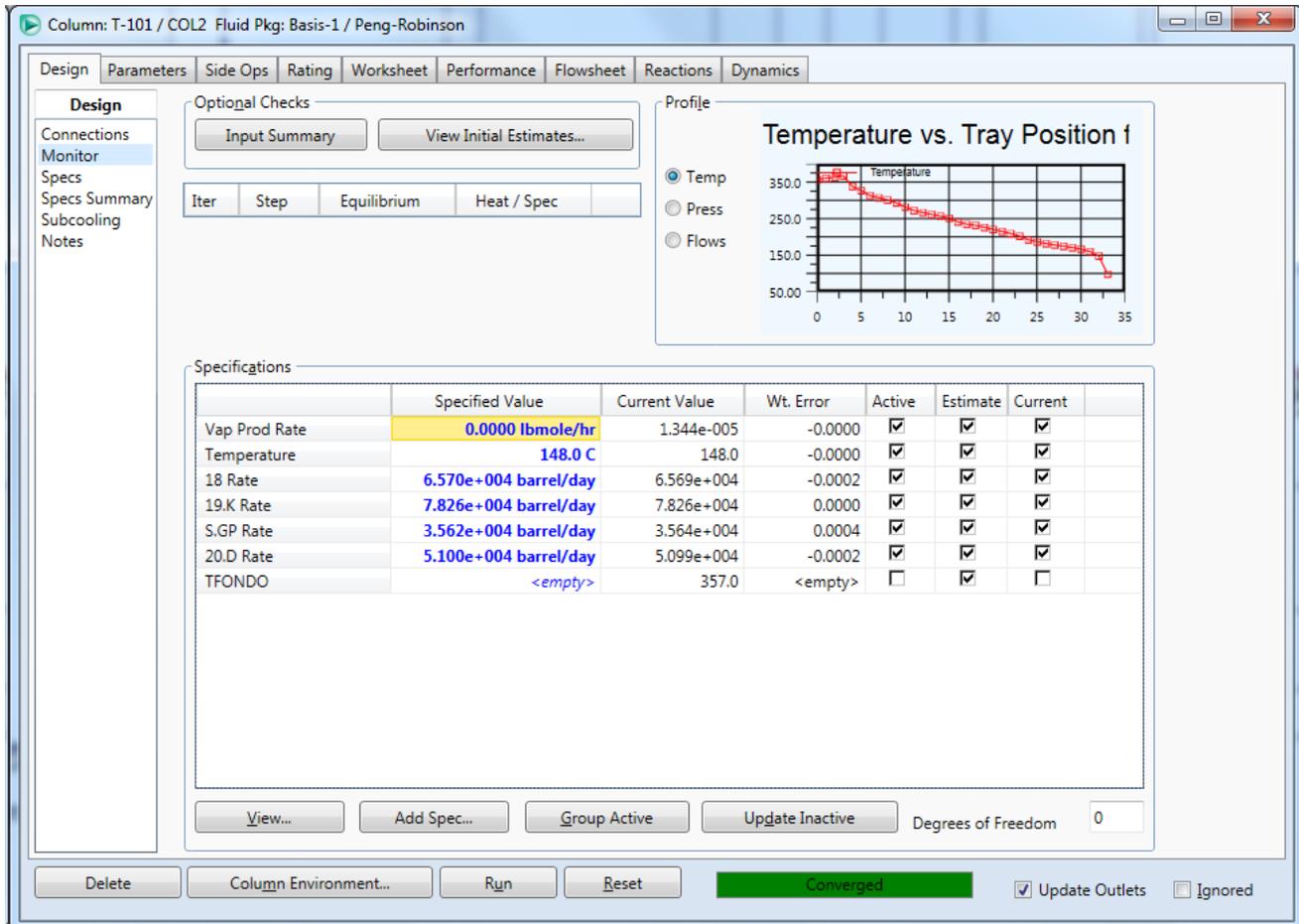
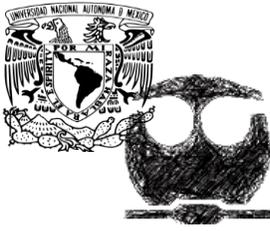


Figura 6-5 Especificaciones para lograr convergencia de columna T-101

Para continuar con la simulación, se cotejaron los resultados concernientes al flujo y temperatura de corte de cada corriente, verificando, que el porcentaje de error entre los datos obtenidos por la simulación y los datos proporcionados sobre la operación de la planta, se encontraran por debajo del 10%.

9. Instalación de rectificadores laterales

La instalación de los rectificadores laterales, se lleva acabo de forma similar a la simulación de la columna T-04.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Es conveniente observar los resultados obtenidos antes de continuar.

Los resultados obtenidos serán vistos y analizados con más detalle más adelante, en el capítulo de resultados.

10. Red de intercambio de calor

Habiendo obtenido resultados aceptables para la convergencia de la columna de destilación, se procedió a colocar los intercambiadores del tren de precalentamiento tal como aparecen en el diagrama del proceso. Al interconectar los intercambiadores se fijó siempre la temperatura de salida del crudo, que ha de entrar a la torre de destilación atmosférica, y el simulador calcula la temperatura y las otras propiedades de las corrientes calientes.

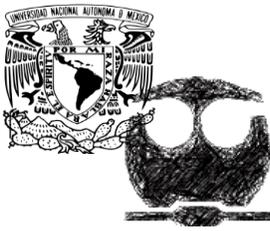
5.2 SIMULACIÓN DE PLANTA DE DESTILACIÓN AL VACÍO

Para llevar a cabo la separación, la planta está integrada por tres secciones que son: sección de carga y precalentamiento, sección de destilación y sección correspondiente al sistema de vacío.

En ésta simulación, sólo se consideraron las secciones de carga y precalentamiento y la sección de destilación.

En primer lugar, la corriente de alimentación a esta sección del proceso fue tomada de la corriente de salida de fondos de la simulación de la Planta de Destilación Atmosférica. Para iniciar la simulación se supuso que la corriente de alimentación de crudo ya se encontraba precalentada por los diversos intercambiadores de calor con las corrientes de productos. Por lo tanto, el primer equipo simulado fue la torre T-201.

La torre es una torre empacada sin condensador y con horno, para simularla se ocupó el icono Refluxed Absorber.



SIMULACIÓN

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Por ser una torre empacada, no se tiene una idea clara de en qué etapa teórica de separación entran o salen las corrientes, pero en base a el DFP se realizó un estimado inicial. Tras obtener los primeros resultados, se procedió a trabajar iterativamente hasta que las propiedades de las corrientes de salida tales como temperatura y flujo, se aproximaron a los balances de materia y energía.

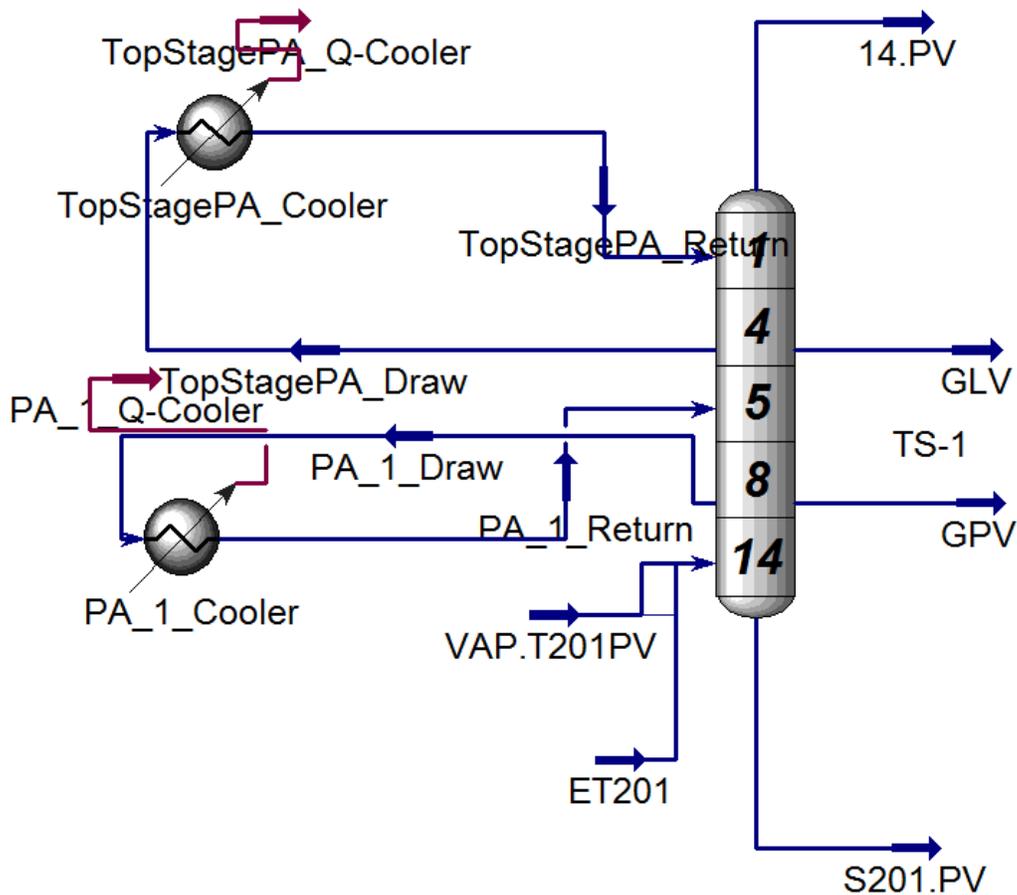
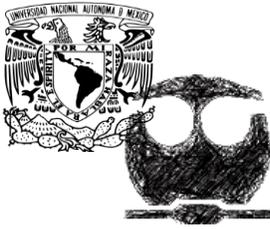


Figura 5-6 Esquema de simulación de columna T-201



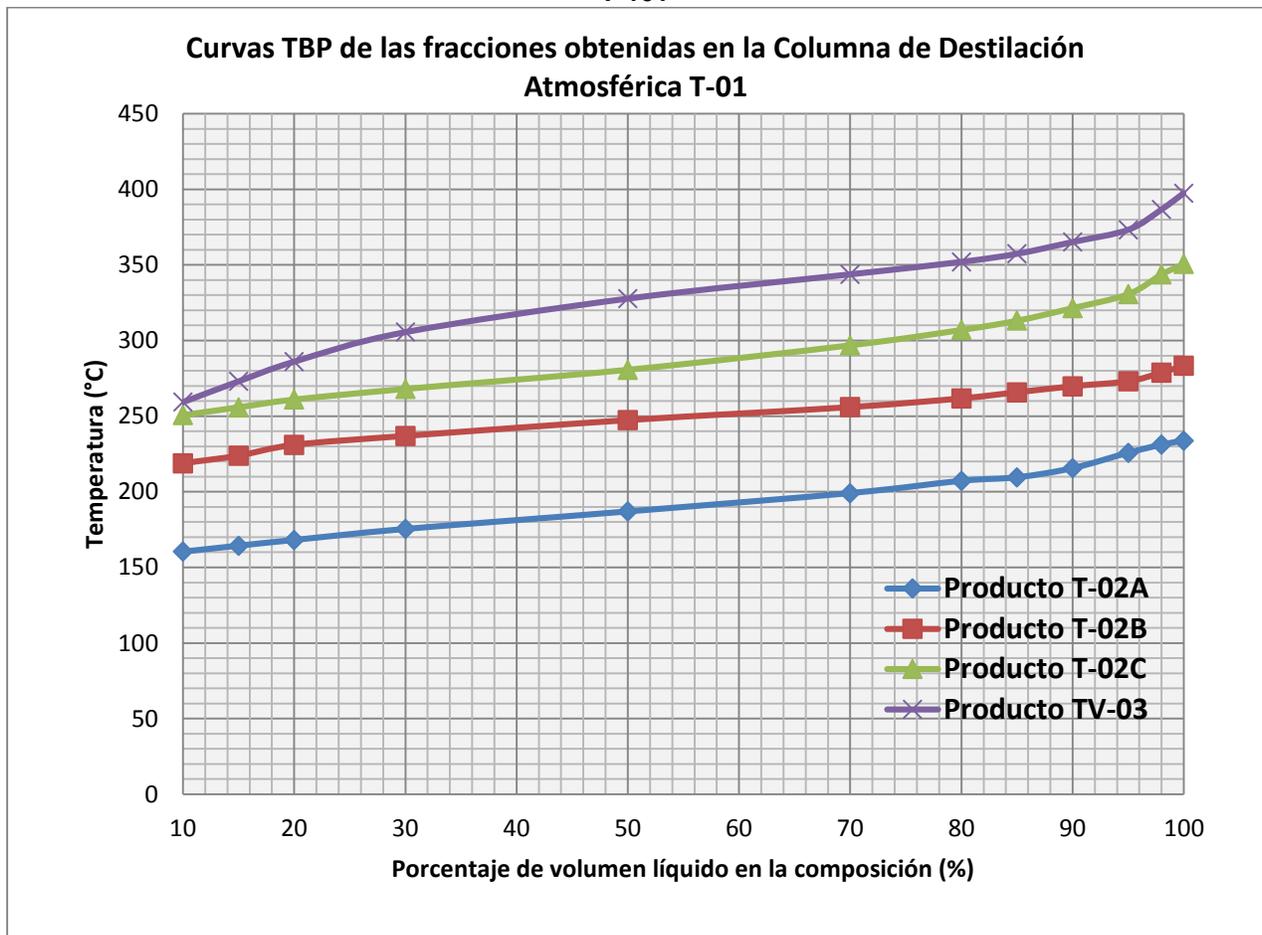
RESULTADOS

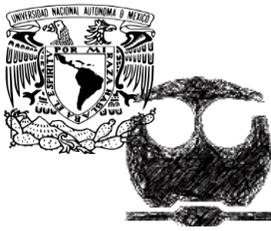
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

6. RESULTADOS

Hasta este punto de la obra, hemos cumplido con la primera parte del objetivo expuesto al inicio de la misma (i.e. simulación de la Planta de Destilación Atmosférica y la de Vacío I). A continuación, se presentan los resultados obtenidos con el esquema de simulación generado. Así mismo, se presentan los porcentajes de error calculados, tomando como referencia los datos proporcionados en la caracterización de crudo y el balance de materia del diagrama de flujo de proceso.

Gráfica 6-1 Curvas TBP de las fracciones obtenidas en la Columna de Destilación Atmosférica T-101





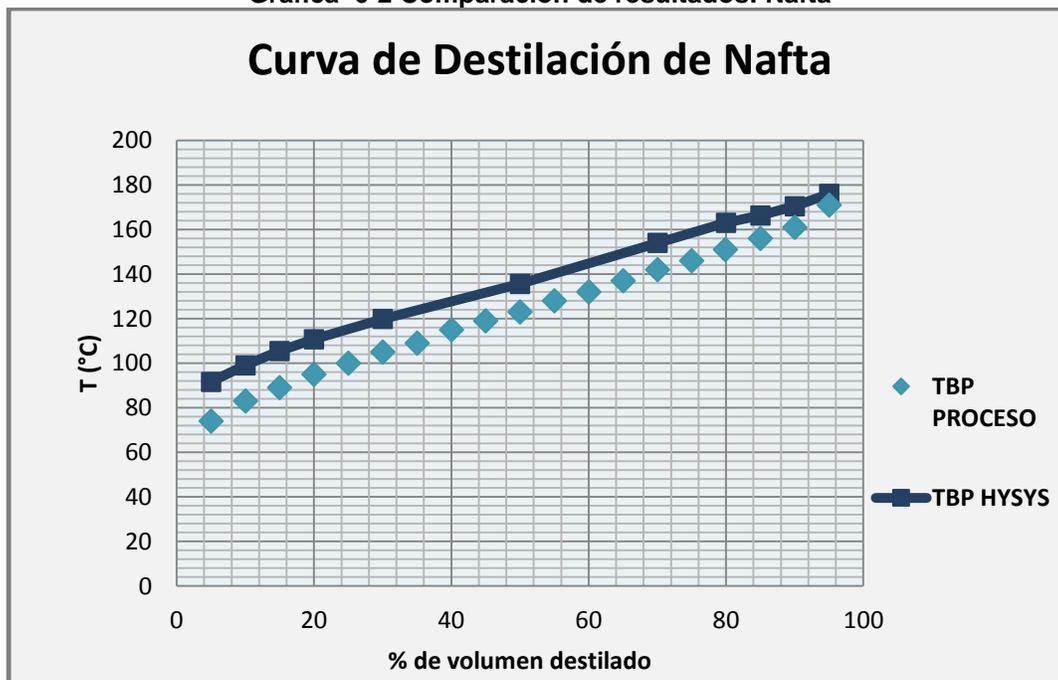
RESULTADOS

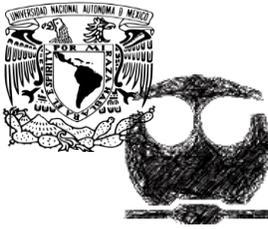
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-1 Comparación de resultados: Nafta

Producto: Nafta			
	Proceso	Simulador	% Error
T (°C)	35.0	38.0	9%
P (kg/cm ² g)	0.1	0.10	0%
F (BPD)	16,975	19,002	12%
TBP 70%	142.0	150.2	
TBP 80%	151.0	159.3	
TBP 85%	156.0	163.7	
TBP 90%	161.0	167.7	
TBP 95%	171.0	173.9	
		% Error promedio	4%

Gráfica 6-2 Comparación de resultados: Nafta





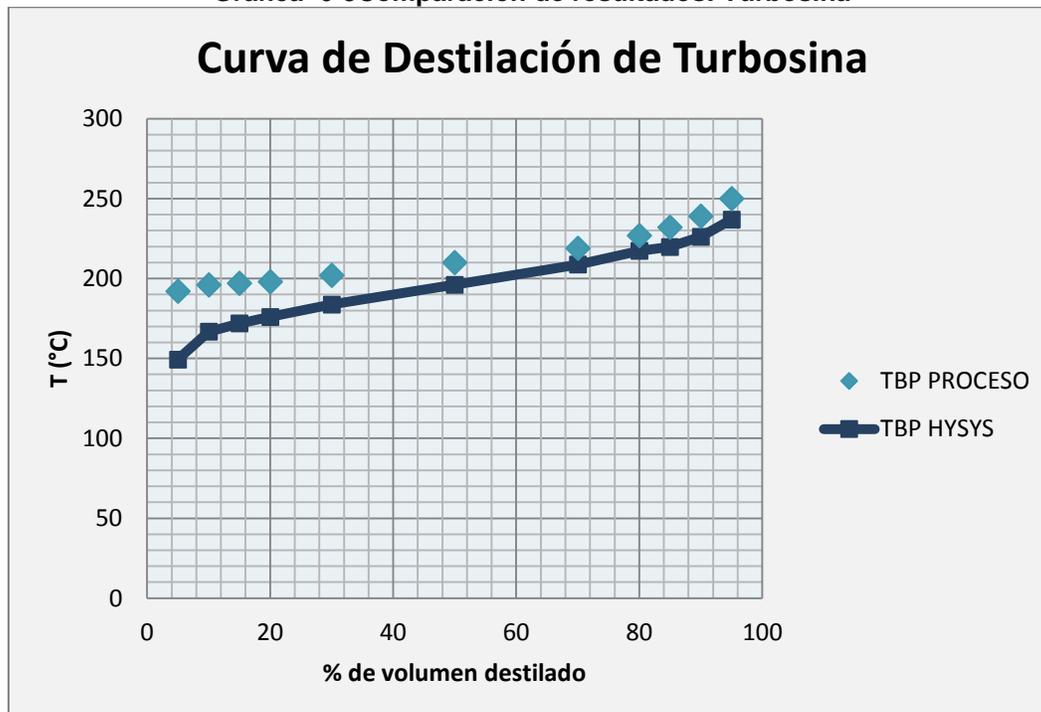
RESULTADOS

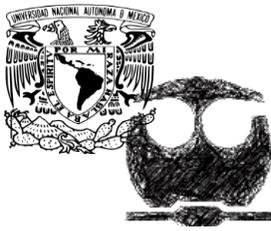
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-2 Comparación de resultados: Turbosina

Producto: Turbosina			
	Proceso	HYSYS	% Error
T (°C)	35.0	35.0	0%
P (kg/cm ² g)	1.14	1.14	0%
F (BPD)	11,900	11,900	0%
TBP 70%	198.9	209.1	
TBP 80%	207.0	217.2	
TBP 85%	210.0	219.6	
TBP 90%	215.3	225.6	
TBP 95%	225.6	235.8	
% Error promedio			5%

Gráfica 6-3 Comparación de resultados: Turbosina





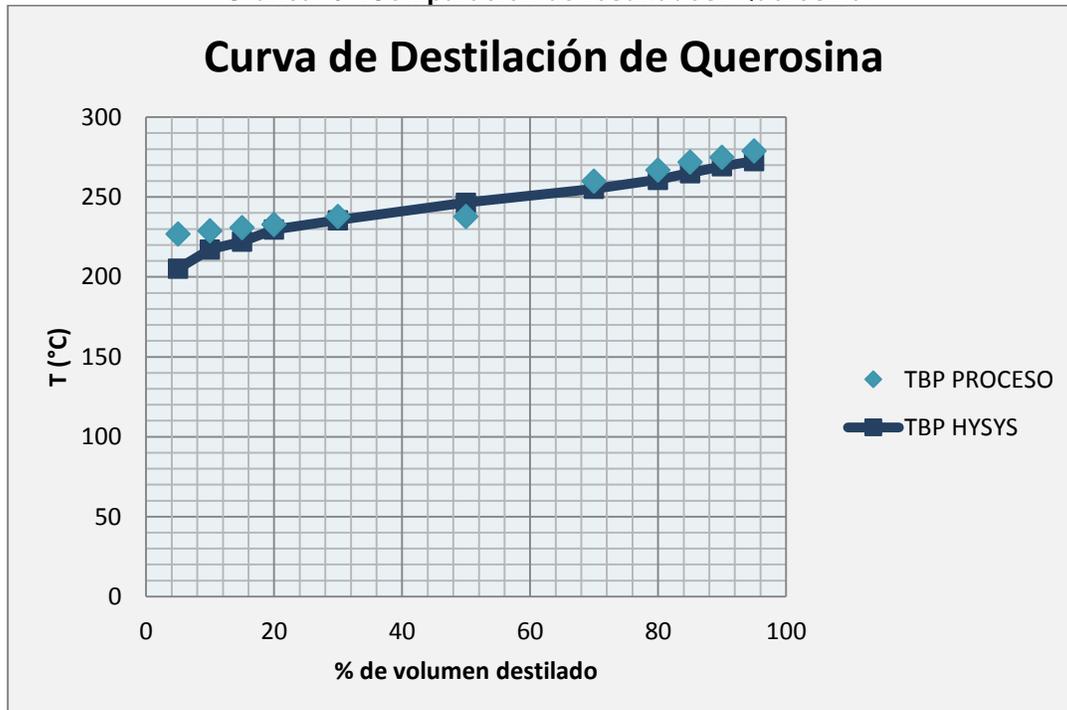
RESULTADOS

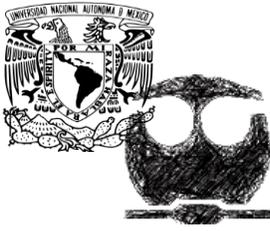
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-3 Comparación de resultados: Querosina

Producto: Querosina			
	Proceso	HYSYS	% Error
T (°C)	37.8	37.8	0%
P (kg/cm ² g)	0.48	0.48	0%
F (BPD)	9,450	9,450	0%
TBP 70%	260.0	255.9	
TBP 80%	267.0	261.7	
TBP 85%	272.0	265.7	
TBP 90%	275.0	269.8	
TBP 95%	279.0	273.0	
% Error promedio			

Gráfica 6-4 Comparación de resultados: Querosina





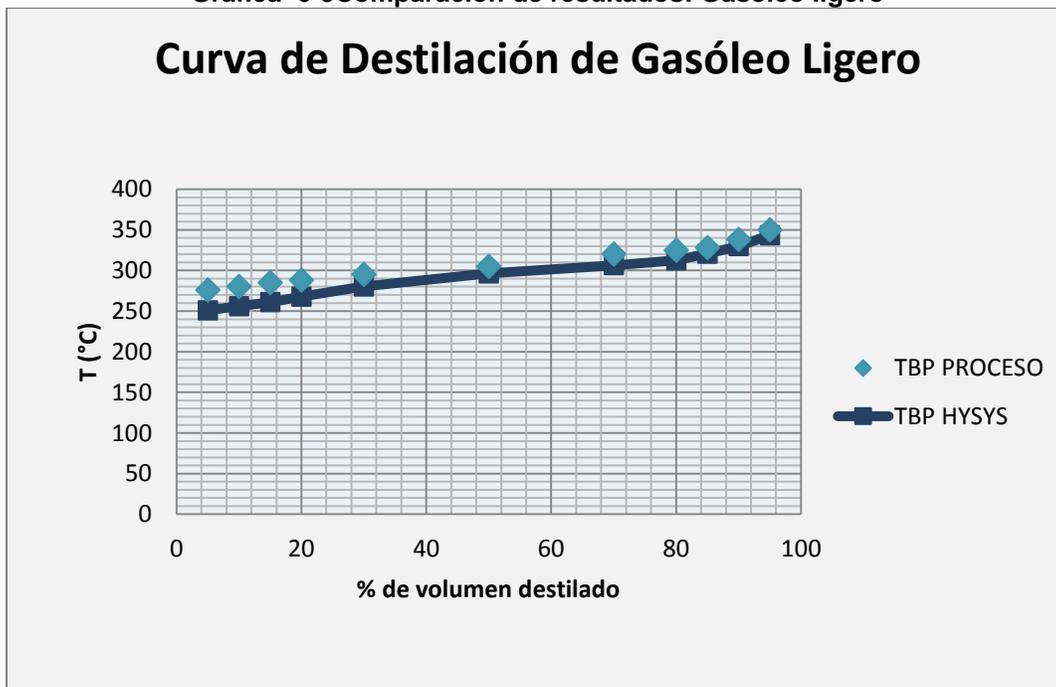
RESULTADOS

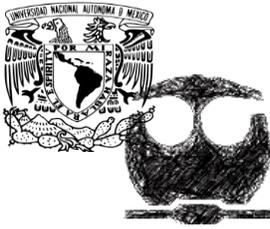
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-4 Comparación de resultados: Gasóleo ligero

Producto: Gasóleo ligero			
	Proceso	HYSYS	% Error
T (°C)	37.8	37.8	0%
P (kg/cm ² g)	1.78	1.78	0%
F (BPD)	21,350	21,400	0%
TBP 70%	320.0	298.9	
TBP 80%	325.0	307.1	
TBP 85%	328.0	313.2	
TBP 90%	338.0	321.5	
TBP 95%	350.0	330.7	
% Error promedio			5%

Gráfica 6-5 Comparación de resultados: Gasóleo ligero





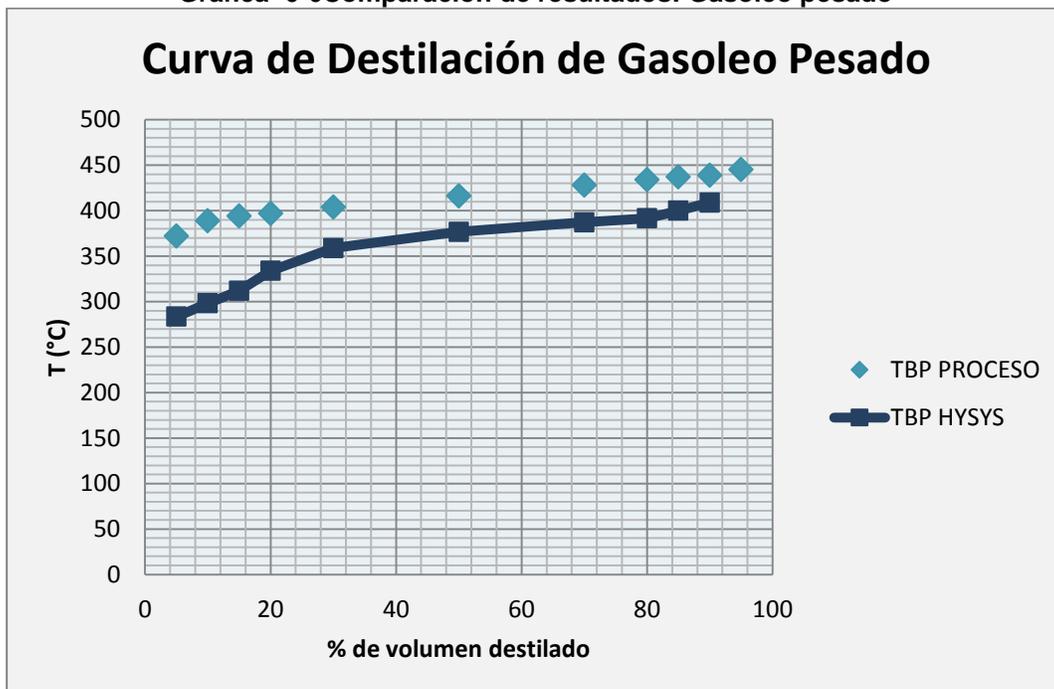
RESULTADOS

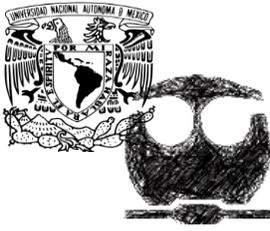
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-5 Comparación de resultados: Gasóleo pesado

Producto: Gasóleo pesado			
	Proceso	HYSYS	% Error
T (°C)	37.8	37.8	0%
P (kg/cm ² g)	5.83	5.83	0%
F (BPD)	7,700	7,700	0%
TBP 70%	428.0	386.9	
TBP 80%	434.0	397.7	
TBP 85%	437.0	402.2	
TBP 90%	439.0	410.8	
TBP 95%	445.0	420.0	
% Error promedio			8%

Gráfica 6-6 Comparación de resultados: Gasóleo pesado





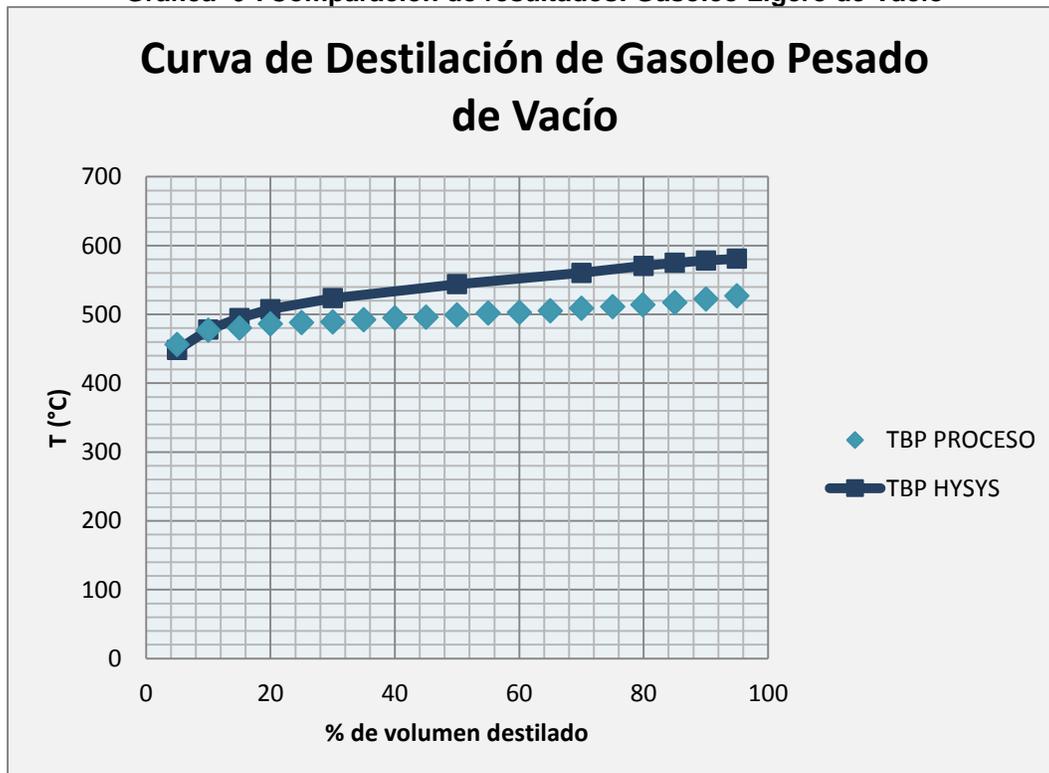
RESULTADOS

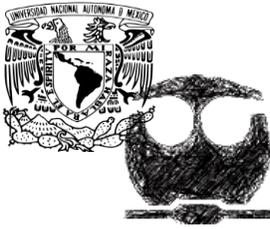
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-6 Comparación de resultados: Gasóleo Ligero de Vacío

Producto: Gasóleo Ligero de Vacío			
	Proceso	HYSYS	% Error
TBP 70%	484.0	451.6	
TBP 80%	496.0	471.9	
TBP 85%	498.0	481.6	
TBP 90%	501.0	496.7	
TBP 95%	503.0	515.9	
			4%

Gráfica 6-7 Comparación de resultados: Gasóleo Ligero de Vacío





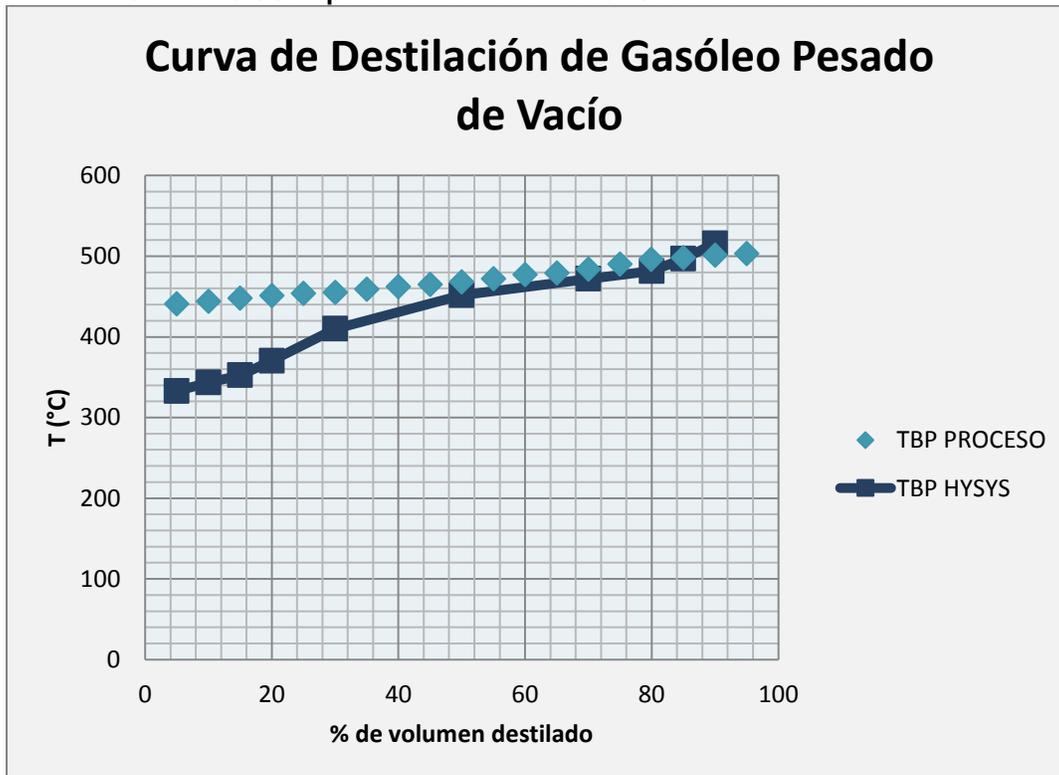
RESULTADOS

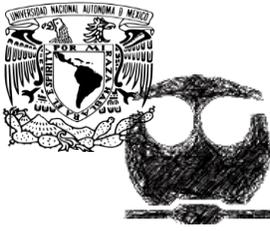
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 6-7 Comparación de resultados: Gasóleo Pesado de Vacío

Producto: Gasóleo Pesado de Vacío			
	Proceso	HYSYS	% Error
TBP 70%	509.0	560.2	
TBP 80%	514.0	570.4	
TBP 85%	517.0	574.7	
TBP 90%	522.0	578.2	
TBP 95%	527.0	580.8	
			11%

Gráfica 6-8 Comparación de resultados: Gasóleo Pesado de Vacío





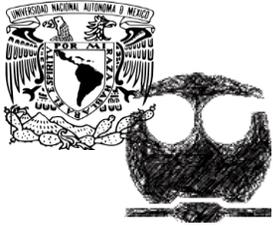
RESULTADOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Para comenzar, se observa que los valores obtenidos en la simulación para los flujos de productos, son los mismos que los disponibles del proceso (establecidos en el cuadro de balance del DFP). Esto se debe, a que se decidió definir la validez de la simulación en cuanto a los flujos de producto; ya que, en una empresa, si bien es importante la calidad del producto, también es de suma importancia cumplir con la cantidad de producción requerida. Ahora bien, podemos observar, que en cuanto a los valores de temperatura de las curvas TBP, se presentan porcentajes de error que van del 4 al 11%; no obstante, las temperaturas de las curvas TBP obtenidas caen dentro de los rangos fijados en la bibliografía para una refinería convencional, por lo que podemos garantizar, que los productos obtenidos sí son nafta, turbosina, querosina, y así sucesivamente.

Las condiciones de salida de los productos tales como presión y temperatura, no presentan complicación alguna, pues, también fueron especificadas durante la simulación.

Es importante destacar, que la caracterización de crudo proporcionada para efectuar la simulación corresponde a una mezcla 35% maya y 65% istmo llevada a cabo en julio del 2005. Mientras que el diagrama de flujo proporcionado corresponde a un escenario en el que la planta tiene la mayor producción de gasolina en 2010. En este caso se desconoce cuál fue la mezcla de crudo alimentada al proceso. Esto limita la posibilidad de obtener una simulación sin errores con las cantidades (flujos), condiciones (temperaturas de salida) y composición de los productos (curvas TBP) deseados, pues, la composición de crudo puede llegar a variar demasiado en menos de un año.



RESULTADOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

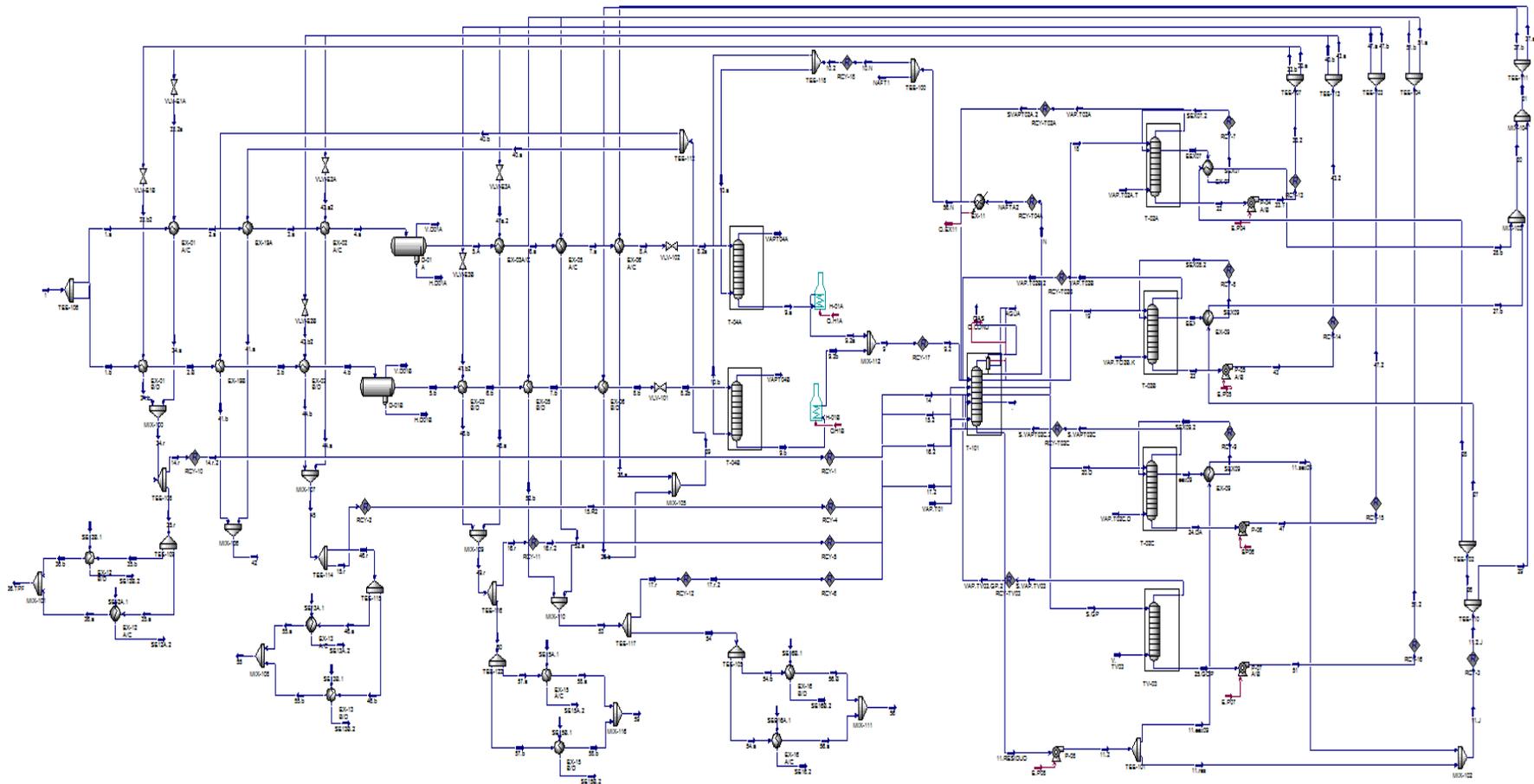
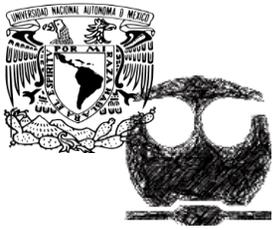


Figura 6-1 Esquema de Simulación de Planta de Destilación Atmosférica



RESULTADOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

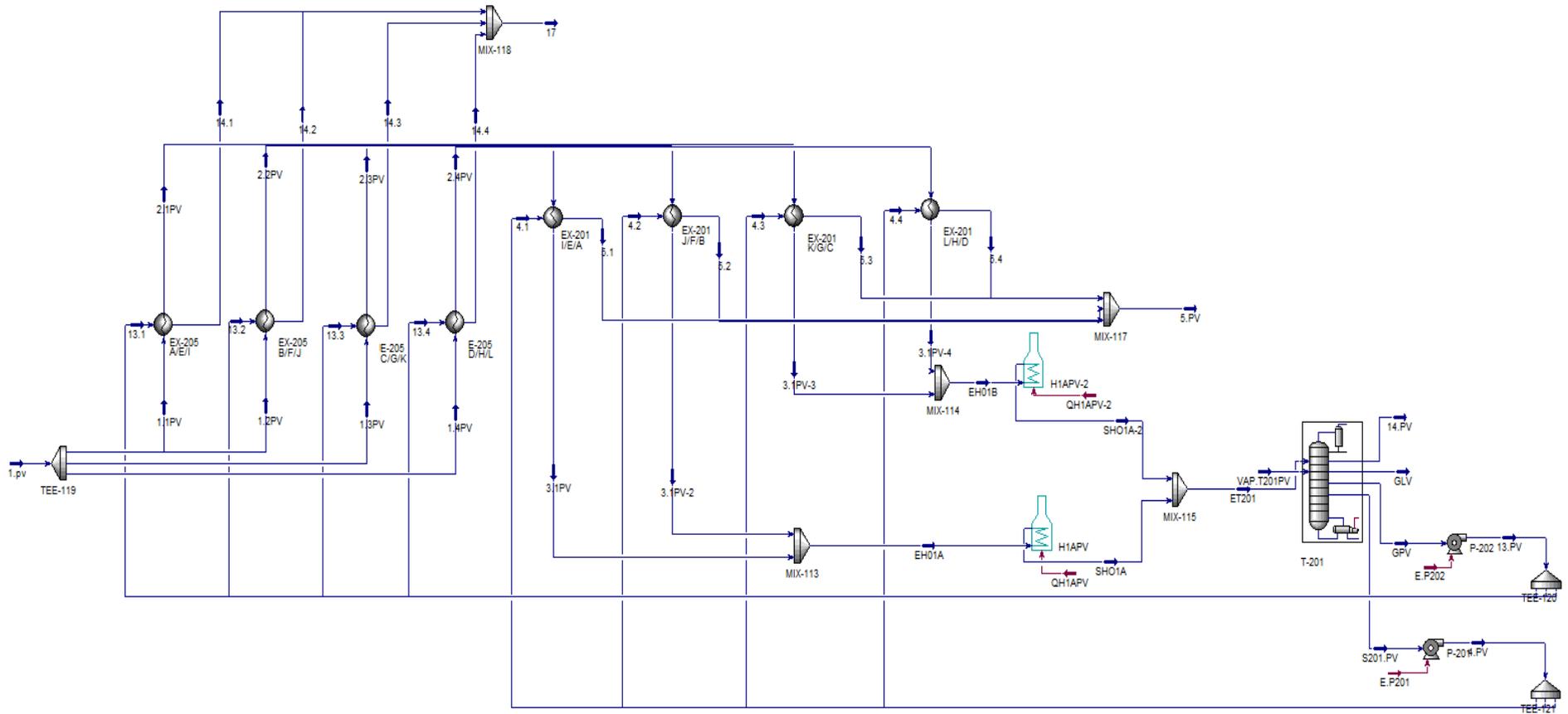
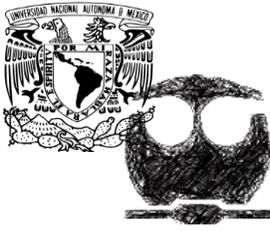


Figura 6-2 Esquema de Simulación de Planta de Destilación al Vacío



ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

7. ANÁLISIS ENERGÉTICO

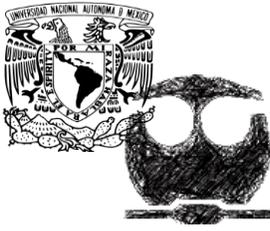
En los años 50's a 70's, el crudo se precalentaba aprovechando el calor de sus productos (querosina, gasóleos y residuo primario). Sin embargo, en la actualidad, se aprovecha adicionalmente el calor contenido en los productos del domo de la torre atmosférica, el calor de los reflujo intermedios y el residuo de vacío.

El aprovechamiento integral del calor disponible en corrientes calientes contribuye a precalentar paulatinamente el crudo a procesar, teniendo como objetivos primordiales el proporcionar una temperatura favorable para la sección de desalado, incrementar la temperatura del crudo hasta su punto de saturación a fin de garantizar un despunte de gasolina adecuado y por último, proporcionar una temperatura al crudo que se alimenta a los calentadores atmosféricos, que proporcionan la carga a la torre fraccionadora lo cual contribuye a que estos trabajen eficientemente.

Las nuevas tecnologías buscan el máximo aprovechamiento de calor, la reducción de la caída de presión y un mayor acercamiento de temperaturas (disminución de ΔT entre corrientes frías y corrientes calientes), propiciando así una mejor operación de las unidades que dependen de estos equipos.

7.1 RED DE INTERCAMBIO ACTUAL

Habiendo obtenido los resultados deseados en la simulación, ahora se realizará un análisis energético del proceso. En este caso, sólo se tomarán en cuenta los equipos concernientes al tren de precalentamiento del crudo en la sección de Destilación Atmosférica.



ANÁLISIS ENERGÉTICO

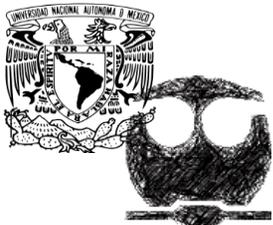
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

En la tabla 7-1, se muestran los equipos que se tomaron en cuenta para efectuar este análisis: intercambiadores proceso-proceso, enfriadores de agua, así como los calentadores a fuego directo. De igual forma, se establece el área y cantidad de calor de cada uno de ellos, tomada del diagrama de flujo de proceso y las hojas de datos de los intercambiadores de calor proporcionadas.

Así mismo, en la tabla 7-2 se listan las corrientes consideradas.

7.2 ΔT MIN DE LA RED DE PRECALENTAMIENTO

Al ser el ΔT_{min} la más baja diferencia permisible de temperaturas entre las corrientes que han de intercambiar energía, este se determinó analizando las temperaturas de entrada y salida en los intercambiadores proceso-proceso. En la tabla 7-3 podemos observar el tratamiento de datos para encontrar el ΔT_{min} de operación del tren de precalentamiento. Como se ve, éste es 16 °C.

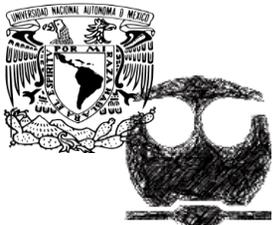


ANÁLISIS ENERGÉTICO

**Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería
"Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca**

Tabla 7-1 Listado de equipos considerados para el análisis energético

NOMBRE DEL EQUIPO	TIPO	ENERGÍA TÉRMICA (Q)	ÁREA	LADO CORAZA			LADO TUBOS		
				CORRIENTE	Tentrada	Tsalida	CORRIENTE	Tentrada	Tsalida
		MMBTU/h	ft ²		°C	°C		°C	°C
EX - 01 A/C	P-P	36.1	6,472.0	TURBOSINA	189.0	98.0	CRUDO	27.0	67.0
EX - 01 B/D	P-P	48.9	8,032.0	TURBOSINA	189.0	98.0	CRUDO	27.0	67.0
EX - 02 A/C	P-P	48.9	8,032.0	QUEROSINA	248.0	124.0	CRUDO	88.0	152.0
EX - 02 B/D	P-P	48.1	6,486.0	QUEROSINA	248.0	124.0	CRUDO	88.0	152.0
EX - 03 A/C	P-P	48.1	6,486.0	DIESEL	360.0	168.0	CRUDO DESALADO	149.0	197.0
EX - 03 B/D	P-P	4.6	498.5	DIESEL	360.0	168.0	CRUDO DESALADO	149.0	197.0
EX - 05 A/C	P-P	2.8	6,426.0	GASOLEO PESADO	340.0	213.0	CRUDO DESALADO	197.0	225.0
EX - 05 B/D	P-P	26.1	8,612.0	GASOLEO PESADO	340.0	213.0	CRUDO DESALADO	197.0	225.0
EX - 06 A/C	P-P	26.1	8,612.0	RESIDUO	279.0	247.0	CRUDO DESALADO	225.0	242.0
EX - 06 B/D	P-P	4.6	292.0	RESIDUO	279.0	247.0	CRUDO DESALADO	225.0	242.0
EX-07	P-P	4.6	292.0	RESIDUO	338.0	304.5	TURBOSINA	188.0	196.0
EX-08	P-P	5.4	572.5	RESIDUO	338.0	304.5	QUEROSINA	229.5	243.0
EX-09	P-P	5.1	1,244.0	RESIDUO	349.0	338.0	DIESEL	296.0	304.5

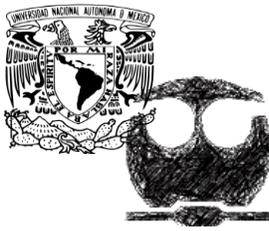


ANÁLISIS ENERGÉTICO

**Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería
"Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca**

Tabla 7-1 Listado de equipos considerados para el análisis energético (continuación)

NOMBRE DEL EQUIPO	TIPO	ENERGÍA TÉRMICA (Q) MMBTU/h	ÁREA ft ²	LADO CORAZA			LADO TUBOS		
				CORRIENTE	Tentrada	Tsalida	CORRIENTE	Tentrada	Tsalida
					°C	°C		°C	°C
EX - 12 A/C	SE	8.9	2,008.0	TURBOSINA	98.0	35.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 12 B/D	SE	7.4	2,018.0	TURBOSINA	98.0	35.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 13 A/C	SE	7.4	2,018.0	QUEROSINA	124.0	38.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 13 B/D	SE	8.7	858.0	QUEROSINA	124.0	38.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 15 A/C	SE	22.0	7,460.0	DIESEL	168.0	38.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 15 B/D	SE	5.1	2,116.0	DIESEL	168.0	38.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 16 A/C	SE	5.1	2,116.0	GASOLEO PESADO	213.0	38.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 16 B/D	SE	19.1	1,802.0	GASOLEO PESADO	213.0	38.0	AGUA DE ENFRIAMIENTO	32.0	44.5
EX - 19 A	P-P	19.1	1,802.0	RESIDUO	247.0	215.0	CRUDO	67.0	88.0
EX - 19 B	P-P	0.0	0.0	RESIDUO	247.0	215.0	CRUDO	67.0	88.0
H-01 A	SC	230.0	-	-	228.0	365.0	CRUDO DESPUNTADO		
H-01 B	SC	230.0	-	-	228.0	365.0	CRUDO DESPUNTADO		

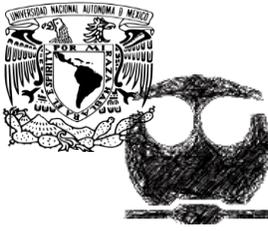


ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 7-2 Corrientes consideradas en análisis energético de Planta de Destilación Primaria

CORRIENTE	NOMBRE EN ENERGY ANALYZER	FLUJO	T entrada	T salida
		lb/h	°C	°C
CRUDO	1.a_To_4.a	1,139,289	27.0	152.0
CRUDO	1.b_To_4.b	1,139,289	27.0	152.0
CRUDO DESALADO	5.A_To_8.A	1,139,289	149.0	242.0
CRUDO DESALADO	5.b_To_8.b	1,139,289	149.0	242.0
CRUDO DESBUTANIZADO	9.a_To_9.2a	1,094,189	225.0	368.0
CRUDO DESBUTANIZADO	9.B_TO_9.2B	1,094,189	225.0	368.0
REHERVIDOR TURBOSINA	eex07_to_sex07	740,178	188.0	196.0
REHERVIDOR KEROSINA	eex08_to_sex08	880,287	229.5	243.0
REHERVIDOR DIESEL	eex09_to_sex09	711,276	296.0	304.5
RESIDUO	11.2_To_42	1,236,217	371.0	215.0
TURBOSINA	33.a_to_34.a	388,860	189.0	98.0
TURBOSINA	33.b2_To_34.b	388,860	189.0	98.0
PRODUCTO TURBOSINA	35a_to_36a	69,409	98.0	35.0
PRODUCTO TURBOSINA	35b_to_36b	69,409	98.0	35.0
QUEROSINA	43.a2_To_44.a	386,612	280.0	124.0
QUEROSINA	43.b2_To_44.b	386,612	280.0	124.0
PRODUCTO QUEROSINA	46a_to_55a	124,300	124.0	38.0
PRODUCTO QUEROSINA	46b_to_55b	124,300	124.0	38.0
DIESEL	47a.2_To_48.a	248,599	360.0	168.0
DIESEL	47.b2_To_48.b	248,599	360.0	168.0
PRODUCTO DIESEL	da_to_pf	197,678	168.0	38.0
PRODUCTO DIESEL	db_to_pf	197,678	168.0	38.0
GASOLEO PESADO	51a_to53a	229,306	340.0	213.0
GASOLEO PESADO	51b_to_53b	229,306	340.0	213.0
PRODUCTO GP	54a_to_56b	50,400	213.0	38.0
PRODUCTO GP	54b_to_56b	50,400	214.0	38.0



ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

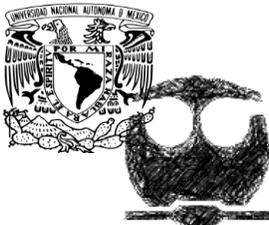
7.3 ANÁLISIS ENERGÉTICO: USO DE ASPEN ENERGY ANALYZER

Aspen Energy Analyzer es un programa de análisis energético de redes de intercambio de calor compatible con las diferentes plataformas de Aspen.

El programa cuenta con la opción de exportar los datos de la simulación; sin embargo, como para este análisis no se tomaron en cuenta todas las corrientes del proceso, se decidió introducir de forma manual los datos de las corrientes seleccionadas para llevar a cabo el análisis.

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	MCp [kJ/C-h]	Enthalpy [kJ/h]	Segm.	HTC [kJ/h-m ² -C]	Flowrate [kg/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	DT Cont. [C]
5A_To_8A	137.8	242.0	1.294e+00E	1.349e+008		3307.3	5.014e+00E	2.581	Global
5b_To_8b	137.8	242.0	1.294e+00E	1.349e+008		3307.3	5.014e+00E	2.581	Global
43a2_To_44a	265.1	124.0	4.165e+00E	5.875e+007		5285.3	1.549e+00E	2.688	Global
43b2_To_44b	265.1	124.0	4.165e+00E	5.875e+007		5285.3	1.549e+00E	2.688	Global
46r_To_55	124.0	37.8	1.123e+00E	9.685e+006		2201.8	5.144e+00E	2.184	Global
EEX08_To_SEX08.2	229.4	243.0	5.470e+00E	7.415e+006		4222.7	2.177e+00E	2.512	Global
51_To_53	307.1	213.0	5.767e+00E	5.429e+007		5834.9	2.031e+00E	2.840	Global
54_To_56	213.0	37.8	1.024e+00E	1.795e+007		1804.3	4.385e+00E	2.336	Global
47a2_To_48a	303.5	168.0	3.087e+00E	4.181e+007		5802.8	1.096e+00E	2.815	Global
47b2_To_48b	303.5	168.0	3.087e+00E	4.181e+007		5802.8	1.096e+00E	2.815	Global
eeX09_To_SEX09.2	295.6	304.4	3.647e+00E	3.242e+006		4186.2	1.452e+00E	2.512	Global
33.2a_To_34a	196.7	98.0	4.347e+00E	4.291e+007		4693.9	1.705e+00E	2.550	Global
33b2_To_34b	196.7	98.0	4.347e+00E	4.291e+007		4693.9	1.705e+00E	2.550	Global
35r_To_36.TPF	98.0	35.0	1.344e+00E	8.470e+006		2345.6	6.215e+00E	2.163	Global
9b_To_9.2b	210.6	368.0	1.674e+00E	2.636e+008		5223.6	4.740e+00E	3.532	Global
9a_To_9.2a	210.6	368.0	1.674e+00E	2.636e+008		5223.6	4.740e+00E	3.532	Global
1a_To_4a	27.0	137.8	1.115e+00E	1.235e+008		10220.9	5.168e+00E	2.157	Global
1b_To_4b	27.0	137.8	1.115e+00E	1.235e+008		10220.9	5.168e+00E	2.157	Global
11.2_To_42	357.3	175.2	1.613e+00E	2.937e+008		3656.7	5.777e+00E	2.793	Global
ex07	188.0	196.0	8.435e+00E	6.748e+006		4222.7	3.358e+00E	2.512	Global

Figura 7-1 Datos de corrientes especificados en Aspen Energy Analyzer

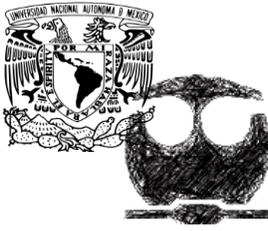


ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 7-2 Determinación de ΔT_{min} de operación actual de la Planta

INTERCAMBIADOR	CORRIENTES CALIENTES				CORRIENTES FRÍAS				$\Delta T_{caliente}$ °C	$\Delta T_{frío}$ °C	ΔT min operación °C
	CORRIENTE	Flujo	Te	Ts	Corriente	Flujo	Te	Ts			
		lb/h	°C	°C		lb/h	°C	°C			
EX – 01AD	Turbosina	5.77E+05	189	98	Crudo	2.15E+06	27	67	122	71	71
EX – 02AD	Querosina	8.47E+05	248	124	Crudo	2.15E+06	88	152	96	36	36
EX – 03AD	Diesel	6.68E+05	360	168	Crudo desalado	2.01E+06	149	197	163	19	19
EX – 05AD	Gasóleo pesado	4.92E+05	340	213	Crudo desalado	2.01E+06	197	225	115	16	16
EX – 06AD	Residuo	6.29E+05	279	247	Crudo desalado	2.01E+06	225	242	37	22	22
EX–07	Residuo	2.23E+04	313	229	Turbosina	7.40E+05	209	239	74	20	20
EX –08	Residuo	2.62E+05	338	304	Querosina	8.80E+05	188	196	142	117	117
EX –09	Residuo	6.29E+05	338	304	Diesel	7.11E+05	229	238	100	75	75
EX - 19 A-B	Residuo	6.29E+05	247	215	Crudo desalado	2.16E+06	67	88	159	148	148
										ΔT_{min}	16



ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

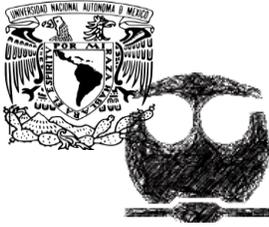
Como se puede observar en la figura 7-1, se alimentó la temperatura de entrada y salida de cada corriente, así como su flujo y cp.

Posteriormente, se seleccionaron los servicios de enfriamiento y calentamiento que se utilizan. En la planta, tenemos dos calentadores a fuego directo, así como enfriadores por medio de agua.

Name	Inlet T [C]	Outlet T [C]	Cost Index [Cost/kJ]	Segm	HTC [kJ/h-m ² -C]	Target Load [kJ/h]	Effective Cp [kJ/kg-C]	Target Flowrate [kg/h]	DT Cont. [C]
Cooling Water	32.0	44.0	2.125e-007		1.350e+00	0.0000	4.183	0.0000	Global
Fired Heat (1000)	1000.0	400.0	4.249e-006		399.6	3.924e+008	1.000	6.540e+005	Global
<empty>									

Figura 7-2 Servicios utilizados en la Planta de Destilación Atmosférica

En la figura 7-3 se presenta el arreglo actual de la red de intercambio de calor. Las líneas azules representan a las corrientes frías, mientras que las líneas rojas representan a las corrientes calientes. Los intercambiadores tipo proceso-proceso se representan como puntos grises; mientras que, los hornos y enfriadores son representados como puntos rojos y azules respectivamente.



ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería
 “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

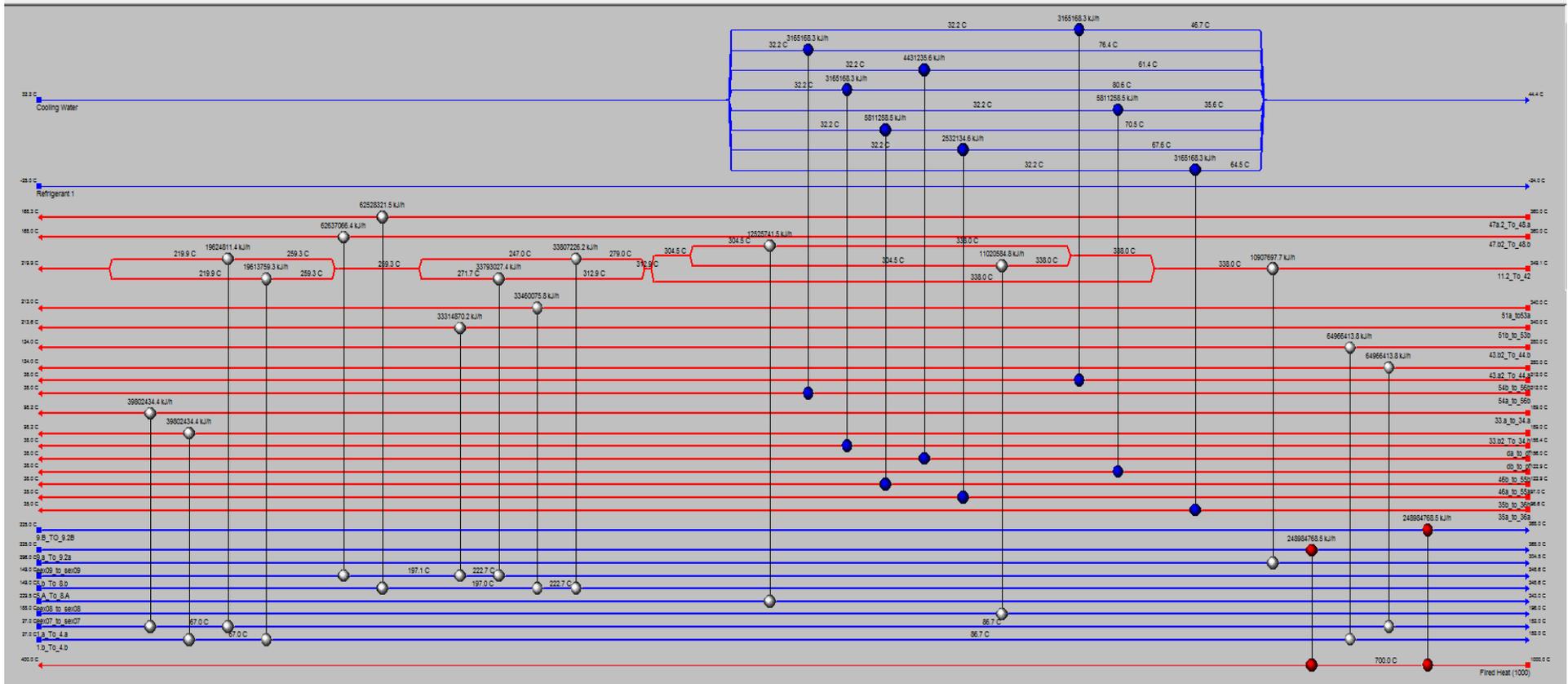
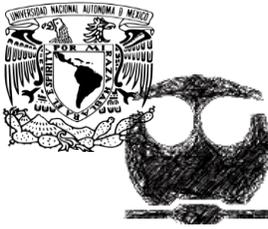


Figura 7-3 Red de intercambio actual en Planta de Destilación Atmosférica



7.4 REQUERIMIENTOS MÍNIMOS DE SERVICIOS DE CALENTAMIENTO Y ENFRIAMIENTO

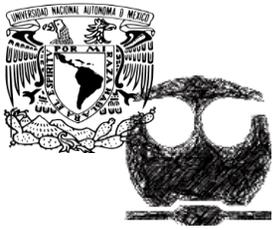
Los requerimientos mínimos de servicios de enfriamiento y calentamiento se determinan mediante un análisis Pinch de las corrientes frías y calientes, para lo cual se emplean las curvas compuestas.

Energy Analyzer nos permite fijar el ΔT min en base al cual se realizará el análisis energético. De acuerdo a lo mostrado anteriormente, como punto inicial se utilizó un ΔT min de 16 °C, pues este es el acercamiento mínimo con el que opera la planta.

Una de las facilidades que el programa de análisis presenta, es que, de manera automática, una vez fijado el ΔT min genera curvas compuestas y con ello calcula los objetivos termodinámicos. La gráfica, presenta la curva compuesta correspondiente al sistema analizado.

Tabla 7-3 Generación de curvas compuestas

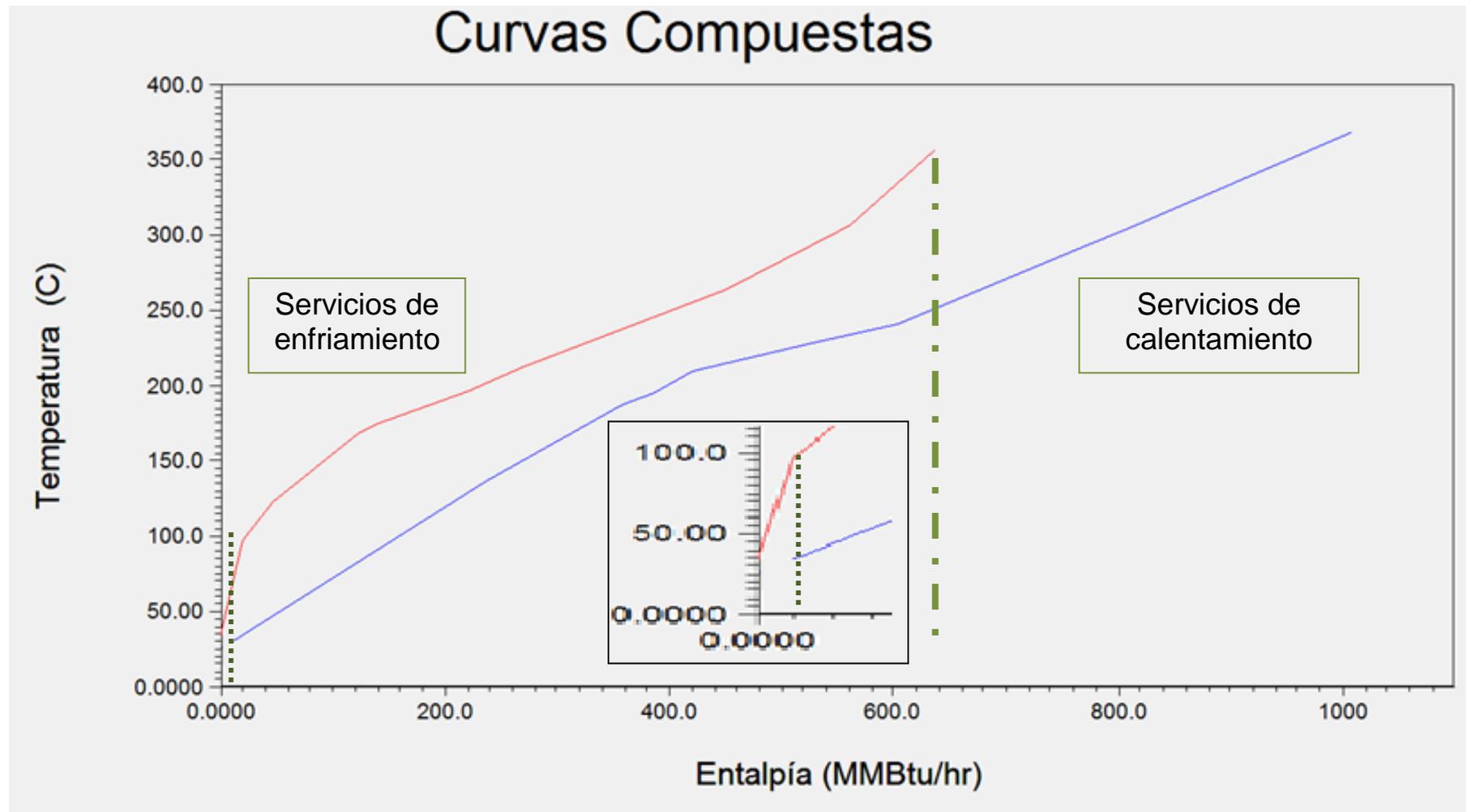
Curva Compuesta Caliente		Curva Compuesta Fría	
T	Entalpía	T	Entalpía
(°C)	(MBTU/h)	(°C)	(MBTU/h)
357.3	636074	368.0	1007982
307.1	559425	304.4	806272
303.5	551818	295.6	774988
265.1	449637	243.0	608189
213.0	269990	242.0	604496
196.7	221153	229.4	527338
175.2	138756	210.6	421050
168.0	122268	196.0	385345
124.0	47003	188.0	359325
98.0	20286	137.8	236163
37.8	354	27.0	2082
35.0	0		

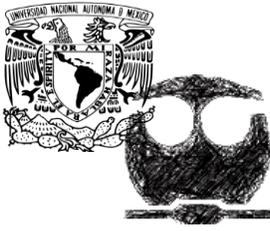


ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Gráfica 7-1 Curvas Compuestas del Proceso de Destilación Atmosférica





7.5 OBJETIVOS TERMODINÁMICOS

A partir de la elaboración de la gráfica de curvas compuestas se pueden determinar los requerimientos mínimos de energía que se necesitan suministrar a la corriente fría y la cantidad mínima de energía que se requiere retirar de la corriente caliente.

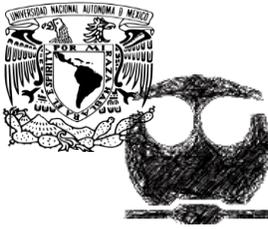
En la sección de “Targets”, se muestran estos y otros datos, tales como el área requerida de intercambiadores y el costo de ésta y los servicios necesarios.

Para el diseño de procesos los datos referentes a los objetivos son la base para la evaluación de la eficiencia en recuperación térmica de cada diseño, así como su viabilidad económica.

En la tabla 7-4 se muestran los objetivos termodinámicos calculados por el programa EnergyAnalyzer.

Tabla 7-4 Objetivos termodinámicos del proceso analizado

	Datos actuales del proceso	Objetivos	Ahorro de energía
Q calentamiento (MMBTU/h)	460	383	77
		Ahorro de energía (%)	17%
	Datos actuales del proceso	Objetivos	Exceso de área requerida
Área de intercambiadores (ft²)	107,081	137,305	30,224
		Exceso de área requerida (%)	28%



ANÁLISIS ENERGÉTICO

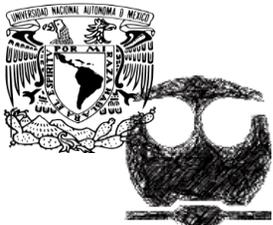
Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

Del caso base en la simulación se obtienen los datos que nos muestran la relación de la carga de calentamiento y el área mínima en función de la variación del ΔT_{min} , los datos se listan en la tabla 7-5.

Tabla 7-5 Dependencia del área mínima requerida de la cantidad de calor de servicios de calentamiento

ΔT_{min} (°C)	Área mínima requerida (ft ²)	Q _{sc} (MMBTU/h)	Área real calculada (ft ²)
16	137,305	383	139,013
26	132,335	386	133,981
36	129,086	389	130,691
46	126,596	392	128,170
56	124,553	395	126,102
66	122,731	398	124,257
76	115,059	421	116,490
81	111,298	435	112,682
86	108,066	448	109,410
88	106,928	454	108,258
90	105,865	459	107,181
93	104,400	468	105,698
96	103,085	476	104,367

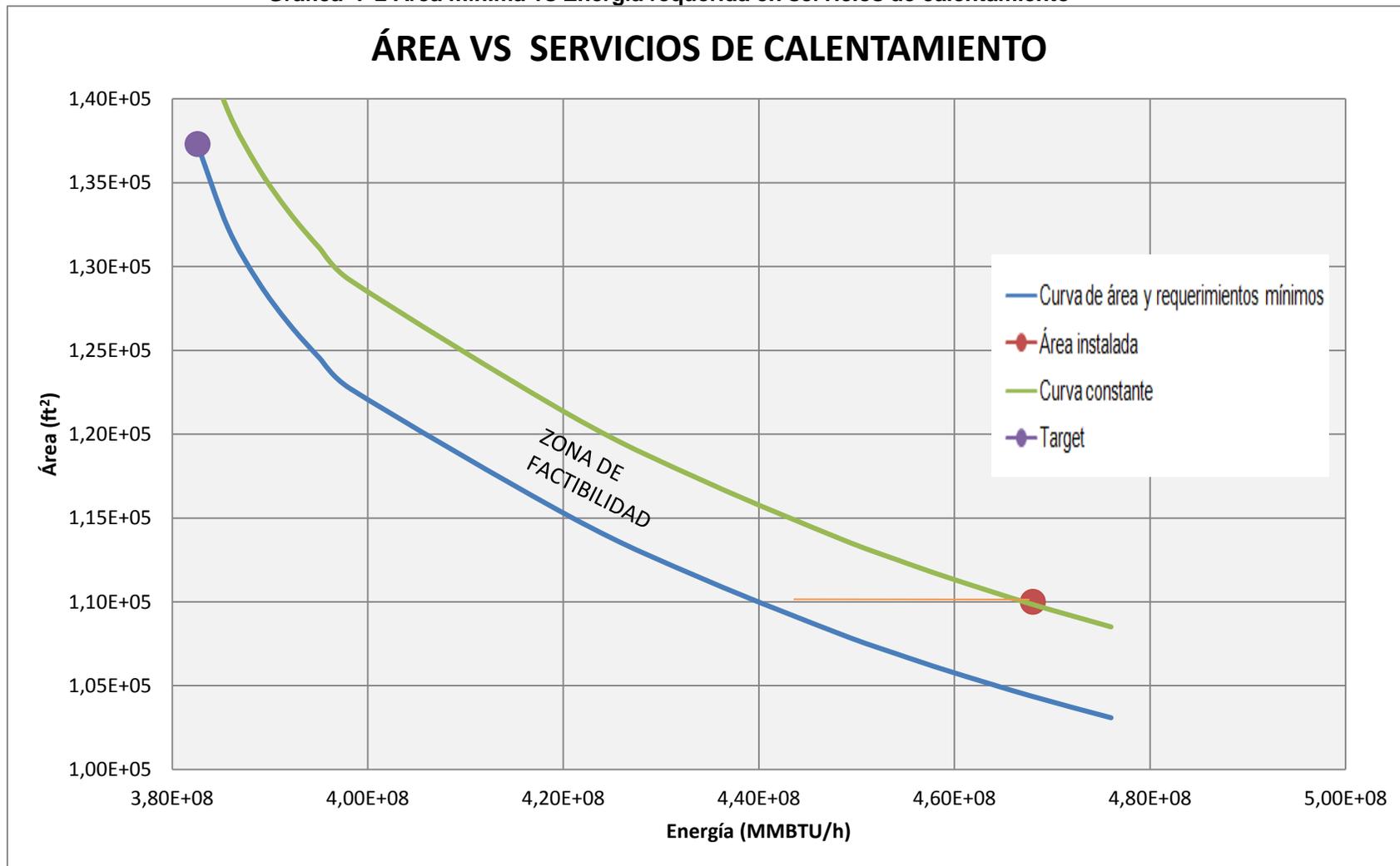
Posteriormente, estos datos fueron graficados para dar una idea del área de oportunidad factible que existe entre el área mínima de transferencia de calor requerida y el área actualmente instalada.

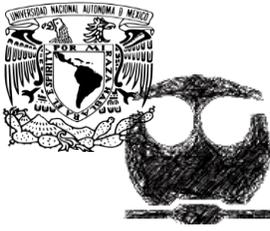


ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Gráfica 7-2 Área mínima vs Energía requerida en servicios de calentamiento





ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

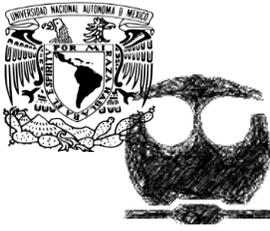
Como se explicó en el marco teórico de este trabajo, en la gráfica anterior podemos observar la zona que se localiza entre la curva de área y requerimientos mínimos y la curva constante, siendo ésta la región factible para rediseñar desde el punto de vista económico.

El objetivo de este trabajo sólo se limita a analizar el punto objetivo mínimo encontrado o “target” sirviendo como base para propuestas posteriores. De esta forma, se analizaron los costos que supondrían el adquirir e instalar el exceso de área necesario para generar el ahorro de energía propuesto, encontrado por medio del programa de análisis. Así mismo, se calculó el ahorro que se tendría en cuanto a gasto de combustible como servicio de calentamiento, ello con el fin de verificar el tiempo de recuperación de la inversión, y decidir de esta forma, que tan factible sería generar propuestas en base a este objetivo termodinámico mínimo.

Cabe destacar, que los costos fueron calculados en base a las ecuaciones utilizadas por el programa ASPEN Energy Analyzer las cuales se presentan en el anexo 3.

A continuación se presenta el resumen de costos así como el tiempo de recuperación de la inversión, calculado en base a la siguiente ecuación:

$$\text{tiempo de recuperación (meses)} = \frac{\text{Costo de la inversión (MUSD)} * 12}{\text{Ahorro Total } \left(\frac{\text{MUSD}}{\text{año}} \right)}$$



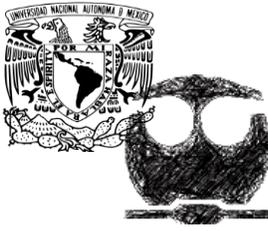
ANÁLISIS ENERGÉTICO

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Tabla 7-6 Resumen de datos económicos de propuesta

Exceso de área	(ft²)	30,224.5
Costo	(MUSD)	4,396.0
Ahorro de energía	(MMBTU/h)	77
Ahorro en energía	(MUSD/año)	2,992.8
Tiempo de recuperación	(meses)	18

Como se observa, el tiempo de recuperación de la inversión, es aceptable, pues se encuentra en el periodo convencional dado en proyectos de ingeniería; no obstante, es preciso recordar que este análisis se realizó en base a objetivos termodinámicos mínimos, por lo que la elaboración de otras propuestas que se encuentren dentro del área factible podría generar el incremento en este periodo.



CONCLUSIONES

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

8. CONCLUSIONES

Se realizó el Esquema de Simulación para las Plantas de Destilación Atmosférica y de Vacío I de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” obteniéndose resultados aceptables de acuerdo a las curvas TBP y cantidades de productos del proceso de destilación.

Es importante destacar que el proceso estudiado es cambiante día con día debido a las variaciones de carga, ajustes en los productos y disponibilidad de servicios; sin embargo, la simulación estableció un punto de referencia para efectuar el posterior análisis energético de la Planta de Destilación Atmosférica.

Éste se realizó, utilizando el programa ASPEN Energy Analyzer. Por medio de ello, se obtuvieron objetivos termodinámicos mínimos. Se pudo observar, que la Planta actualmente opera con una buena eficiencia en cuanto a uso de energía. Sin embargo, se encontró que existe un punto de operación para la misma en el cual se requeriría instalar un 28% más de área de intercambiadores de calor. Ello, generaría un ahorro en servicios de calentamiento del 17%. Teniéndose un tiempo de recuperación de la inversión de 18 meses.

Cabe destacar, que éste sólo representa un punto inicial de análisis, sentando las bases para trabajos posteriores en los cuales se efectúen propuestas de re-arreglos para la red de intercambio de calor, que demuestren la viabilidad de la ejecución de estos cambios.

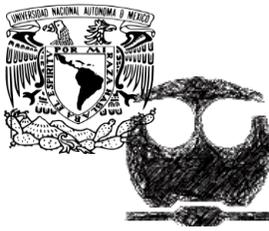
A lo largo del desarrollo de este proyecto se observó que una simulación es una herramienta muy útil en los objetivos del diseño actual de procesos. Su uso facilita la evaluación de los mismos de una forma más rápida, económica y completa que si se pretendiera realizar en una planta real.



CONCLUSIONES

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Resulta interesante destacar la importancia de una buena generación de ingeniería básica de un proceso, echando mano de herramientas computacionales que permitan el desarrollo de las mejores alternativas; pues, cualquier modificación del proceso posterior a la puesta en marcha de la Planta genera altos costos.



BIBLIOGRAFÍA

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

9. BIBLIOGRAFÍA

[1] Gary, J.H., Handwerk, G.E. y Kaiser, Mark J. Petroleum Refining, Technology and Economics E.U.A. 2007

[2] Douglas, J. M. Conceptual Design of Chemical Processes McGraw-Hill. E.U.A. 1988.

[3] Mohamed A. Fahim, Taher A. Al-Sahhaf, AmalElkilani Fundamentals of Petroleum Refining E.U.A 2010.

[4] Base de Datos Institucional (BDI) Pemex- Refinación. Consultado domingo 22 de junio, en:
<http://ebdi.pemex.com/bdi/bdiController.do?action=cuadro&cvecua=RPROREF>

[5] Plan de Negocios de Petróleos Mexicanos y sus Organismos Subsidiarios 2014-2018. Consultado domingo 22 de junio, en:
http://www.pemex.com/acerca/informes_publicaciones/Paginas/plan_de_negocios.aspx#.U6pUNnJ5PYQ

[6] Process Modeling using HYSYS with Refinery, Aspen Tech 2014.

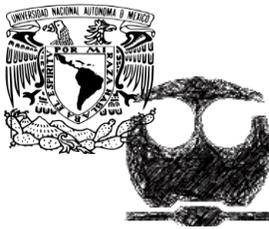
[7] Segoviano Murillo Sicilia Sinaí (2008) Generación del Esquema de Simulación de la Planta Primaria I de la Refinería de Salina Cruz, Oaxaca. (Tesis de Licenciatura) Facultad de Química, UNAM.

[8] Garduza Blas, Rafael (2010) Estudio de la operación de la planta combinada primaria 5 (atmosférica)-preparadora de carga 2 (vacío) para mejorar su eficiencia energética, en la Refinería General Lázaro Cárdenas del Río (Tesis de maestría en Ingeniería Química) Facultad de Química, UNAM.

[9] Martínez V. H. et al. “Simulación de procesos en ingeniería Química”, Ed. Plaza y Valdéz, 1era ed., Cap. 2, 2000.

[10] Scenna N. J. et al. “Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos”, Capítulo 5 y 6. 1999

[10] Dunn, R. F. and M. M. El-Halwagi, “Process Integration Technology Review: Background and Applications in the Chemical Process Industry”, J. Chem. Tech. And Biotech, 2003



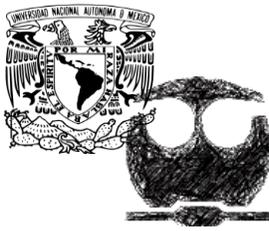
ANEXOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

ANEXOS

ANEXO 1. CARACTERIZACIÓN DE CRUDO CORRESPONDIENTE A JULIO 2005. MEZCLA 35%MAYA/65%ISTMO

		REF.ING.ANTONIO DOVALI JAIME SUPERINTENDENCIA DE QUIMICA LABORATORIO EXPERIMENTAL		CARACTERIZACION MENSUAL JULIO DE 2005 INFORME No.		
		SALINA CRUZ OAXACA				
NOMBRE DEL CRUDO :		MEZCLA 35/65 MAYA - ISTMO				
PROCEDENCIA :						
FECHA DE MUESTREO :		06-jul-05				
Rev1, 4 Jun 1998		BORRAR ESTA NOTA: CELDAS EN VERDE PARA REGISTRO DE DATOS			FECHA DE IMPRESIÓN	
T A B L A # 1				DESTILACION		
CARACTERISTICAS DEL CRUDO				DEL CRUDO		
P r u e b a s	Unidades	Métodos	Resultados	% DEST	TBP	HEMPEL
Peso Específico a 20/4 °C		ASTM D 1298	0.8895	TIE	62.0	37.0
Gravedad a 60 °F ó API	-----	ASTM D 287	26.90	5	100.0	103.0
Visc. Saybolt Universal a 21.1 °C	Seg.	ASTM D 445	-	10	119.0	127.0
Visc. Saybolt Universal a 37.8 °C	Seg.	ASTM D 445	98"	15	150.0	156.0
Agua y Sedimento	% Vol.	ASTM D 4007	0.05	20	180.0	186.0
Agua por Destilación	% Vol.	ASTM D 4006	0.05	25	227.0	215.0
Sedimento por Extracción	% Vol.	ASTM D 473	-	30	250.0	244.0
NaCl	Lb/1000 Bls.	ASTM D 3230	6.7	35	267.0	267.0
Azufre Total	% Peso	ASTM D 4294	2.35	40	314.0	274.0
Cenizas	% Peso	ASTM D 482	0.010	45	339.0	309.0
Carbón Ramsbottom	% Peso	ASTM D 524	-	50	404.0	318.0
Presión Vapor Reid	Lb/Pulg ²	ASTM D 323	-	55	429.0	
Temp. de Escurrimiento	°C	ASTM D 97	-	60	457.0	
Poder Calorífico Bruto	BTU/Lb	ASTM D 240	-	65	499.0	
Asfáltenos en n-Heptano	% Peso	ASTM D 3279	6.65	70		
Factor de Caracterización	K	UOP 375	11.0	75		
Hierro	ppm	ASTM E 885		80		
Cobre	ppm	ASTM E 885		85		
Níquel	ppm	ASTM D 5863		90		
Vanadio	ppm	ASTM D 5863		95		
Sodio	ppm	ASTM D 5863		100		
Calcio	ppm	ASTM E 885				
Magnesio	ppm	ASTM E 885		DESTILADO A		*****
Potasio	ppm	ASTM E 885		538	68%	*****
Plomo	ppm	ASTM E885		DEST. HEMPEL VOLAT % V		
Acidez	mg KOH/g	ASTM D 664	1.77			
Acidos Nafténicos	ppm	UOP 565	-	185°C		19.0
Cloruros Orgánicos (1)	ppm	ASTM D 4929	-	205°C		22.5
H ₂ S	ppm	U O P 163	67.7	260°C		33.0
Pentanos	% Vol Liq	ASTM D2427	-	300°C		42.5
Nitrógeno Total	ppm	ASTM D 4629	2232.0	320°C		51.0



ANEXOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

	REF.ING.ANTONIO DOVALI JAIME				
	SUPERINTENDENCIA DE QUIMICA				
	LABORATORIO EXPERIMENTAL				MENSUAL
					JULIO DE 2005
	SALINA CRUZ	OAXACA			INFORME No. 1

NOMBRE DEL CRUDO :	MEZCLA 35/65 MAYA - ISTMO
PROCEDENCIA :	
FECHA DE MUESTREO :	06-jul-05
	FECHA DE IMPRESIÓN

PLAN DE DESTILACION		TEMPERATURAS ° C		RENDIMIENTO	ACUM
CORTE	TFE ASTM °C	TBP CORTE	A S T M	%	
GAS LICUADO	HASTA BUTANOS	-	-	1.0	1.0
NAFTA PRIMARIA	185	180	185	20.0	21.0
KEROSINA LIGERA	250	243	264	8.0	29.0
KEROSINA PESADA	282	272	286	8.0	37.0
GLEO. LIG. PRIM.	365	350	352	12.0	49.0
GLEO. PES. PRIM	450	448	454	10.0	59.0
GLEO. LIG DE VAC	500	490	504	6.0	65.0
GLEO. PES. DE VAC	537.8	537	539	5.0	70.0
RESIDUO				30.0	100



ANEXOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca



ANEXOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz,

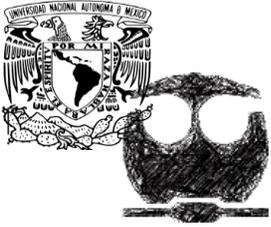
 REFINACION	REF.ING.ANTONIO DOVALI JAIME SUPERINTENDENCIA DE QUIMICA LABORATORIO EXPERIMENTAL	CARACTERIZACION MENSUAL
	SALINA CRUZ OAXACA	JULIO DE 2005 INFORME No.

NOMBRE DEL CRUDO :	MEZCLA 35/65 MAYA - ISTMO
PROCEDENCIA :	
FECHA DE MUESTREO :	06-jul-05
	FECHA DE IMPRESION

T A B L A # 3									
CARACTERISTICAS DE LOS PRODUCTOS									
PRUEBAS	METODO	NAFTA	KEROSINA		GASOLEO PRIM		GLEO. DE VACIO		RESIDUO
ANALITICAS		PRIMARIA	K. LIG.	K. PES.	GLEO. LIG.	GLEO. PES.	GL.L.VAC.	GL.P.VAC.	DE VACIO
Peso Esp. a 20/4°C	D 1298	0.7306	0.8064	0.8265	0.8664	0.9009	0.9216	0.9382	1.0032
Gravedad API a 60°F	D 287	61.00	43.10	38.90	31.10	24.90	21.40	18.70	
DESTILACION									
% ó TIE °C	(1)	48	178	220	258	318	410	428	347
5 % °C	(1)	74	192	227	276	372	441	456	
10 % °C	(1)	83	196	229	280	389	444	477	*****
15 % °C	(1)	89	197	231	285	394	448	480	*****
20 % °C	(1)	95	198	233	288	397	451	486	*****
25 % °C	(1)	100	200	235	291	400	454	488	*****
30 % °C	(1)	105	202	238	295	404	455	489	*****
35 % °C	(1)	19	204	240	298	406	459	492	*****
40 % °C	(1)	115	206	243	300	410	462	495	*****
45 % °C	1	119	208	246	303	412	465	496	*****
50 % °C	(1)	123	210	248	305	416	468	499	*****
55 % °C	(1)	128	212	251	309	420	472	502	*****
60 % °C	(1)	132	214	254	312	422	477	503	*****
65 % °C	(1)	137	216	257	318	425	479	505	*****
70 % °C	(1)	142	219	260	320	428	484	509	*****
75 % °C	(1)	146	223	263	322	431	490	511	*****
79.9 % °C	(1)	151	227	267	325	434	496	514	*****
85 % °C	(1)	156	232	272	328	437	498	517	*****
90 % °C	(1)	161	239	275	338	439	501	522	*****
95 % °C	(1)	171	250	279	350	445	503	527	*****
98 % ó TFE °C	(1)	185	264	286	362	454	504	539	*****
Color Saybolt	D 156	+30.0	+30.0	+29.0	*****	*****	*****	*****	*****
Color ASTM	D 1500	*****	*****	*****	1.0	3.0	4.5	5.5	*****
Temp. Ecurrim., °C	D 97	*****	*****	*****	-3	+24.0	+33.0	+42.0	*****
Temp. Congelación, °C	D 2386		-49	-28	*****	*****	*****	*****	*****
Factor de Carácter, K	UOP 375	12.25	11.80	11.75	11.60	11.90	11.85	*****	*****
Vol. a 1000 °F	D 1160	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	4.0
Visc. S.S.U. a 37.8 °C	D 445	28"	33"	37"	46"	122"	408"	*****	*****
Visc. S.S.U. a 98.9.8 °C	D 445	*****	*****	*****	*****	*****	*****	72"	*****
Visc. S.S.F. a 100 °C	D 88	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	5250
Penetración a 25 °C	D 1321	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	30
Azúfre Total, % P	D 4294	0.0694	0.364	0.763	1.510	1.940	1.990	2.060	3.8520
Aromáticos, % V	D 1319	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Naftenos, %V	UOP 880	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****	*****
Níquel, ppm	D 5863	*****	*****	*****					
Vanadio, ppm	D 5863	*****	*****	*****					

(1) - 17

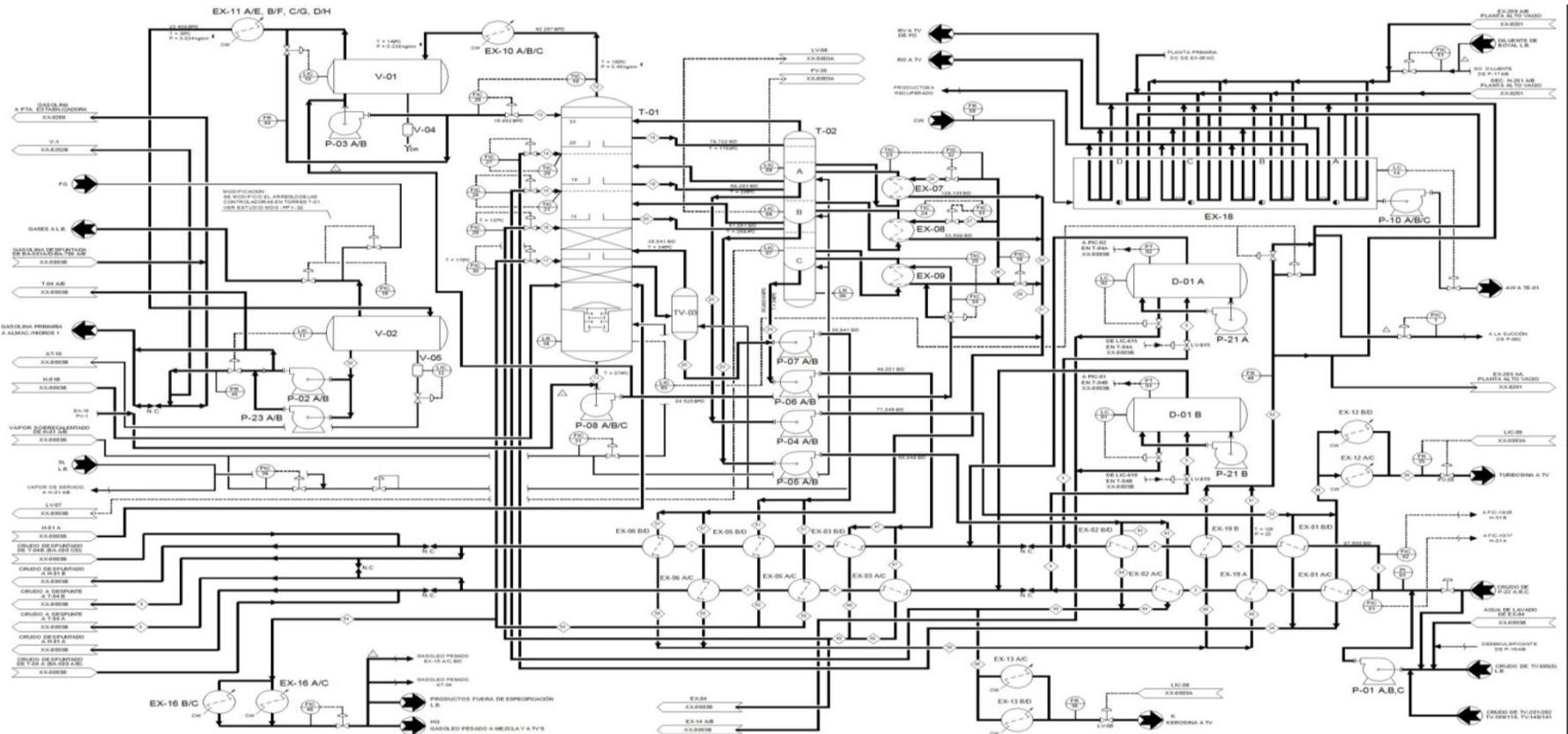
HOJA No 3/5

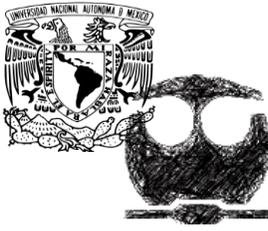


ANEXOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería "Ing. Antonio Dovalí Jaime" en Salina Cruz, Oaxaca

ANEXO 2. DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE PLANTA DE DESTILACIÓN ATMOSFÉRICA, PRIMARIA I, REFINERÍA "ING. ANTONIO DOVALÍ JAIME"





ANEXO 3. ECUACIONES EMPLEADAS PARA CÁLCULOS ECONÓMICOS

Parámetros Económicos Básicos

Los parámetros económicos son usados para calcular los costos de redes de intercambio de calor. Los costos concernientes a estas son agrupados en tres tipos de costos: costos de capital o inversión, costos operativos y el costo total anualizado (TAC).

Capital de inversión:

El costo de capital es el costo fijo para compra e instalación de intercambiadores de calor. Como se mencionó anteriormente, Aspen Energy Analyzer diferencia dos tipos de intercambiadores de calor; coraza y tubos y hornos. Cada tipo de equipo tiene su propia ecuación para calcular su costo:

Intercambiador de coraza y tubos:

$$CC = a + b \left(\frac{\text{Área}}{N_{\text{corazas}}} \right)^c * N_{\text{corazas}}$$

Dónde:

CC: Costo de intercambiadores de calor (USD)

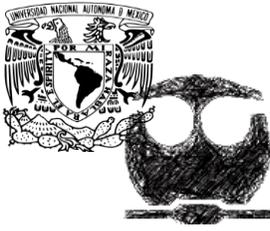
a: Costo de instalación de intercambiadores de calor (USD)

b, c: Coeficientes de costos de intercambiador de calor en base a relación energía/área

Área: área de transferencia de calor

Ncorazas: Número de corazas

Energía: Cantidad de calor transferida en el intercambiador de calor



ANEXOS

Análisis y Simulación de la Planta Primaria de Destilación Atmosférica y de Vacío I para la Reconfiguración de la Refinería “Ing. Antonio Dovalí Jaime” en Salina Cruz, Oaxaca

Costos de operación:

Los costos de operación son dependientes del tiempo y representan el costo de servicios necesarios para la operación de equipos. Para Aspen Energy Analyzer, los costos de operación son calculados en base a los objetivos energéticos de la HEN:

$$OC = \sum (C_{hu} * Q_{hu,min}) + \sum (C_{cu} * Q_{cu,min})$$

Dónde:

OC : Costos de operación (USD/año)

C_{hu} : Costo de combustible (USD/ KWaño)

$Q_{hu,min}$: Energía objetivo de servicio de calentamiento (KW)

C_{cu} : Costo de servicio de enfriamiento (USD/ KWaño)

$Q_{cu,min}$: Energía objetivo de servicio de enfriamiento (KW)