



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA
CAMPUS II

“ESTUDIO DE LAS CONDICIONES DE OPERACIÓN DE LA
TORRE DE VACÍO EN UNA PLANTA PRIMARIA.”

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TÍTULO DE

INGENIERO QUÍMICO

P R E S E N T A :

ALFREDO SOLÓRZANO BLASIO

ASESOR: DR. M. JAVIER CRUZ GÓMEZ



MÉXICO, D. F.

SEPTIEMBRE 2004

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN



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.



**FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA**

**JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA**

OFICIO: FESZ/JCIQ/029/04

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: SOLORZANO BLASIO ALFREDO

P r e s e n t e.

En respuesta a su solicitud de asignación de jurado, la jefatura a mi cargo, ha propuesto a los siguientes sinodales:

Presidente:	I.Q. Miguel José Flores Galaz
Vocal:	Dr. M. Javier Cruz Gómez
Secretario:	M. en C. Néstor Noé López Castillo
Suplente:	I.Q.I. Concepción G. Noroña Venegas
Suplente:	I.Q. Fausto Calderas García

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A T E N T A M E N T E
“POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU”

México, D. F., 2 de Junio de 2004

EL JEFE DE LA CARRERA

M. en C. ANDRÉS AQUINO CANCHOLA

AGRADECIMIENTOS

A dios por permitirme despertar cada mañana, disfrutando de la vida, de renovar la fe y esperanza para la realización de cada una de las metas alcanzadas.

A mis papás Margarita y Alejandro por haberme apoyado en una de las metas más importantes de mi vida, y que gracias a sus consejos, enseñanzas y amor, me dieron la fuerza necesaria para terminar mis estudios de licenciatura y sin pedir nada a cambio depositaron toda su confianza creyendo en mí, dándome las herramientas necesarias para defenderme en la vida y por que siempre cuento con ustedes. Los amo mucho.

A la Universidad Nacional Autónoma de México por formarme como profesionista.

A todos los profesores que compartieron sus enseñanzas y que fueron partícipes en mi formación académica.

Al Dr. M. Javier Cruz Gómez por darme la confianza para formar parte en su equipo de trabajo y por participar en el proyecto que dio las bases para realizar el presente trabajo.

A Sonia M. por darme el apoyo para la realización de este trabajo.

A Luis Fernando por el apoyo y ayuda para la realización de este trabajo.

A la refinería "Miguel Hidalgo" y a los trabajadores de la Primaria II por sus atenciones prestadas en el tiempo de mi estancia en planta.

Al Ing. Gabriel Kuri L. por el apoyo brindado para la realización del presente trabajo.

Y a los Ingenieros Jesús F., Luis S., Alberto B. y a Palafox, por sus enseñanzas en el tiempo que estuve realizando prácticas profesionales.

DEDICATORIAS

*A mi mamá **Margarita** por su amor incondicional, por las noches en vela que estuvo a mi lado y en los momentos difíciles para darme palabras de aliento y seguir adelante en el difícil camino de la vida.*

*A mi papá **Alejandro** por sus enseñanzas y su ejemplo que me brindó para luchar por lo que se anhela en la vida, por darme la mano cada vez que caí, por su apoyo incondicional y su confianza para realizarme como persona.*

A mis hermanos por su cariño y paciencia.

*A **Iván** por ser el mejor amigo y por demostrarme que con un poquito de esfuerzo y dedicación todo se puede lograr, que todo lo que te propongas en la vida lo realices.*

*A **Uriel** por que con tu sonrisa se olvidan los malos ratos y tu imaginación no tiene límites puedes lograr todo aquello que te propongas.*

*A **Odeth Pérez** por tu comprensión y apoyo para seguir adelante, por compartir sueños que empezaron el día que te conocí, por todos esos momentos que vivimos y nos falta por vivir gracias chiquitina por estar conmigo y por que esto que empezamos juntos dure muchos años.*

*A **Braulio, Javier, Alejandro, Abraham** y a **Jesús** por brindarme su apoyo, conocimientos y por los momentos que fuimos parte del Tula tim.*

*A **Mateo, Fernando, Claudia, Balmore, Manolo, Rigo, Rita, Abraham, Daniel, Fanny, Esmeralda, Areceli, Bety, Raúl** y **Blas** que compartimos un mismo fin en la Facultad, por todos los momentos inolvidables que compartimos. Por darme su amistad.*

A mis compañeros del CEASPA y del laboratorio por compartir sus conocimientos.



RESUMEN

En el presente trabajo se evalúan las condiciones de operación de una torre de destilación al vacío de la planta primaria de la refinería "Miguel Hidalgo", mediante la simulación de procesos que nos brinda la oportunidad de perfeccionar y optimizar las condiciones de operación, de prevenir y predecir situaciones operativas inadecuadas.

En el capítulo 1 se da en forma general lo que se pretende en este trabajo así como los objetivos y alcances.

En el capítulo 2 se muestran las generalidades del petróleo, simulación y procesos de separación. Este capítulo pretende proporcionar las bases para la simulación de procesos en una torre de destilación.

En el capítulo 3 se describe en forma general la planta de destilación al vacío mencionando los equipos que participan en dicha planta.

En el capítulo 4 en este capítulo se describe el problema y los casos de simulación así como el modelo que fue utilizado en Aspen Technology.

En el capítulo 5 se presentan los resultados obtenidos del problema y los casos de simulación del simulador utilizado.

En el capítulo 6 se refiere a las conclusiones que se obtuvieron durante los resultados de la simulación de la torre de vacío.

En los anexos se presentan reportes globales, historiales de convergencia generados por el simulador, se presenta también el glosario.



	PÁG.
ÍNDICE	
<i>RESUMEN</i>	I
<i>ÍNDICE</i>	II
<i>ÍNDICE DE TABLAS</i>	V
<i>ÍNDICE DE FIGURAS</i>	VII
<i>INDICE DE GRÁFICAS</i>	VII
<i>CAPÍTULO 1 "INTRODUCCIÓN"</i>	1
1.1. Justificación	2
1.2. Objetivos	5
1.3. Alcance	6
<i>CAPÍTULO 2 "MARCO TEÓRICO"</i>	7
2.1. Introducción	8
2.2. Conceptos básicos de refinación y simulación	8
2.3. Referencias históricas de la refinación del petróleo	16
2.3.1. Teoría de (Engler) origen del petróleo	18
2.3.2. Principales compuestos del petróleo	19
2.3.3. Clasificación del petróleo	23
2.3.4. Procesamiento del gas	28
2.3.5. Procesamiento del petróleo	28
2.3.6. Procesos químicos en la industria de la refinación	32
2.3.7. Principales operaciones en una refinería	34
2.3.8. Las principales cadenas petroquímicas	35
2.3.9. Servicios auxiliares	36
2.4. Simulación de procesos	36
2.4.1. Aplicaciones de simulación de procesos	36
2.4.2. ¿Qué es la simulación de procesos?	39
2.4.3. Principios del modelado	40
2.4.4. Formulación de balances	42
2.4.5. Modelación y simulación	43
2.4.6. Simulador matemático	45
2.4.7. Simulador modular	45



2.4.8. Técnicas para resolver circuitos (procesos con ciclos)	46
2.4.9. Solución de problemas con el uso de un simulador	47
2.4.10. El simulador a utilizar	49
2.5. Concepto de procesos de separación	51
2.5.1. Principios generales	51
2.5.2. Mezclas multicomponentes	52
2.5.3. Etapa de equilibrio	54
2.5.4. Descripción de plato teórico	57
2.5.5. Grados de libertad	58
<i>CAPÍTULO 3 "UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO"</i>	70
3.1. Unidad de destilación al vacío	71
3.1.1. Descripción general del proceso	71
3.1.2. Bases de diseño	72
3.1.3. Características de materiales y productos	72
3.2. Carga y precalentamiento	73
3.2.1. Flujo	73
3.2.2. Temperatura	73
3.3. Torre de destilación al vacío	73
3.3.1. Presión	73
3.3.2. Temperatura	74
3.3.3. Flujo	74
3.4. Descripción general de la planta	74
3.4.1. Tren de precalentamiento	74
3.4.1.1. Primer tren de precalentamiento	75
3.4.1.2. Segundo tren de precalentamiento	75
3.4.2. Calentador de residuo primario BA-1	76
3.4.3. Torre de destilación al vacío DA-1	77
3.4.4. Paquete de vacío PA-1	81
3.4.5. Caja enfriadora EB-1	82
<i>CAPÍTULO 4 "DESARROLLO"</i>	85
4.1. Definición del problema a simular	86



4.1.1. Alimentación	86
4.1.2. Corrientes de salida	87
4.1.3. Especificación de la torre	87
4.1.3.1. Torre rectificadora	87
4.1.3.2. Torre de destilación	88
4.2. Casos de análisis	89
4.2.1. Descripción del problema	89
4.2.2. Casos	89
4.3. Modelos	91
4.3.1. Modelos de simulación	91
<i>CAPÍTULO 5 "RESULTADOS"</i>	93
5.1. Caracterización del residuo primario	94
5.2. Cuando la torre de vacío es una torre rectificadora (R)	98
5.2.1. Condiciones de diseño (R)	98
5.2.2. Condiciones mínimas de operación (R)	102
5.2.3. Condiciones de operación (R)	105
5.3. Cuando la torre de vacío es una agotadora/rectificadora (AR)	109
5.3.1. Condiciones de diseño (AR)	109
5.3.2. Condiciones mínimas de operación (AR)	113
5.3.3. Condiciones operación (AR)	116
<i>CAPÍTULO 6 "CONCLUSIONES"</i>	120
6.1. Conclusiones	121
6.2. Recomendaciones	126
<i>ANEXO I "GLOSARIO"</i>	127
<i>ANEXO II "INPUT DE ASPEN"</i>	134
<i>ANEXO III "HISTORIALES DE CONVERGENCIA"</i>	137
<i>ANEXO IV "REPORTES GLOBALES"</i>	142
<i>ANEXO V "DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO"</i>	154
<i>BIBLIOGRAFÍA</i>	156



ÍNDICE DE TABLAS**PÁG.**

Tabla 2.2.1. Contenido de octanaje en gasolinas y contenido de cetano en el diesel.	9
Tabla 2.3.2.1. Parafinas presentes en el petróleo.	20
Tabla 2.3.2.2. Isoparafinas presentes en el petróleo.	21
Tabla 2.3.2.3. Estructuras básicas de olefinas presentes en el petróleo.	21
Tabla 2.3.2.4. Estructuras básicas de naftenos presentes en el petróleo.	21
Tabla 2.3.2.5. Estructuras básicas de aromáticos presentes en el petróleo.	22
Tabla 2.3.2.6. Principales compuestos de azufre presentes en el petróleo.	22
Tabla 2.3.2.7. Principales compuestos de nitrógeno presentes en el petróleo.	22
Tabla 2.3.2.8. Principales compuestos de oxígeno presentes en el petróleo.	23
Tabla 2.3.3.1. Clasificación del petróleo.	27
Tabla 2.3.6.1 Procesos de tratamiento de productos de la primaria.	32
Tabla 2.3.7.1. Procesos de separación física de componentes.	34
Tabla 2.4.10.1. Intervalo de aplicación de la correlación BK10.	50
Tabla 3.1.3.1. Especificación de la materia prima.	72
Tabla 3.1.3.2. Especificación de los productos.	73
Tabla 4.1.1.1. Condiciones de entrada de las alimentaciones de la torre de destilación al vacío.	86
Tabla 4.1.2.1. Condiciones de salida de los productos de la torre de destilación al vacío.	87
Tabla 5.1.1. Ensayo del residuo primario.	94
Tabla 5.2.1.1. Balance de masa a condiciones de diseño (R).	99
Tabla 5.2.1.2. Entalpía a condiciones de diseño (R).	99
Tabla 5.2.1.3. Entropía a condiciones de diseño (R).	100
Tabla 5.2.1.4. Variables de estado a condiciones de diseño (R).	100
Tabla 5.2.1.5. Densidad a condiciones de diseño (R).	100



Tabla 5.2.1.6. Caracterización a condiciones de diseño (R).	100
Tabla 5.2.2.1. Balance de masa a condiciones mínimas (R).	102
Tabla 5.2.2.2. Entalpía a condiciones mínimas (R).	102
Tabla 5.2.2.3. Entropía a condiciones mínimas (R).	103
Tabla 5.2.2.4. Variables de estado a condiciones mínimas (R).	103
Tabla 5.2.2.5. Densidad a condiciones mínimas (R).	103
Tabla 5.2.2.6. Caracterización a condiciones mínimas (R).	103
Tabla 5.2.3.1. Balance de masa a condiciones de operación (R).	105
Tabla 5.2.3.2. Entalpía a condiciones de operación (R).	105
Tabla 5.2.3.3. Entropía a condiciones de operación (R).	106
Tabla 5.2.3.4. Variables de estado a condiciones de operación (R).	106
Tabla 5.2.3.5. Densidad a condiciones de operación (R).	106
Tabla 5.2.3.6. Caracterización a condiciones de operación (R).	106
Tabla 5.3.1.1. Balance de masa a condiciones de diseño (AR).	110
Tabla 5.3.1.2. Entalpía a condiciones de diseño (AR).	110
Tabla 5.3.1.3. Entropía a condiciones de diseño (AR).	110
Tabla 5.3.1.4. Variables de estado a condiciones de diseño (AR).	111
Tabla 5.3.1.5. Densidad a condiciones de diseño (AR).	111
Tabla 5.3.1.6. Caracterización a condiciones de diseño (AR).	111
Tabla 5.3.2.1. Balance de masa a condiciones mínimas (AR).	113
Tabla 5.3.2.2. Entalpía a condiciones mínimas (AR).	113
Tabla 5.3.2.3. Entropía a condiciones mínimas (AR).	114
Tabla 5.3.2.4. Variables de estado a condiciones mínimas (AR).	114
Tabla 5.3.2.5. Densidad a condiciones mínimas (AR).	114
Tabla 5.3.2.6. Caracterización a condiciones mínimas (AR).	114
Tabla 5.3.3.1. Balance de masa a condiciones de operación (AR).	116
Tabla 5.3.3.2. Entalpía a condiciones de operación (AR).	116
Tabla 5.3.3.3. Entropía a condiciones de operación (AR).	117
Tabla 5.3.3.4. Variables de estado a condiciones de operación (AR).	117
Tabla 5.3.3.5. Densidad a condiciones de operación (AR).	117
Tabla 5.3.3.6. Caracterización a condiciones de operación (AR).	117



ÍNDICE DE FIGURAS

PÁG.

Figura 2.2.1. Diagrama de bloques de plantas que integran una refinería.	12
Figura 2.3.3.1. Aparto de destilación ASTM.	24
Figura 2.3.5.1. Plato real.	29
Figura 2.3.5.2. Esquema de una planta primaria.	30
Figura 2.4.4.1. Unión de dos bloques función (bloques función entrada analógica e integrador).	43
Figura 2.4.7.1. Diagrama de flujo de un modulo de proceso.	45
Figura 2.5.2.1. Representación de cortes de una mezcla compleja "pseudocomponentes".	53
Figura 2.5.3.1. Etapa de equilibrio representativa.	54
Figura 2.5.4.1. Plato teórico.	57
Figura 4.1.3.1. Representación del diagrama a simular y las variables conocidas.	88
Figura 5.1.1. Diagrama utilizado en la simulación.	98
Figura 6.1.1. Condiciones de operación óptimas para el proceso.	122

ÍNDICE DE GRÁFICAS

PÁG.

Gráfica 5.1.1. Perfil de la gravedad API.	95
Gráfica 5.1.2. Perfil de la gravedad específica.	96
Gráfica 5.1.3. Perfil de la presión crítica.	96
Gráfica 5.1.4. Perfil del peso molecular.	97
Gráfica 5.1.5. Perfil de temperatura crítica y temperatura de ebullición.	97
Gráfica 5.2.1.1. Curva TBP a condiciones de diseño (R).	101
Gráfica 5.2.1.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de diseño (R).	101
Gráfica 5.2.2.1. Curva TBP a condiciones mínimas (R).	104
Gráfica 5.2.2.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones mínimas (R).	104
Gráfica 5.2.3.1. Curva TBP a condiciones de operación (R).	107



Gráfica 5.2.3.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de operación (R).	107
Gráfica 5.2.3.3. Representación del punto experimental para el GOL AV (R).	108
Gráfica 5.2.3.4. Representación del punto experimental para el GOP AV (R).	109
Gráfica 5.3.1.1. Curva TBP a condiciones de diseño (AR).	112
Gráfica 5.3.1.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de diseño (AR).	112
Gráfica 5.3.2.1. Curva TBP a condiciones mínimas (AR).	115
Gráfica 5.3.2.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones mínimas (AR).	115
Gráfica 5.3.3.1. Curva TBP a condiciones de operación (AR).	118
Gráfica 5.3.3.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de operación (AR).	118
Gráfica 5.3.3.3. Representación del punto experimental para el GOL AV (AR).	119
Gráfica 5.3.3.4. Representación del punto experimental para el GOP AV (AR).	119
Gráfica 6.1.1. Destilación normal del residuo primario y sus productos en una torre rectificadora.	121
Gráfica 6.1.2. Destilación del residuo primario y sus productos en condiciones óptimas en una torre rectificadora.	123
Gráfica 6.1.3. Destilación normal del residuo primario y sus productos en una torre agotadora/rectificadora.	124
Gráfica 6.1.4. Destilación del residuo primario y sus productos en condiciones óptimas en una torre agotadora/rectificadora.	125



CAPÍTULO I “INTRODUCCIÓN”



1.1. JUSTIFICACIÓN.

El petróleo crudo no es utilizable por sí solo. El proceso de extracción del petróleo es producto del refinamiento, de donde resultan, los productos acabados y las materias químicas más diversas. Esta operación está destinada en las industrias petroleras o refinerías, la actividad petrolera está compuesta de exploración y producción, con la actividad de almacenamiento, venta y distribución.

El petróleo crudo llega a las refinerías y es almacenado en grandes estanques para regular la cantidad que será tratada, según las capacidades de las instalaciones y las necesidades del mercado.

El objetivo primordial de una refinería es la separación del petróleo en los diferentes combustibles para la industria automotriz y los de servicio industrial como son: gasolinas, diesel, gas licuado del petróleo (LPG), gas natural licuado (LNG) y gas natural comprimido (CNC).

Así, otro objetivo en la refinería es el de obtener un alto número de octanaje en las gasolinas y en el diesel un alto número de cetano, aunado al bajo contenido de azufre.

Para llevar a cabo dicho objetivo se emplea un principio básico en la refinación del petróleo crudo: la destilación, la cuál consiste en calentar el petróleo en una caldera y hacerlo pasar hirviendo por altas torres, donde la temperatura en las partes superiores se mantiene más baja que en el fondo. Este proceso de refinación es continuo, es decir, el petróleo se bombea permanentemente a la caldera y los productos son extraídos continuamente de las torres. Esto se repite en varias plantas de la refinería, para conseguir los productos requeridos del crudo que se dispone.

Para esto se necesita de una destilación atmosférica y una destilación al vacío, las cuales, se describen brevemente a continuación.



♦ Planta de Topping o Destilación Atmosférica:

En la torre de Topping de la unidad de destilación atmosférica tiene lugar, mediante vaporización flash y fraccionamiento, la separación del petróleo crudo en gasolina, nafta, keroseno (kerosene), diesel, gasóleo (gasoil) virgen y crudo reducido.

♦ Unidad de vacío:

Su función es preparar una carga de alimentación adecuada para la unidad de craking catalítico, mediante el fraccionamiento del crudo reducido procedente de la destilación atmosférica a través de una destilación al vacío para evitar la coquización de estos productos, la cual se describirá con más detalle en este trabajo.

Por otro lado, la gran evolución de los métodos computacionales, tanto en su aspecto de hardware como software, ha permitido afrontar la resolución de problemas físico matemáticos cuya solución analítica resultaría prácticamente imposible. Por lo tanto, la simulación intenta reproducir la realidad a partir de la resolución numérica de las ecuaciones matemáticas que describen dicha realidad mediante una computadora. Por lo que, hay que decir que la simulación es tan exacta como lo sean las ecuaciones de partida y la capacidad de las computadoras para resolverlas, lo cual fija límites en su utilización.

La simulación de los procesos químicos nos brinda la oportunidad de perfeccionar los diseños, optimizar las condiciones de operación y predecir y prevenir situaciones operativas inadecuadas; en este trabajo se aborda la problemática de una torre de vacío. En un sistema de vacío o alto vacío, el correcto dimensionamiento de los equipos y líneas que unen al sistema de eyectores con el recinto de proceso es por lo menos tan importante como determinar correctamente la velocidad de bombeo necesaria para el proceso.

La destilación de los residuos provenientes de la planta topping, consiste en separar los productos que a partir la destilación atmosférica no es posible realizar, ya que a presiones elevadas se requiere incrementar la temperatura para lograr la vaporización requerida, lo que da como consecuencia un craking térmico.



Debido a lo anterior, este proceso de destilación opera a baja presión. A esa condición, la vaporización se lleva a cabo a menor temperatura, con lo que se evitan los problemas del craking térmico, además de que se consume menor energía para lograr la destilación. El vacío es de gran importancia en este tipo de torres ya que de esto depende la separación del residuo primario.

En este trabajo se realizó una simulación del proceso de la Planta de vacío utilizando el simulador Aspen Plus de Aspen Technology que nos ayudará a predecir el comportamiento de dicho proceso, la intención es determinar las condiciones de operación adecuadas para el sistema de vacío, en caso de que el funcionamiento no sea el óptimo, y proponer los ajustes necesarios en las condiciones de operación de la torre de vacío, así como indicar cuales son las variables críticas en el proceso.



1.2. OBJETIVOS.

- a) Realizar la simulación según las condiciones de diseño con una alimentación de 90000 bpd std de un residuo atmosférico de un crudo muy pesado en una torre de vacío que opera como rectificadora en una planta primaria. Con ello se deben obtener dos productos gasóleo ligero de vacío "GOL AV" y gasóleo pesado de vacío "GOP AV" con la especificación a máxima producción modificando los parámetros de la torre, como son: vapor de arrastre, flujo de bombas de calor y/o temperatura de retorno de las bombas de calor.
- b) Realizar la simulación según las condiciones de diseño con una alimentación de 90000 bpd std de un residuo atmosférico de un crudo muy pesado en una torre de vacío que opera como agotadora/rectificadora en una planta primaria. Obteniéndose dos productos GOL AV y GOP AV con la especificación a máxima producción modificando los parámetros de la torre, como son: vapor de arrastre, flujo de bombas de calor y/o temperatura de retorno de las bombas de calor.
- c) Verificar que las condiciones de la simulación sean adecuadas en la operación, tales como el perfil de temperaturas, la temperatura de salida del horno así como la temperatura del fondo de la torre de vacío.
- d) Comparar los resultados obtenidos con los resultados de laboratorio para verificar los resultados de la simulación.

Faltan páginas

N° 6



CAPÍTULO 2

"MARCO TEÓRICO"



2.1. INTRODUCCIÓN.

El petróleo es una mezcla en la que existen compuestos denominados hidrocarburos, constituidos por átomos de carbono e hidrógeno y pequeñas proporciones de heterocompuestos con presencia de nitrógeno, azufre, oxígeno y algunos metales, se encuentra en forma natural en depósitos de roca sedimentaria. Su color varía entre ámbar y negro. La palabra petróleo significa aceite de piedra.

La vida sin el petróleo no podría ser como la conocemos. Del crudo obtenemos gasolina y diesel para nuestros autos y autobuses, combustible para barcos y aviones. Lo usamos para generar electricidad, obtener energía calorífica para fábricas, hospitales y oficinas y diversos lubricantes para maquinaria y vehículos. La industria petroquímica usa productos derivados de él para hacer plásticos, fibras sintéticas, detergentes, medicinas, conservadores de alimentos, hules y agroquímicos.

El petróleo ha transformado la vida de las personas y la economía de las naciones. Su descubrimiento creó riqueza, modernidad, pueblos industriales prósperos y nuevos empleos, motivando el crecimiento de las industrias mencionadas. El problema de la génesis del petróleo ha sido, por mucho tiempo, un tópico de investigación de interés. Se sabe que la formación del petróleo esta asociada al desarrollo de rocas sedimentarias, depositadas en ambientes marinos o próximos al mar, y que es el resultado de procesos de descomposición de organismos de origen vegetal y animal que en tiempos remotos quedaron incorporados en esos depósitos.

2.2. CONCEPTOS BÁSICOS DE REFINACIÓN Y SIMULACIÓN.

El petróleo crudo no es utilizable por sí solo. El proceso de extracción del petróleo es producto del refinamiento, de donde resultan, los productos acabados y las materias químicas más diversas. Esta operación se desarrolla en las industrias petroleras o refinerías, la actividad petrolera está compuesta por exploración y producción, con la actividad de almacenamiento, venta y distribución.



El petróleo crudo llega a las refinerías y es almacenado en grandes estanques para regular la cantidad que será tratada, según las capacidades de las instalaciones y las necesidades del mercado.

El objetivo primordial de una refinería es la separación del petróleo en los diferentes combustibles para la industria automotriz y los de servicio industrial como son: gasolinas, diesel, gas licuado del petróleo (LPG), gas natural licuado (LNG) y gas natural comprimido (CNG)²⁰.

Otro objetivo es el de obtener un alto número de octanaje en las gasolinas y en el diesel un alto número de cetano, aunado al bajo contenido de azufre. Como se muestra en la tabla 2.2.1; el primero se usa para el parque vehicular y se producen dos tipos PEMEX Premium sin plomo y PEMEX magna sin plomo, el segundo es utilizado en camiones de carga de servicio ligero y pesado, autobuses de servicio urbano y de transporte foráneo, locomotoras, embarcaciones, maquinaria agrícola, industrial y de la construcción (trascabos, grúas, tractores, aplanadoras, entre otros) y se produce como PEMEX diesel²⁰.

Tabla 2.2.1. Contenido de octanaje en gasolinas y contenido de cetano en el diesel.

PEMEX MAGNA			
No. De octanos	Aromáticos	Olefinas	Benceno
87	Porcentajes en volúmenes máximos		
	25	10	1
PEMEX PREMIUN			
No. De Octanos	Aromáticos	Olefinas	Benceno
93	Porcentajes en volúmenes máximos		
	25	10	1
Fuente: Instituto Nacional de Ecología (INE), Environmental Protection Agency (EPA), California Air Resources Board (CARB).			
PEMEX DIESEL			
Número de Cetanos	Contenido de Azufre (% en peso)		
55	0.03		
Fuente: Winter Diesel Fuel Quality Survey. Worldwide 1996. Paramins.			



Octanaje o número de octano es una medida de la calidad y capacidad antidetonante de las gasolinas para evitar las detonaciones y explosiones en las máquinas de combustión interna, de tal manera que se libere o se produzca la máxima cantidad de energía útil^{19 y 21}.

El número de cetano es la medida de la calidad de ignición y capacidad antidetonante del Diesel y es indicativo del grado de eficiencia de la combustión de este energético en el motor, de forma tal que se produzca la máxima cantidad de energía aprovechable²³.

Otro parámetro importante es el contenido de azufre, su efecto se manifiesta en un desgaste de la máquina y en la contaminación del ambiente. A menor contenido de este elemento, el combustible es más limpio y menos contaminante.

El principio básico que se emplea en la refinación del petróleo crudo es la destilación. Calentar el petróleo en una caldera y hacerlo pasar hirviendo por altas torres, donde la temperatura en las partes superiores se mantiene más baja que en el fondo. Este proceso de refinación es continuo, es decir, el petróleo se bombea permanentemente a la caldera, y los productos son extraídos continuamente de las torres. Esto se repite en varias plantas de la refinería y para conseguir los productos que se requieren del crudo que se dispone, se utilizan otras plantas que le dan el terminado y tratamiento químico de los productos, para quitarles el color y el olor no deseados y de la producción de aceites lubricantes.

Considerando la mezcla de hidrocarburos que componen el petróleo crudo, se puede deducir que, entre más liviano sea, es más volátil y, por tanto, más bajo su punto de ebullición. Esta es la razón por la que el grupo de hidrocarburos de la gasolina hierve a menor temperatura que el gasoil, y así sucesivamente. Son estas diferencias las que facilitan la selección de los diferentes grupos o fracciones.

Los vapores escapan en forma de burbujas a través de las válvulas en los platos o bandejas situadas a distintas alturas en las torres, mientras que el líquido, más frío, cae continuamente desde la parte superior.



Los vapores pasan a través de los platos por medio de orificios guarnecidos de cilindros abiertos, cubiertos por "casquetes de burbujeo", cuya forma es la de una cubierta invertida y cuyos bordes no tocan el piso, obligando a los vapores a pasar burbujeando a través del líquido que se acumula sobre cada plato en los distintos pisos.

Una condensación y redestilación progresiva ocurren en cada piso o "plato", como son llamados. La gasolina sale en forma de vapor de la parte superior de la torre, el kerosene o kerosina es retirado de una bandeja más abajo y el diesel, mucho más abajo. Estas fracciones son enfriadas y almacenadas en pequeños estanques especiales. El petróleo que no ha podido evaporarse fluye de la base de la torre en forma de residuo negro. Así, en la torre de fraccionamiento, tiene lugar el primer paso de la separación de los hidrocarburos contenidos en el petróleo crudo; luego sigue una cantidad de operaciones de purificación de las sustancias obtenidas y separación de otras nuevas.

Existen otras plantas de proceso que cumplen funciones complementarias a la destilación primaria y que permiten un mejor aprovechamiento de los residuos e hidrocarburos primarios que se destilan en esta primera etapa, como se observa en la figura 2.2.1; a continuación se describen algunas de las plantas que integran a una refinería:

♦ Planta de Topping o Destilación Atmosférica:

En la torre de Topping de la unidad de destilación atmosférica tiene lugar una vaporización flash y un fraccionamiento, la separación del petróleo crudo en gasolina, nafta, keroseno, diesel, gasóleo virgen y crudo reducido.

♦ Unidad de vacío:

Su función es preparar una carga de alimentación adecuada para la unidad de craking catalítico, mediante el fraccionamiento del crudo reducido procedente de la destilación atmosférica a través de una destilación al vacío para evitar la coquización de estos productos. La cual se describirá con más detalle en este trabajo.

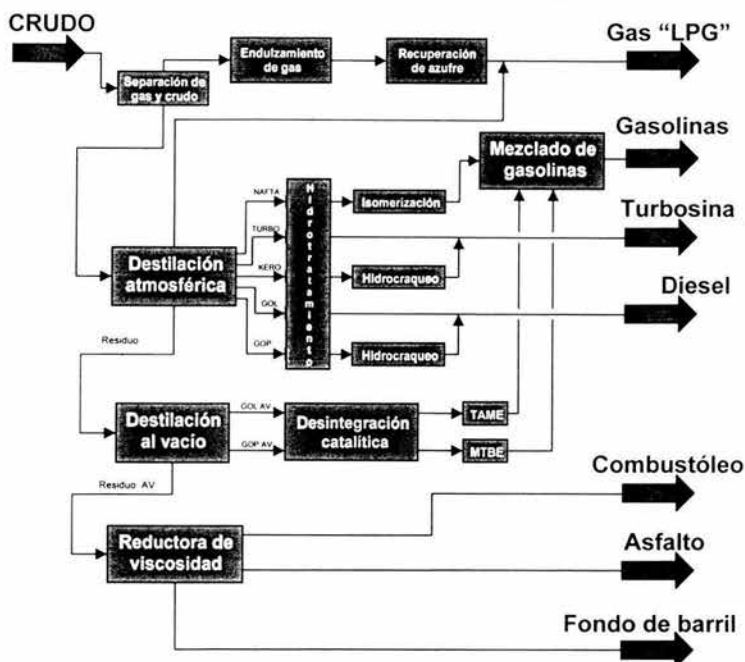


Figura 2.2.1. Diagrama de bloques de plantas que integran una refinería.

♦ Planta de craking catalítico:

El proceso de craking catalítico fluidizado convierte hidrocarburos pesados en productos más livianos de mayor valor. En este caso, se efectúa un rompimiento de las moléculas de cadena larga, que constituyen el gasoil de vacío en presencia de un catalizador, a altas temperaturas, pero a presión un poco superior a la atmosférica.

♦ Planta de reformación catalítica:

Es un proceso destinado a convertir naftas de bajo octanaje en gasolinas o reformados de alto número de octano.

♦ Planta de recuperación de livianos y tratamiento:

Está diseñada para recuperar el propano y el butano de diferentes secciones de la refinería. Los productos de esta planta son gasolina estabilizada de craking, propano, butano y gas de refinería que se quema en los hornos.



◆ Planta de alquilación:

En técnica petrolera, alquilación es la combinación química entre una isoparafina (isobutano) y una olefina (butileno) para formar hidrocarburos isómeros (isooctano) que destilan en el rango de la gasolina que, por su alto número de octano, sirven como base para preparar gasolina de diferentes octanajes.

◆ Planta de visbreaking (reductora de viscosidad):

La función de esta unidad es reducir la viscosidad del residuo proveniente de la torre de vacío, con el objeto de agregarle menos diesel para producir petróleos combustibles. La reducción de viscosidad se obtiene mediante una ruptura (cracking) térmica moderada del residuo de vacío (brea, alquitrán).

◆ Planta de etileno:

Partiendo de subproductos gaseosos de la refinería, etano, propano, butano, gas, se prepara industrialmente el etileno, que constituyen una materia básica en la fabricación de gran número de productos petroquímicos de interés industrial.

La simulación es la representación de un proceso o fenómeno mediante otro más simple, que permite analizar sus características; la simulación no es solo eso, sino también es algo muy cotidiano, hoy en día, puede ser desde la simulación de un examen, la producción de textiles, alimentos, juguetes, construcción de infraestructuras, hasta el entrenamiento virtual de los pilotos por mencionar algunos.

La gran evolución de los métodos computacionales tanto en su aspecto de hardware como software, ha permitido afrontar la resolución de problemas físico matemáticos cuya solución analítica resultaría prácticamente imposible. Así pues la simulación intenta reproducir la realidad a partir de resolución numérica, mediante una computadora, de las ecuaciones matemáticas que describen dicha realidad. Por lo tanto, hay que decir que la simulación es tan exacta como lo sean las ecuaciones de partida y la capacidad de las computadoras para resolverlas, lo cual fija límites en su utilización.



Los simuladores encuentran su aplicación frecuente en las industrias que manejan sustancias simples, y por ende más estudiadas. Si bien el petróleo es una mezcla compleja, sus componentes tienen una historia larga y su estudio es muy amplio. En el otro extremo está el manejo de sólidos, cuyo estudio fue por mucho tiempo relegado al empirismo, aunque ahora se ha integrado también a estos programas. Industrias como la alimentaria apenas hoy hacen uso de estos paquetes.

En los últimos años las empresas han implantado todas aquellas tecnologías que puedan hacer realidad los tres objetivos del diseño moderno:

- ◆ Diseñar para conseguir una fabricación a un costo competitivo.
- ◆ Diseñar en orden la utilización real en servicio.
- ◆ Diseñar bien al primer intento.

La simulación en todos estos campos, tiene algo en común, que es la creación de un mundo irreal, pero muy real para las personas que diariamente dependen de su existencia, en campos como la calidad industrial, la medicina, el entrenamiento, los juegos, etc. Gracias a la simulación de procesos nuestro mundo real es mejor.

Nuestra visión ingenieril de la ciencia básica y de los procesos simples nos da fundamentos para poder entender lo que hace un simulador y jamás perder "el piso". El simulador, a su vez, extiende nuestra capacidad de análisis tomando en sus manos los cálculos y librándonos del tedio. El círculo se cerrará con el perfeccionamiento de los sistemas de entrega de resultados y la interacción multidisciplinaria. Las visiones micro y macro, integradas, permutadas, se han entregado así a un proceso de toma de decisiones que es, al fin y al cabo, para el cuál nos entrenamos como Ingenieros Químicos¹⁵.

La simulación de los procesos químicos nos brinda la oportunidad de perfeccionar los diseños, optimizar las condiciones de operación y predecir y prevenir situaciones operativas inadecuadas. En este trabajo se aborda la problemática de una torre de vacío.



En un sistema de vacío o alto vacío, el correcto dimensionamiento de los equipos y líneas que unen al sistema de eyectores con el recinto del proceso es por lo menos tan importante como determinar correctamente la velocidad de bombeo necesaria para el proceso.

Un incorrecto dimensionamiento de los equipos y líneas puede llevar a que, aún cuando la velocidad del sistema de eyectores instalado sea mucho mayor que la requerida, no se alcance la presión de trabajo o se tenga una presión inestable durante el proceso.

El proceso de destilación al vacío: consiste en separar los productos que mediante la destilación atmosférica no es posible realizar, ya que a presiones elevadas se requiere incrementar la temperatura para lograr la vaporización requerida, lo que tiene como consecuencia el craking térmico.

Por lo cual el proceso de destilación al vacío opera a baja presión. A esa presión la vaporización se lleva a cabo a menor temperatura con lo que se evitan los problemas del craking térmico, además que se consume menor energía para lograr la destilación. El vacío es de gran importancia en este tipo de torres ya que de esto depende la separación del residuo primario.

La simulación de procesos es una de las más grandes herramientas de la ingeniería química, la cual se utiliza para representar un proceso mediante modelos matemáticos de balances de materia y energía, soportados en años de investigación de modelos termodinámicos de predicción de propiedades de los componentes.

Finalmente el trabajo pretende:

- Realizar una simulación del proceso de la Planta de vacío utilizando el simulador Aspen Plus de Aspen Technology que nos ayudará a predecir el comportamiento de dicho proceso.

- Determinar y justificar la necesidad de un cambio en el sistema de vacío, en caso de que el funcionamiento no sea el óptimo.



2.3. REFERENCIAS HISTÓRICAS DE REFINACIÓN DEL PETRÓLEO.

En el siglo pasado, los franceses de Alsacia refinaron el petróleo de Pechelbronn, calentándolo en una gran "cafetera". Así, por ebullición, los productos más volátiles se iban primero y a medida que la temperatura subía, le llegaba el turno a los productos cada vez más pesados. El residuo era la brea de petróleo o de alquitrán. Asimismo, calcinándolo se le podía transformar en coque, excelente materia prima para los hornos metalúrgicos de la época.

Los ingenieros americanos y germanos introdujeron los alambiques en cascada, sistema en que cada cilindro era mantenido a una temperatura constante. El petróleo penetraba en el primero y una vez rescatado lo que podía evaporarse, pasaba al siguiente, que se encontraba a temperatura más alta y así sucesivamente hasta el último, desde el cual corría la brea¹⁷.

En México se construyó una refinería experimental en 1906, frente al río Coatzacoalcos, situada aproximadamente a kilómetro y medio de la ciudad de Minatitlán, Veracruz. Esta refinería consistía en lo siguiente: un alambique para petróleo crudo de 65 barriles de capacidad con su condensador y demás accesorios, dos agitadores de 60 pulgadas de diámetro y 75 pulgadas de profundidad; un alambique de vapor con capacidad de 14 barriles con su condensador y demás accesorios; y tanques para almacenamiento de los diferentes productos de esa planta. Además de una caldera de vapor, una bomba para comprimir aire, una para petróleo crudo, una para petróleo refinado, una para alimentar de agua a la caldera y una para suministrar el ácido a los agitadores. También contaba con un laboratorio para investigación²².

El principio básico en la refinación del crudo radica en los procesos de destilación y de conversión, donde se calienta el petróleo en hornos de proceso y se hace pasar por torres de separación o fraccionamiento y plantas de conversión. En las distintas unidades se separan los productos de acuerdo a las exigencias del mercado.



Según Petrox¹⁷, las primeras referencias que se tienen del petróleo en la antigüedad es la presencia de emanaciones de gases espontáneamente inflamadas desde el suelo. En otras ocasiones, el petróleo se manifestaba en corrientes de agua, siendo recogido y empleado en diversos usos como ungüento para curar las heridas, enfermedades de la piel o dar masaje a los músculos reumáticos.

Fueron los egipcios los primeros en darle uso medicinal, ocupándolo también en embalsamamientos y como aceite para las ruedas de sus carruajes.

En Babilonia fue utilizado como combustible y para unir mosaicos y piedras en sus construcciones. La existencia del asfalto en el Mar Muerto es mencionada por primera vez por Moisés en sus escritos.

De igual modo, el historiador Plinio mencionó el manantial de Agrigento, que suministraba el aceite mineral de Sicilia para lámparas y Marco Polo, en la narración de sus viajes, describió el empleo del petróleo para el alumbrado, que era transportado en camellos hasta Bagdad.

En el año 100 antes de Cristo, los chinos se convirtieron en los primeros exploradores de petróleo. Buscaban en el lugar que les parecía adecuado y perforaban con taladros de bambú.

En México los antiguos pobladores tenían conocimiento de esta sustancia, pues fue empleada de diversas formas entre las cuales se cuenta la reparación de embarcaciones para la navegación por los ríos haciendo uso de sus propiedades impermeabilizantes¹⁶.

Las exploraciones petroleras iniciaron hace más de cien años (en 1859, Edwin Drake inició una nueva época cuando encontró petróleo en Pennsylvania, a una profundidad de sólo 69 pies), cuando las perforaciones se efectuaban cerca de filtraciones de petróleo; las cuales indicaban que el petróleo se encontraba bajo la superficie. Hoy día, se utilizan técnicas sofisticadas, como mediciones sísmicas, de microorganismos e imágenes de satélite¹⁸.



Potentes computadoras asisten a los geólogos para interpretar sus descubrimientos. Pero finalmente, sólo la perforación puede determinar si existe o no existe petróleo bajo la superficie.

Se ha encontrado petróleo en todos los continentes excepto en la Antártida.

En su estado natural se le atribuye un valor mineral, siendo susceptible de generar, a través de procesos de transformación industrial, productos de alto valor, como son los combustibles, lubricantes, ceras, solventes y derivados petroquímicos.

El petróleo no se encuentra distribuido de manera uniforme en el subsuelo hay que tener presencia de al menos cuatro condiciones básicas para que éste se acumule:

- 1) Debe existir una roca permeable de forma tal que bajo presión el petróleo pueda moverse a través de los poros microscópicos de la roca.
- 2) La presencia de una roca impermeable, que evite la fuga del aceite y gas hacia la superficie.
- 3) El yacimiento debe comportarse como una trampa, ya que las rocas impermeables deben encontrarse dispuestas de tal forma que no existan movimientos laterales de fuga de hidrocarburos.
- 4) Debe existir material orgánico suficiente y necesario para convertirse en petróleo por el efecto de la presión y temperatura que predomine en el yacimiento.

2.3.1. Teoría de (Engler) origen del petróleo.

Las teorías originales, en las que se atribuyó al petróleo un origen inorgánico (Berthelott y Mendeleyev) han quedado descartadas, y proponían lo siguiente: la formación del petróleo fue el resultado de reacciones geoquímicas entre el agua y



el bióxido de carbono, además de otras sustancias inorgánicas como carburos y carbonatos de metales.

Uno de los supuestos acerca del origen del Petróleo de forma orgánica, lo constituye la Teoría de Engler (1911)¹⁸, que establece las siguientes etapas:

1^a etapa:

Depósitos de organismos de origen vegetal y animal que se acumulan en el fondo de mares internos (lagunas marinas). Las bacterias actúan, descomponiendo los constituyentes carbohidratos en gases y materias solubles en agua, y de esta manera son desalojados del depósito. Permanecen los constituyentes de tipo ceras, grasas y otras materias estables, solubles en aceite.

2^{da} etapa:

A condiciones de alta presión y temperatura, se desprende CO_2 de los compuestos con grupos carboxílicos, y H_2O de los ácidos hidroxílicos (hidroxiácidos) y de los alcoholes, dejando un residuo bituminoso. La continuación de exposiciones a calor y presión provoca un craqueo ligero con formación de olefinas (protopetróleo).

3^{era} etapa:

Los compuestos no saturados, en presencia de catalizadores naturales, se polimerizan y ciclan para dar origen a hidrocarburos de tipo nafténico y parafínico. Los aromáticos se forman, presumiblemente, por reacciones de condensación acompañando al craqueo y ciclización, o durante la descomposición de las proteínas.

2.3.2. Principales compuestos del petróleo.

Dependiendo del número de átomos de carbono y de la estructura de los hidrocarburos que integran el petróleo, se tienen diferentes propiedades que los caracterizan y determinan su comportamiento como combustibles, lubricantes, ceras o solventes.



Las cadenas lineales de carbono asociadas a hidrógeno, constituyen las parafinas como se muestra en la tabla 2.3.2.1; cuando las cadenas son ramificadas se tienen las isoparafinas como se muestra en la tabla 2.3.2.2; al presentarse dobles uniones entre los átomos de carbono se forman las olefinas como se muestra en la tabla 2.3.2.3; las moléculas en las que se forman ciclos de carbono son los naftenos como se muestra en la tabla 2.3.2.4, y cuando estos ciclos presentan dobles uniones alternas (anillo bencénico) se tiene la familia de los aromáticos como se muestra en la tabla 2.3.2.5. Además hay hidrocarburos con presencia de azufre como se muestra en la tabla 2.3.2.6, nitrógeno como se muestra en la tabla 2.3.2.7 y oxígeno como se muestra en la tabla 2.3.2.8 formando familias bien caracterizadas, y un contenido menor de otros elementos. Al aumentar el peso molecular de los hidrocarburos las estructuras se hacen verdaderamente complejas y difíciles de identificar químicamente con precisión.

Un ejemplo son los asfáltenos que forman parte del residuo de la destilación al vacío. Estos compuestos además están presentes como coloides en una suspensión estable que se genera por el agrupamiento envolvente de las moléculas grandes por otras cada vez menores para constituir un todo semicontinuo.

Tabla 2.3.2.1. Parafinas presentes en el petróleo.

PARAFINAS						
% EN PESO H ₂	C1	C2	C3	C4	C5	→ ∞
	25	30	18.2	17.3	16.7	14.3
$\begin{array}{c} \text{H} \\ \\ \text{H}-\text{C}-\text{H} \\ \\ \text{H} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{H} \ \text{H} \\ \ \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \ \\ \text{H} \ \text{H} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \\ \ \ \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \ \ \\ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \\ \ \ \ \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \ \ \ \\ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \end{array}$	$\begin{array}{c} \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \\ \ \ \ \ \\ \text{H}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{C}-\text{H} \\ \ \ \ \ \\ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \ \text{H} \end{array}$		
Metano	Etano	Propano	Butano	Pentano		



Tabla 2.3.2.2. Isoparafinas presentes en el petróleo.

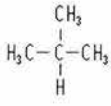
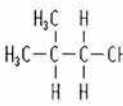
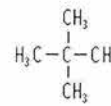
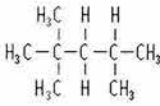
ISOPARAFINAS									
% EN PESO H ₂	C1 25	C2 30	C3 18.2	C4 17.3	C5 16.7	→		∞ 14.3	
No. ISOMEROS	C4 2	C5 3	C6 5	C7 9	C8 18	C9... 35	C12... 355	C15... 4347	C18 60523
									
	Iso butano	Iso pentano	Neopentano		Iso octano				

Tabla 2.3.2.3. Estructuras básicas de olefinas presentes en el petróleo.

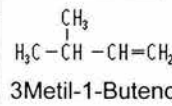
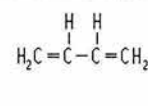
OLEFINAS				
14.3 % H ₂	14.3 % H ₂	14.3 % H ₂	14.3 % H ₂	11.1 % H ₂
H ₂ C=CH ₂	H ₃ C-CH=CH ₂	H ₃ C-CH=CH-CH ₃ 2-Buteno	 3Metil-1-Buteno	
Etileno	Propileno	Butileno	Iso amileno	1,3-butadieno

Tabla 2.3.2.4. Estructuras básicas de naftenos presentes en el petróleo.

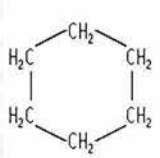
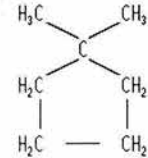
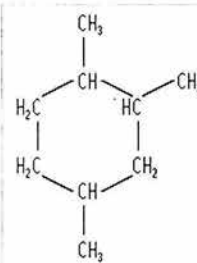
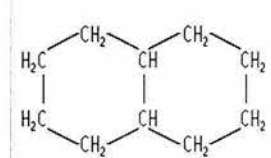
NAFTENOS			
14.3 % H ₂	14.3 % H ₂	14.3 % H ₂	13 % H ₂
			
Ciclohexano	1,1-Dimetil ciclopentano	1,2,3-Trimetil ciclohexano	Decahidronaftaleno (Decalina)

Tabla 2.3.2.5. Estructuras básicas de aromáticos presentes en el petróleo.



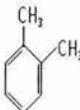

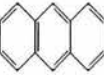
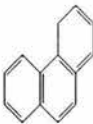
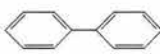
AROMÁTICOS						
8.3 % H ₂	8.7 % H ₂	9.4 % H ₂	6.3 % H ₂	5.6 % H ₂	5.6 % H ₂	6.5 % H ₂
						
Benceno	Tolueno	Ortoxileno	Naftaleno	Antraceno	Fenantreno	Bifenilo

Tabla 2.3.2.6. Principales compuestos de azufre presentes en el petróleo.




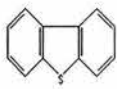
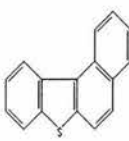
COMPUESTOS DE AZUFRE				
				
Sulfuros Cíclicos	Tiofenos	Benzotiofeno	Dibenzotiofeno	Naftobenzotiofeno
H ₂ S	RSR'	RSH	RS SR'	
Ácido Sulfhídrico	Sulfuros	Mercaptanos	Disulfuros	

Tabla 2.3.2.7. Principales compuestos de nitrógeno presentes en el petróleo.


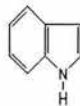
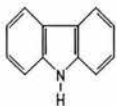
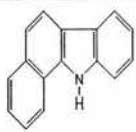



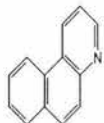
COMPUESTOS DE NITRÓGENO			
			
Pirrol	Indol	Carbazol	Benzocarbazol
			
Piridina	Quinoleina	Indolita	Benzoquinoleina

Tabla 2.3.2.8 Principales compuestos de oxígeno presentes en el petróleo.

COMPUESTOS DE OXÍGENO					
CH ₃ OH		CH ₃ -O-CH ₃	C ₆ H ₅ -O-C ₆ H ₅		
Alcoholes		Éteres		Éteres Cíclicos	Cetonas
Metanol	Fenol	Dimetil éter	Difenil éter	Tetra hidropirano	Acetona
CH ₃ -COO-C ₂ H ₅		O=C=O	CH ₃ -COOH	C ₆ H ₅ -O-COOH	
Ésteres	Anhídridos		Ácidos Carboxílicos		Furanos
Acetato de etilo	Acético	Carbónico	Acético	Benzoico	Furano

Son miles los compuestos químicos que constituyen el petróleo, y entre muchas otras propiedades, estos compuestos se diferencian por su volatilidad (dependiendo de la temperatura de ebullición).

Al calentarse el petróleo, se evaporan preferentemente los compuestos ligeros (de estructura química sencilla y bajo peso molecular), de tal manera que conforme aumenta la temperatura, los componentes más pesados van incorporándose al vapor.

2.3.3. Clasificación del petróleo.

El petróleo es una mezcla muy compleja de hidrocarburos con distintos tamaños, a esta mezcla se trata como un conjunto de elementos llamados pseudo componentes que son incorporados a los modelos termodinámicos con un tratamiento equivalente a los compuestos químicos identificables. Para hacer esto posible se utilizan las técnicas de curvas de destilación TBP o ASTM. Las pruebas ASTM D-86y D-1160 son destilaciones intermitentes de laboratorio razonablemente rápidas, que involucran el equivalente de aproximadamente una etapa de equilibrio sin reflujo, salvo el debido a la pérdida de calor.

ASTM-D86 o ASTM (atmosférica): se utiliza para fracciones o productos del petróleo, que incluyen a las gasolinas, combustibles para turbinas, naftas, querosines, aceite para gas de alumbrado, destilado de aceites combustibles y solventes que no tienden a descomponerse cuando se evaporan a 760 mmHg.

ASTM-D1160 o ASTM (al vacío a menudo 10 torr (1.3 kPa): se utiliza para fracciones pesadas del petróleo, que tienden a descomponerse en la prueba ASTM-D86, pero pueden evaporarse parcial o totalmente a una temperatura máxima de líquido de 750 °F (400 °C) y a presiones hasta 1.0 torr (0.13 kPa).

El número de átomos de carbono en los componentes puede variar desde 1 hasta más de 50, por consiguiente los compuestos pueden tener temperaturas de ebullición, a presión atmosférica, que varían entre -162 °C (-259 °F) hasta más de 538 °C (100 °F). En un intervalo dado de puntos de ebullición el número de compuestos diferentes que muestran pequeñas diferencias en la volatilidad se multiplican rápidamente, al incrementarse la temperatura de ebullición.

El aparato que se necesita consta de lo siguiente: un matraz Engler con calentamiento y con capacidad de 100 a 125 mL, contiene un termómetro calibrado para la medición de la temperatura del vapor, a la entrada del tubo del condensador, un condensador inclinado de bronce en un baño de enfriamiento, que utiliza un refrigerante y una probeta graduada, para la recolección del destilado. A la lectura de temperatura no se le aplica la corrección del vástago. El sistema se puede observar en la figura 2.3.3.1.

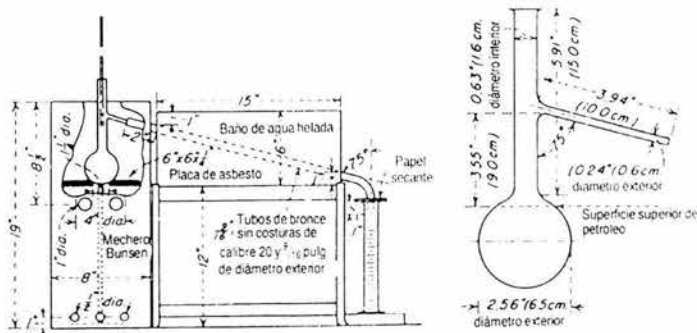


Figura 2.3.3.1. Aparato de destilación ASTM.



En la prueba ampliamente utilizada ASTM D-86, se introduce al matraz una muestra de 100 mL y se calienta a una velocidad suficiente para producir la primera gota de destilado, en el extremo inferior del condensador de tubo, durante 5 a 15 minutos, que dependen de la naturaleza de la muestra. En ese instante, se registra la temperatura del vapor, como la temperatura inicial de ebullición (TIE). El calentamiento continua a una velocidad tal que el tiempo transcurrido desde el punto inicial de ebullición hasta la recuperación del 5% del volumen de la muestra en la probeta sea de 60 a 75 seg. En este instante, se registra la temperatura del vapor. A continuación, se registran las temperaturas sucesivas del vapor, desde 10 hasta 90% del volumen de muestra recuperado, a intervalos de 10, y al 95% de recuperación, con la velocidad de calentamiento ajustada de tal forma que se recolecten de 4 a 5 mL por minuto. Al 95% de recuperación, la flama del mechero se incrementa, si es necesario, para lograr una temperatura máxima del vapor, a la que se conoce como la temperatura final de ebullición (TFE) y se continúa el calentamiento, durante tres a cinco minutos más. El porcentaje de recuperación se informa como el porcentaje máximo recuperado en la probeta².

Cualquier residuo que quede en el matraz se reporta como el porcentaje de residuo y la diferencia a 100 mL, (la suma de los porcentajes recuperado y el residuo) se reporta como el porcentaje de pérdida².

La destilación ASTM D-1160 se lleva acabo de la misma manera que la ASTM D-86 pero a presiones más bajas que la atmosférica.

Las curvas de destilación **TBP** (del inglés "true boiling point", temperatura de ebullición real) distinguen a los diferentes tipos de petróleo y definen los rendimientos que se pueden obtener de los productos por separación directa. Por ejemplo, mientras que en el *crudo Istmo* se obtiene un rendimiento directo de 26% volumétrico de gasolina, en el *Maya* sólo se obtiene 15.7%.

¿Los productos de la destilación de mezclas complejas son mezclas complejas? Sí por que, el carácter y los rendimientos de estos productos varían considerablemente y dependen de la fuente de alimentación, incluso los petróleos crudos del mismo sitio pueden mostrar grandes variaciones.



La escala de operaciones de destilación del petróleo es, por lo general grande, dichas operaciones son comunes en varios procesos de refinación del petróleo las cuales fueron analizadas por Nelson¹³ y Watkins¹⁴, en donde se incluyen: la destilación a presión atmosférica del petróleo crudo, la destilación al vacío de los fondos residuales obtenidos de la destilación a presión atmosférica, el fraccionamiento principal de los efluentes gaseosos, procedentes del craqueo catalítico de varias fracciones del petróleo y el fraccionamiento principal de los efluentes procedentes de la desintegración térmica de varias fracciones del petróleo.

Estas destilaciones se realizan en grandes equipos, que pueden consumir grandes cantidades de energía. Por lo tanto, la optimización del diseño y la operación es muy importante y con frecuencia, da por resultado configuraciones del equipo relativamente complejas.

La caracterización del petróleo y sus fracciones ha progresado mucho en la identificación de las especies químicas presentes, para el diseño y análisis de la operación de la planta de destilación es suficiente la caracterización del petróleo y sus fracciones, por medio de la gravedad API -(American Petroleum Institute) las curvas de destilación de laboratorio ASTM, con estas pruebas se puede conocer el contenido de azufre, contenido de agua y sedimento, contenido de sales y metales, la presión de vapor (Reid), la viscosidad (Saybolt Universal), el punto de anilina y número de octanos, el punto de congelamiento y de nube, la temperatura de humo, los índices de refracción, diesel y cetano, el número de neutralización, punto de vaciamiento, el contenido de cera, carbón y la penetración.

Pero estas propiedades son de menor interés, para este caso, aunque las alimentaciones y los productos tengan que cubrir ciertos valores especificados. La densidad del petróleo crudo o sus fracciones por lo general se mide, mediante la prueba ASTM D-287 o su equivalente, la ASTM D-1298 y se informa como la gravedad específica (SG) 60/60 °F [medida a 60 °F (15.6 °C) y referida al agua a 60 °F /15.6 °C)] conocida como la gravedad API, que se define como:



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

Por consiguiente, el agua tiene una gravedad API de 10.0 y la mayor parte de los petróleos crudos y sus fracciones tienen valores para la gravedad API, que varían entre 10 y 80. Los hidrocarburos ligeros (n-pentano y más ligeros) tienen valores para la gravedad API de 92.8 o más.

La industria mundial de hidrocarburos líquidos clasifica el petróleo de acuerdo a su densidad API (parámetro internacional del Instituto Americano del Petróleo, que diferencia las calidades del crudo), como se muestra en la tabla 2.3.3.1.

Tabla 2.3.3.1. Clasificación del petróleo.

CLASIFICACIÓN DEL PETRÓLEO		
Aceite crudo	Densidad (g/cm ³)	Densidad en grados API
Extrapesado	>1.0	10.0
Pesado	1.0 – 0.92	10.0 - 22.3
Mediano	0.92 – 0.87	22.3 - 31.1
Ligero	0.87 – 0.83	31.1 – 39
Superligero	< 0.83	> 39

Para exportación, en México se preparan tres variedades de petróleo crudo¹⁸:

Istmo. Ligero con densidad de 33.6 grados API y 1.3% de azufre en peso.

Maya. Pesado con densidad de 22 grados API y 3.3% de azufre en peso.

Olmeca. Superligero con densidad de 39.3 grados API y 0.8% de azufre en peso.

El petróleo mexicano es materia prima de calidad que se encuentra presente en toda la industria nacional e internacional como lo es en transporte, alimentos, fármacos, fertilizantes, pinturas, textiles, etc.

El procesamiento del petróleo crudo y del gas asociado se ha incrementado en el ámbito mundial en los últimos años como un resultado del crecimiento de la población que demanda mayor cantidad de combustibles y lubricantes, y del desarrollo de tecnologías que permiten el procesamiento de los hidrocarburos para la generación de productos de alto valor agregado de origen petroquímico.



2.3.4. Procesamiento del gas.

El gas natural que se obtiene principalmente en baterías de separación está constituido por metano con proporciones variables de otros hidrocarburos (etano, propano, butanos, pentanos y gasolina natural) y de contaminantes diversos; éste representa aproximadamente el 47 % de los combustibles utilizados en el país y el 72 % de nuestra petroquímica se deriva del metano y etano contenido en el gas, de ahí la importancia de este recurso como energético y como petroquímico. Su procesamiento consiste principalmente en¹⁸:

- a) La eliminación de compuestos ácidos (H_2S y CO_2) mediante el uso de tecnologías que se basan en sistemas de absorción-agotamiento utilizando un solvente selectivo. El gas alimentado se denomina "amargo", el producto "gas dulce" y el proceso se conoce generalmente como "endulzamiento".
- b) La recuperación de etano e hidrocarburos licuables mediante procesos criogénicos, (uso de bajas temperaturas para la generación de un líquido separable por destilación fraccionada), previo proceso de deshidratación para evitar la formación de sólidos.
- c) Recuperación del azufre de los gases ácidos que se generan durante el proceso de endulzamiento.
- d) Fraccionamiento de los hidrocarburos líquidos recuperados, obteniendo corrientes ricas en etano, propano, butanos y gasolina; en ocasiones también resulta conveniente separar el isobutano del n-butano para usos muy específicos.

2.3.5. Procesamiento del petróleo.

Las refinерías son muy distintas unas de otras, según las tecnologías y los esquemas de proceso que se utilicen, así como su capacidad. Las hay para procesar petróleos ligeros, petróleos pesados o mezclas de ambos, por



consecuente, los productos que se obtienen varían de una a otra. La refinación se cumple en varias etapas. Por esto una refinación tiene numerosas torres, unidades, equipos y tuberías. Es algo así como una ciudad de plantas de proceso.

Cuando el petróleo llega a las refinaciones en su estado natural para su procesamiento lo que se hace es "cocinarlo", por tal razón al petróleo también se le denomina "crudo". La destilación es un proceso fundamental en la industria de refinación del petróleo, pues permite hacer una separación de los hidrocarburos aprovechando sus diferentes puntos de ebullición, a través de la cual la fase vapor y la fase condensada fluyen en direcciones opuestas.

El primer proceso que aparece en una refinación es la "destilación primaria" o "destilación atmosférica"; en su interior, estas torres operan a una presión cercana a la atmosférica y están divididas en numerosos compartimientos a los que se denominan "platos". Cada plato tiene una temperatura diferente y cumple la función de fraccionar los componentes del petróleo, mediante un flash. La eficiencia de las columnas se expresa en platos teóricos, un plato teórico se define como: la unidad de la columna que tiene la misma eficacia en la separación que una destilación simple y se expresa a menudo en cm de altura de la columna, como se observa en la figura 2.3.5.1.

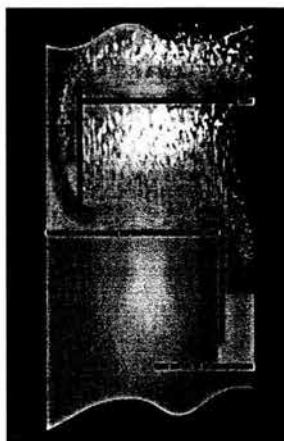


Figura 2.3.5.1. Plato real.

El crudo llega a estas torres después de pasar por un horno, donde se calienta a temperaturas de hasta 400 grados centígrados que convierten una fracción en vapor. Esa mezcla líquido-vapor entra por la parte inferior de la torre de destilación y los vapores ascienden por entre los platos. A medida que suben pierden calor y se enfrían, como se observa en la figura 2.3.5.2.

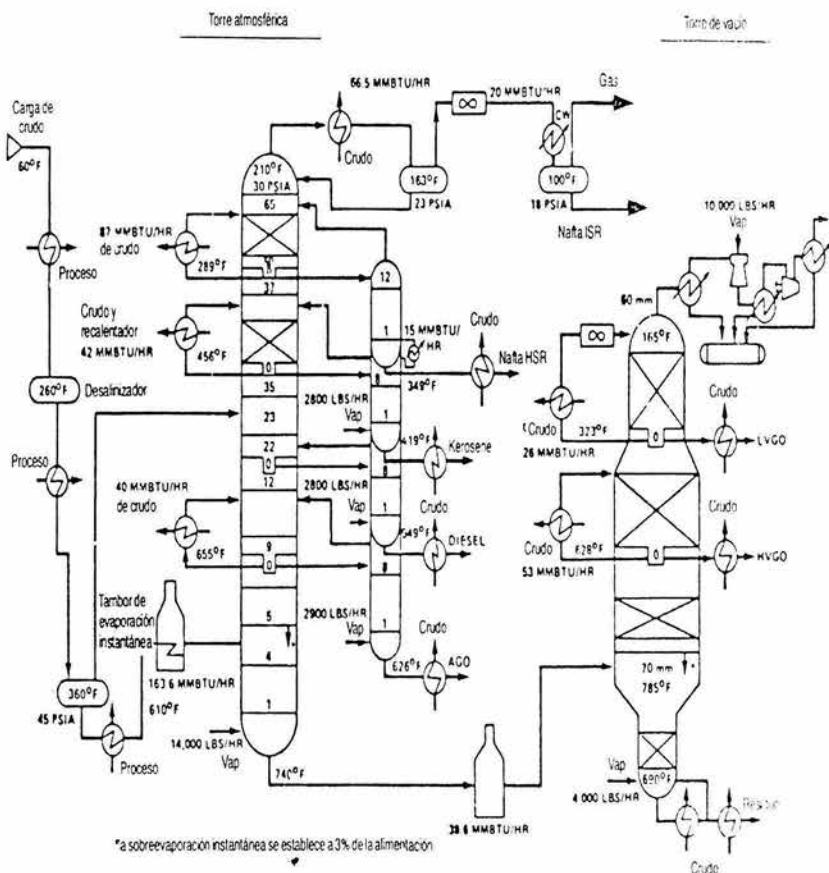


Figura 2.3.5.2. Esquema de una planta primaria.

Cuando cada componente vaporizado encuentra su propia temperatura de ebullición, se condensa y se deposita en su respectiva bandeja, a la cual están conectados ductos por los que se recogen las distintas corrientes que se separaron en esta etapa. Al fondo de la torre cae el "crudo reducido", es decir, aquel que no alcanzó a evaporarse en esta primera etapa.



Se cumple así el primer paso de la refinación. De abajo hacia arriba se han obtenido, en ese orden: gasóleos, diesel, queroseno, turbosina, nafta y gases ricos en butano y propano. Algunos de estos, como la turbosina, queroseno y el diesel, son productos ya finales, las demás corrientes se envían a otras torres y unidades para someterlas a nuevos procesos, al final de los cuales se obtendrán los demás derivados del petróleo.

El proceso de destilación al vacío consiste en separar los productos que mediante destilación atmosférica no es posible realizar, ya que a presiones elevadas se requiere incrementar la temperatura para lograr la vaporización requerida, lo que tiene como consecuencia una ruptura térmica (cracking térmico), como se observa en la figura 2.3.5.2.

El proceso consiste principalmente de calentar la carga de residuo atmosférico para posteriormente separarla en una columna de destilación que opera a baja presión. A esta presión la vaporización se lleva a cabo a menor temperatura con lo que se evitan los problemas de craqueo térmico, además que se consume menor energía para lograr el proceso.

Para alcanzar una baja presión en el proceso de destilación de crudo generalmente se utiliza un sistema de vacío basándose en eyectores, el buen funcionamiento de este sistema será el responsable de operar el proceso con los menores costos operacionales y obtener productos dentro especificación, lo cual es importante ya que estos productos se utilizarán en el proceso de desintegración catalítica fluida para producción de gasolina.

El petróleo se separa en fracciones que después de un procesamiento adicional, darán origen a los productos principales que se venden en el mercado: el gas LP (utilizado en estufas domésticas), gasolina para los automóviles, turbosina para los aviones jet, diesel para los vehículos pesados y combustóleo para el calentamiento en las operaciones industriales.



2.3.6 Procesos químicos en la industria de la refinación.

Los productos tienen que cumplir con una serie de especificaciones que aseguren su comportamiento satisfactorio.

Esto se logra con una serie de transformaciones químicas que ocurren en los diversos procesos que constituyen una refinería, donde se modifica la estructura de los hidrocarburos, como se muestra en la tabla 2.3.6.1.

Tabla 2.3.6.1 Procesos de tratamiento de productos de la primaria.

DESCOMPOSICIÓN	REARREGLO MOLECULAR	CONSTRUCCIÓN MOLECULAR
DESINTEGRACIÓN TÉRMICA	REFORMACIÓN	ALQUILACIÓN
REDUCCIÓN DE VISCOSIDAD	ISOMERIZACIÓN	ETERIFICACIÓN
DESINTEGRACIÓN CATALÍTICA FLUIDA	HIDRODESULFURACIÓN	
HIDRODESINTEGRACIÓN	HIDROG. DE OLEFINAS	POLIMERIZACIÓN
COQUIZACIÓN	HIDROG. SELECT. DE DIOLEFINAS	
GASIFICACIÓN	SATURACIÓN DE AROMÁTICOS	DIMERIZACIÓN
	DESHIDROGENACIÓN	

La mayoría de los procesos químicos que participan en la industria de refinación del petróleo están basados en el uso de **catalizadores**, cuyo papel es el permitir que ocurran reacciones que en condiciones normales no serían posibles; funcionan modificando la trayectoria de las reacciones, permitiendo así su aplicación industrial en condiciones económicamente atractivas, además modifican selectivamente las velocidades de varias reacciones factibles, favoreciendo la reacción buscada para asegurar que se logre la mayor conversión de los reactivos y que el rendimiento de los productos deseados sea satisfactorio.

La ciencia de la catálisis, ha desarrollado diversos tipos de catalizadores, dividiéndose según el tipo de proceso en que se aplican en:



- ♦ **Heterogéneos:** El catalizador y los reactivos y se encuentran en diferente fase (sólido-gas, sólido-líquido, etc.)
- ♦ **Homogéneos:** El catalizador y los reactivos se encuentran en la misma fase (líquido, gas, etc.)

Debido a la facilidad que presentan los catalizadores heterogéneos para separarse naturalmente de los productos de reacción, esta rama es la que preferentemente se aplica en la industria petrolera, utilizando materiales diversos para la generación tanto de la especie activa como de los soportes.

Las características del crudo, así como la cantidad y calidad de productos que se desean obtener determinan los procesos que deben incorporarse a la refinería.

La mayor parte de los productos obtenidos en el proceso de destilación primaria se someten a hidrotreamiento para eliminar principalmente azufre y nitrógeno.

Para la generación de las gasolinas se incorporan procesos como reformación catalítica, síntesis de éteres (MTBE y TAME), alquilación e isomerización de pentanos-hexanos, balanceados de tal forma que la mezcla resultante cumpla con la especificación establecida, estos son llamados así por los aditivos oxigenados metil-terbutiléter y teramil-metiléter. Estos aditivos, se adicionan a las gasolinas para elevar su número de octano, proporcionando a la vez una mayor oxigenación, lo que incide directamente en una combustión más completa y en un mejor funcionamiento de los motores¹⁹. Estos éteres se obtienen en las refinerías a partir de alcohol metílico y de las olefinas ligeras producidas en los procesos de desintegración catalítica.

En forma generalizada, en los combustibles de hoy día se reducen los compuestos de azufre, para evitar daños ambientales por lluvia ácida. Al proceso que se utiliza para este propósito y al cual se someten las diferentes fracciones que se obtienen en la destilación atmosférica y al vacío se le denomina hidrodesulfuración o hidrotreamiento, por estar basado en el uso de hidrógeno que reacciona con los compuestos de azufre presentes en los hidrocarburos para formar ácido sulfhídrico.



Los gasóleos de vacío se someten a desintegración catalítica fluida para generar mayor cantidad de destilados ligeros, principalmente gasolina.

El residuo de vacío puede también someterse a hidrodeseintegración o a coquización para aumentar el rendimiento de destilados, o a procesos de hidrot ratamiento o reducción de viscosidad para generar combustóleo.

2.3.7. Principales operaciones en una refinería.

Existen muchas operaciones en los procesos de la industria del petróleo basadas en la separación física de componentes aprovechando diversos principios de separación física de componentes, como se muestra en la tabla 2.3.7.1.

Tabla 2.3.7.1. Procesos de separación física de componentes.

Proceso	Agente	Ejemplos de aplicaciones
Destilación	Adición / remoción de calor	Separación del petróleo crudo en sus destilados.
Absorción	Solvente	Eliminación de CO ₂ y H ₂ S de hidrocarburos líquidos y gaseosos.
Adsorción	Adsorbente	Separación de parafinas normales e isoparafinas.
Cristalización	Remoción de calor	Eliminación de parafinas en el proceso de producción de lubricantes.
Filtración	Material filtrante	Remoción de sólidos en corrientes de carga y en productos refinados.
Agotamiento	Gas de arrastre	Recuperación de hidrocarburos de catalizador recirculado en plantas de desintegración catalítica fluida.
Permeación	Membranas	Recuperación de hidrógeno de corrientes gaseosas residuales.
Ciclones	Fuerza inercial	Remoción de finos de catalizador en el proceso de desintegración catalítica fluida.



2.3.8. Las principales cadenas petroquímicas.

Del petróleo se obtienen determinados compuestos que son la base de diversas cadenas productivas que determinan en una amplia gama de productos denominados petroquímicos que se utilizan en las industrias de fertilizantes, plásticos, alimenticia, farmacéutica, química y textil, entre otras. Las **principales cadenas petroquímicas** son las del gas natural, las olefinas ligeras (etileno, propileno y butenos) y la de los aromáticos.

A partir del **gas natural** se produce el gas de síntesis que permite la producción a gran escala de hidrógeno, haciendo posible la producción posterior de amoníaco por su reacción con nitrógeno, y de metanol, materia prima en la producción de metil-terbutiléter, entre otros compuestos.

Del **etileno** se producen un gran número de derivados, como las diferentes clases de polietileno, cloruro de vinilo, compuestos clorados, óxidos de etileno, monómeros de estireno entre otros que tienen aplicación en plásticos, recubrimientos, moldes, etc.

Del **propileno** se producen compuestos como alcohol isopropílico, polipropileno y acrilonitrilo, que tienen gran aplicación en la industria de solventes, pinturas y fibras sintéticas.

Por **deshidrogenación de butenos**, o como subproducto del proceso de fabricación de etileno se obtiene el 1,3-butadieno que es una materia prima fundamental en la industria de los elastómeros, para la fabricación de llantas, sellos, etc.

Una cadena fundamental en la industria petroquímica se basa en los **aromáticos** (benceno, tolueno y xilenos). El benceno es la base de producción de ciclohexano y de la industria del nylon; así como del cumeno para la producción industrial de acetona y fenol. Los xilenos son el inicio de diversas cadenas petroquímicas, principalmente de las fibras sintéticas.



2.3.9. Servicios auxiliares.

En las refinerías, en los centros de procesamiento de gas y en los complejos petroquímicos se cuenta con instalaciones para generar los servicios auxiliares que requieren los procesos. Generalmente se cuenta con sistemas de acondicionamiento de agua, calderas de generación de vapor de alta presión, turbogeneradores de vapor o de gas, torres de enfriamiento y si es necesario, sistemas de enfriamiento a base de refrigerantes. En lo posible se mantiene cierta integración de procesos de generación de servicios, de manera que la eficiencia global sea la más adecuada, pero manteniendo siempre la confiabilidad y flexibilidad requerida por el sistema.

Así en los primeros tiempos, la refinación se contentaba con separar los productos preexistentes en el crudo, sirviéndose de su diferencia de volatilidad, es decir, del grosor de una molécula. Fue entonces cuando se aprendió a romperlas en partes más pequeñas llamadas de craqueo "craking", para aumentar el rendimiento, advirtiéndose que ellas y los gases subproductos de su fabricación tenían propiedades "reactivas".

2.4. SIMULACIÓN DE PROCESOS.

Se define como una técnica para evaluar rápidamente un proceso con base en una representación del mismo, mediante modelos matemáticos. La solución de estos modelos se lleva a cabo por medio de programas de computadora y permite tener un mejor conocimiento del comportamiento de dicho proceso. El número de variables que aparecen en la descripción matemática de una planta de proceso química puede ser tan grande como 100000. Y el número de ecuaciones no lineales que deben resolverse pueden ser del orden de miles, por lo tanto la única forma viable de resolver el problema es por medio de una computadora.

2.4.1. Aplicaciones de simulación de procesos.

La simulación de procesos químicos es una herramienta moderna que se ha hecho indispensable para la solución adecuada de los problemas de proceso.



Permite efectuar el análisis de plantas químicas en operación y llevar a cabo las siguientes tareas, las cuales son comunes en las diversas ramas de la industria química⁴:

- ♣ Detección de cuellos de botella en la producción.
- ♣ Predicción de los efectos de cambios en las condiciones de operación y capacidad de la planta.
- ♣ Optimización de las variables de operación.
- ♣ Optimización del proceso cuando cambian las características de los insumos y/o las condiciones económicas del mercado.
- ♣ Análisis de nuevos procesos para nuevos productos.
- ♣ Evaluación de alternativas de proceso para reducir el consumo de energía.
- ♣ Análisis de condiciones críticas de operación.
- ♣ Transformación de un proceso para desarrollar otras materias primas.
- ♣ Análisis de factibilidad y viabilidad de nuevos procesos.
- ♣ Optimización del proceso para minimizar la producción de desechos y contaminantes.
- ♣ Entrenamiento de operadores e ingenieros de proceso.
- ♣ Investigación de la factibilidad de automatización de un proceso.

La variedad de aplicaciones de los simuladores de procesos es muy grande, anteriormente sólo lo usaban los ingenieros que diseñaban procesos, ahora manejan simuladores los ingenieros ambientales, ingenieros de proceso y hasta ingenieros de planta en su lugar de trabajo; ingenieros con poca o ninguna instrucción de programación pueden modelar procesos complejos.

En principio, la simulación de procesos puede ser útil en todas las etapas del desarrollo de un proyecto industrial. En las diferentes etapas de un proyecto, puede haber necesidad de realizar simulaciones con diferentes niveles de sofisticación. La simulación de procesos puede usarse en las siguientes etapas de desarrollo de un proyecto industrial⁴:

- ♣ Investigación y desarrollo: Una simulación sencilla se puede usar para probar la factibilidad técnica y económica del proyecto.



- ▲ Etapa crítica en la toma de decisiones: Se prueban diferentes alternativas de proceso y condiciones de operación y se toman decisiones. Cuando un proceso es económicamente atractivo, se deben probar diferentes alternativas de tamaño y localización de la planta industrial y determinar condiciones de operación óptimas.
- ▲ Planta piloto: Simulación con modelos más sofisticados para obtener mejores estimaciones de las condiciones de operación a escala industrial.
- ▲ Diseño: La simulación proporciona todos los datos de proceso requeridos para el diseño detallado de los diferentes equipos.
- ▲ Simulación de plantas existentes: Puede ser muy útil cuando es necesario cambiar las condiciones de operación, o cuando se quieren sustituir materias primas.

Hay tres problemas que pueden resolverse por medio de la simulación de procesos.

- i) *La simulación de un problema (análisis)*. Deben especificarse las variables que asociadas con las corrientes de alimentación y las variables de diseño de los módulos unitarios. Las incógnitas son las variables asociadas con todas las corrientes de producto que salen del proceso, es decir, se conocen las alimentaciones y los parámetros de los equipos, y las incógnitas son las condiciones de las corrientes de salida.
- ii) *Un problema de diseño*, es similar al problema de simulación, excepto que algunas de las variables de diseño no están especificadas y se imponen restricciones a algunas variables de las corrientes (regularmente sólo restricciones de igualdad). El número de restricciones es igual al número de variables de diseño sin especificar. En el diseño se conocen las alimentaciones y las condiciones principales de las corrientes de salida y las incógnitas son las dimensiones y especificaciones de algunos parámetros de los equipos.



- iii) *Un problema de optimización*, las variables asociadas con las corrientes de alimentación y las variables de diseño pueden no estar especificadas, entonces es necesario agregar una función de costo al modelo o una especificación de producto a máximo o mínimo. Las variables sin especificar se determinan de modo que se minimiza la función objetivo. En este caso, se pueden especificar restricciones de igualdad y desigualdad.

Aún cuando en sus inicios la simulación de procesos estuvo enfocada principalmente a la industria petroquímica y de refinación del petróleo, sus aplicaciones se han ido extendiendo a otras industrias tales como la de combustibles sintéticos, pulpa y papel, cemento, metales, minerales, alimentos, etc. en donde se involucra la fase sólida.

2.4.2. ¿Qué es la simulación de procesos?

La simulación se puede entender como la ciencia de reproducir una serie de condiciones sobre un modelo y observar su evolución.

Los lenguajes de programación de simulación de procesos nos permiten construir modelos informáticos para simular un sistema físico que se rige por ciertas reglas establecidas. Como ejemplo tenemos, el caso de una cadena de montaje, un proceso químico o industrial, un cruce de carreteras o cualquier proceso.

Se caracterizan por estar orientados a objetos: el núcleo del modelo es la creación o definición de entidades (u objetos) inmersos en un marco temporal. Los objetos tienen propiedades y sufren eventos, por tanto se les puede duplicar, modificar, guardar y se mueven en el tiempo y en un espacio virtual formado por otro tipo de objetos; por ejemplo servidores (como podría ser el empleado de un banco o un surtidor de gasolina), transportadores (carretillas, cintas transportadoras, etc.) o a la industria química, por mencionar algunas de las posibilidades a simular.

El programa utilizado permite en general visualizar el proceso directamente en pantalla, sin ningún esfuerzo de programación suplementario, y también dispone



de herramientas de ayuda para ajustar distribuciones estadísticas a los parámetros observados en la realidad además otras funciones que permiten analizar los resultados de una o varias simulaciones.

Se puede decir que el sistema está formado por dos partes principales las cuales son: el programa estructural y la base de datos.

El programa estructural contiene el conjunto de instrucciones que transforman la base de datos del sistema desde su estado inicial a un estado final durante una corrida de simulación ya que las operaciones de entrada y salida de datos en el sistema, forman parte del programa estructural.

El costo de ejecutar un estudio de simulación es inferior al presupuesto de cualquier tipo de infraestructura y permite predecir la respuesta de una nueva instalación y optimizar el rendimiento de una existente.

El desarrollo de la simulación responde a la continua disposición de herramientas y conceptos innovadores en los servicios que ofrece. Los estudios sobre planificación, explotación y mejora continua de infraestructuras, pueden adquirir una importancia creciente en los próximos años.

2.4.3. Principios del modelado.

Kapur⁷ (1988) planteó treinta y seis principios del modelado, los más importantes son:

El modelo matemático sólo puede ser una aproximación del sistema real, el cual puede ser extremadamente complejo y aún no comprendido del todo. La complejidad del modelo estará determinada por los objetivos que persigue su construcción. El mejor modelo es el más simple que satisface las expectativas del ingeniero. El modelado es un proceso continuo. Se debe comenzar modelando los fenómenos principales y luego ir agregando los restantes si es que son necesarios. Es decir, se va de menor a mayor, de un prototipo al modelo final. Tratar de enfrentar el problema de una sola vez puede traer problemas.



El modelado es un arte, no hay reglas fijas, pero el premio es un profundo conocimiento del sistema en estudio. Muchas veces, el problema que se quiere resolver con el simulador se resuelve en la etapa del modelado; es decir, antes de completar el simulador.

El modelo debe ser realista y robusto. Las predicciones del modelo deben estar de acuerdo con las observaciones y no debe ser demasiado sensible a cambios en los parámetros o variables de entradas.

Los pasos para encarar la construcción de un modelo son:

1. Definición de los objetivos del modelo: Es de suma importancia establecer claramente qué es lo que se espera del modelo. Esto implica la definición de las fronteras del sistema a modelar, de la exactitud necesaria, de la necesidad de conocer la evolución en el tiempo, etc.
2. Formulación de un modelo físico: Se identifican los fenómenos más importantes que se llevan a cabo en el sistema.
3. Balances (estacionarios o dinámicos): Se escriben los balances de materia, energía, etc.
4. Propiedades: Se obtienen o estiman los valores para las propiedades físicas, químicas y termodinámicas que intervienen en los balances.
5. Suposiciones considerando los objetivos: Se realizan las simplificaciones en el modelo considerando los objetivos.
6. Consistencia matemática: Los grados de libertad del modelo.
7. Se resuelve el modelo utilizando algún método matemático analítico o numérico (simulación).
8. Perfeccionamiento: Si los resultados obtenidos con el modelo no son satisfactorios, entonces se repite el ciclo adoptando suposiciones menos restrictivas. En esta etapa se puede sugerir la adquisición de nuevos datos experimentales.

El modelo puede ser obtenido empíricamente o utilizando los primeros principios. En el primer caso, el tiempo de desarrollo es menor, no hay que pensar mucho, sólo se trata de ajustar parámetros para que las predicciones del modelo coincidan con los datos experimentales. Las redes neuronales son un ejemplo de



este tipo de modelos. Sin embargo, la dificultad aparece a la hora de seleccionar los datos experimentales que se utilizarán para realizar el ajuste ya que se necesita una gran cantidad si es que se quiere que la zona de validez del modelo no sea muy pequeña.

Por otra parte, el enfoque utilizando los primeros principios ofrece la ventaja de requerir menos datos experimentales, produce modelos más robustos; pero requieren de un gran esfuerzo para su desarrollo.

2.4.4. Formulación de balances.

Un balance expresa el principio de conservación de una determinada propiedad en un volumen de control dado. Su formulación general es:

$$\begin{bmatrix} \text{rapidez} \\ \text{de} \\ \text{acumulación} \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \text{rapidez} \\ \text{de} \\ \text{entrada} \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \text{rapidez} \\ \text{de} \\ \text{generación} \end{bmatrix} - \begin{bmatrix} \text{rapidez} \\ \text{de} \\ \text{salida} \end{bmatrix}$$

Unidades:

$$\begin{bmatrix} \text{rapidez} \\ \text{de} \\ \text{acumulación} \end{bmatrix} = [\text{propiedad}] * [\text{tiempo}]^{-1}$$

Los balances pueden ser:

$$\begin{array}{l} \text{Estacionario} \\ \text{Dinámico} \end{array} \left\{ \begin{array}{l} \text{rapidez} \\ \text{de} \\ \text{acumulación} \end{array} \right\} \begin{array}{l} = 0 \\ \neq 0 \end{array}$$

La simulación en estado estacionario, considera que las condiciones de operación y los flujos de las corrientes del proceso son constantes. Esta situación incluye las

condiciones de diseño y de operación normal de la planta. La simulación de procesos de control en tiempo real es llevada a cabo con herramientas orientada a objetos y conducida por eventos, que consiste en un entorno gráfico distribuido de programación en tiempo real para utilizar con información adquirida por medio del hardware de control así como por sensores virtuales o datos emulados⁶.

Los programas de simulación son creados añadiendo objetos gráficos al área de trabajo y vinculando tales objetos mediante líneas de unión. Tal vista gráfica consiste en el programa del usuario. No son necesarias las tareas de enlazado (Link) y compilado.

El término "objetos" se refiere a bloques función utilizados para construir el programa de usuario. La simulación con bloques función realiza una gran variedad de tareas, desde la adición de cantidades hasta realizar decisiones lógicas, leer archivos o controlar instrumentos entre otras. La figura 2.4.4.1 muestra dos bloques función (una entrada analógica y un bloque integrador) unidos por una línea de flujo.

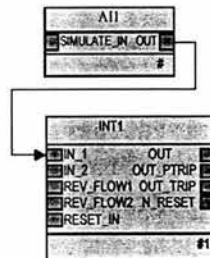


Figura 2.4.4.1. Unión de dos bloques función (bloques función entrada analógica e integrador)

2.4.5. Modelación y simulación.

El modelo es la representación simplificada de un sistema correspondiente a un proceso natural o industrial, este es la base para cualquier sistema de simulación y están integrados con ecuaciones matemáticas derivadas de las leyes de la conservación de la masa y energía, ecuaciones cinéticas, de propiedades fisicoquímicas y restricciones de diseño y control.



Con esto los modelos toman forma de ecuaciones algebraicas y/o diferenciales y deben contener el nivel de detalle, precisión, validez y generalidad que se requiere para describir los tipos de procesos o estudiar o ejemplificar.

El simulador (ó programa computacional) es el sistema que contiene un modelo y es capaz de ejecutarlo sistemáticamente, dadas ciertas condiciones de operación. Es la implementación de un modelo más un entorno que permita operar ó trabajar con él de acuerdo a ciertos requerimientos específicos.

Existe una gran variedad de simuladores de procesos comerciales, algunos de las cuales son poderosas herramientas de cálculo en procesos industriales, con enormes bases de datos y un fuerte respaldo de bibliotecas para cálculos de equipos y bibliotecas de modelos para cálculos termodinámicos, que le dan al simulador la ventaja de una gran versatilidad. Algunos de estos simuladores de procesos de propósitos generales son: Aspen Plus y Speedup (de Aspen Technology, USA), Pro II (de Simulations Sciences, USA), Hysys (de Hyprotech, Canadá), ChemCAD (de Chemstations, USA), etc. Aspen Plus, Pro II y Chemcad son simuladores de procesos en estado estable, Speedup es un simulador de procesos dinámicos y Hysys es útil para los dos tipos de simulación. Un aspecto muy importante en los simuladores de procesos es la disponibilidad de propiedades termodinámicas y de transporte de las corrientes del proceso, estas propiedades son fundamentales para efectuar los balances de materia y energía al grado de que si tenemos buenos datos o buenas correlaciones para las propiedades, entonces los resultados de la simulación serán altamente confiables.

Las corrientes de los procesos pueden ser:

- a) Gases a baja y alta presión.
- b) Soluciones líquidas con componentes no polares, polares y electrolitos a baja y alta presión.
- c) Sólidos en suspensión o finamente divididos.

Tipos de simuladores para modelos matemáticos, operaciones y procesos Industriales.

Matemáticos: MATLAB, MATHEMATICA, MAPPLE, MATHCAD, etc.



Modulares: METSIM, ASPEN-Plus, CHEMCAD, SuperPro-Designer, SIMULINK, MICROSIM, etc.

Fenomenológicos: FLUENT, PHOENICS, LEACH, MUL TIFLOW, EQ3/6, OLI, PHREEQC, etc.

2.4.6. *Simulador matemático.*

El simulador matemático es un solucionador de las ecuaciones ingresadas por el usuario que conforman el modelo del proceso en estudio. Se requiere definir las leyes físicas, ecuaciones cinéticas, relaciones de equilibrio químico y de fases, correlaciones para el cálculo de propiedades termodinámicas, cantidad de movimiento, balances de masa y energía así como de un algoritmo de cálculo y utilizar métodos numéricos ó técnicas avanzadas de ordenamiento y descomposición de ecuaciones para encontrar la solución del problema matemático planteado.

2.4.7. *Simulador modular.*

Cada operación (proceso) se representa con un módulo que contiene un modelo de dicha unidad. El modulo se caracteriza por una serie de entradas, parámetros de diseño y operación del equipo, y genera un conjunto de variables de salida. Las salidas de un módulo son las entradas del siguiente dentro del proceso productivo. Se resuelve cada módulo en forma independiente y secuencial según la estructura del diagrama de flujos, como se observa en la figura 2.4.7.1.

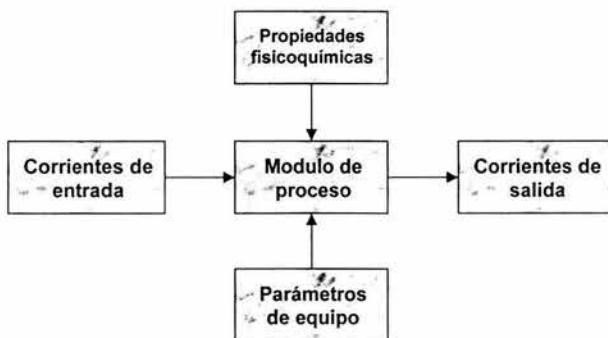


Figura 2.4.7.1. Diagrama de flujo de un modulo de proceso.



Componentes de un Simulador Modular de Procesos:

- a) Un programa de ejecución principal, que controla todas las partes de la simulación, tales como: entrada y salida de datos, análisis de la topología del diagrama de flujos (flowsheet) y las iteraciones de cada modelo.
- b) Un conjunto de subrutinas que resuelven los sistemas de ecuaciones lineales y no lineales que modelan las operaciones unitarias.
- c) Una base de propiedades fisicoquímicas. El grado de utilidad de un programa simulador depende en gran parte de la versatilidad de esta base de datos.
- d) Subprogramas que calculan y generan propiedades fisicoquímicas.
- e) Subprogramas y bases de datos para estimar los costos de inversión y operación del proceso.

Información Requerida:

- a) Especificación de las corrientes de entrada.
- b) Especies y sus propiedades (físicas, químicas y termodinámicas).
- c) Parámetros de diseño y condiciones de operación de los equipos (tamaño, temperatura, presión, etc.).
- d) Criterios de convergencia.
- e) Algunas especificaciones de las corrientes de salida y reciclos.

2.4.8. Técnicas para resolver circuitos (procesos con ciclos).

- 1°. *Partición* (partitioning): reduce el problema global a un conjunto de problemas más pequeños que se resuelven de manera independiente.
- 2°. *Rompimiento* (tearing): determina cuales son las variables que es necesario estimar inicialmente (toro variables, tearset), variables de corte, conjunto de corte.
- 3°. *Convergencia*: encuentra la solución al diagrama a partir de una estimación inicial de algunas corrientes (algoritmos de convergencia).



2.4.9. Solución de problemas con el uso de un simulador.

- 1) Comprometerse: El reto de determinar la problemática y el interés de usar el simulador motivan a involucrarse en la resolución del problema.
- 2) Definir claramente la naturaleza del problema: En este paso de deberá tener una plena comprensión del problema, identificando el o los objetivos, entradas, salidas, datos, restricciones, criterios, etc. Se sugiere dejar establecida en este paso una estimación preliminar, escrita o no, del resultado que se espera obtener, ya que esto favorece la reflexión y contribuye al aprendizaje.
- 3) Explorar, investigar, aplicar el conocimiento: Investigar acerca de lo que se desconoce y sea necesario para la solución del problema o para reunir información faltante. Posteriormente se integrará el nuevo conocimiento resultante de su investigación y definirá nuevos aspectos a investigar, repitiendo este procedimiento hasta lograr tal progreso en la acumulación e integración del conocimiento, que puedan generar un procedimiento de resolución.
- 4) Planear una solución (generar varias formas posibles de resolver el problema y efectuar una selección entre ellas): En la solución de un problema pueden surgir diversas rutas para conducirnos a la meta que se pretende alcanzar. El criterio analítico, la creatividad y la toma de decisiones son factores indiscutibles en el éxito de este paso.
- 5) Introducir al simulador la información del problema y proceder a su ejecución:
 - a) Unificar el sistema de unidades en que se desea trabajar.
 - b) Definir los equipos y las corrientes del proceso. Esto puede hacerse de diversas formas de acuerdo al simulador, pero en cualquier caso es de esperarse un procedimiento sencillo.
 - c) Especificar la totalidad de los compuestos que van a intervenir en el proceso. Lo normal será especificar el compuesto con su nombre o fórmula, o se seleccione de un menú; en otros casos se definirán, cuando estos no forman parte del banco de datos del simulador.
 - d) Seleccionar modelos termodinámicos apropiados para el problema a resolver con los cuales se calcularán las propiedades. La selección se hará de un menú de opciones con base al tipo de compuestos involucrados en la simulación.



- e) Especificar el régimen de flujo y las condiciones termodinámicas de las corrientes de entrada al proceso. Como se sabe, es necesario aclarar en cada corriente los flujos (flujo de cada componente o flujo total y composición de todos los componentes menos uno) y dos propiedades de la corriente que frecuentemente son presión y temperatura.
 - f) Especificar las condiciones de operación de los equipos en el diagrama de flujo. Este paso varía significativamente entre un simulador y otro de acuerdo a la estructura operacional del mismo, se contará con ayuda del mismo software y en los manuales del simulador. Es lógico pensar que el trabajo se facilitará en medida que se conozca el software y del conocimiento de las operaciones unitarias.
- 6) Analizar el reporte de resultados y efectuar los cambios que deban hacerse de acuerdo a las características del problema: La forma del reporte de resultados dependerá del tipo de simulador que se utilice y de la información acerca del comportamiento del proceso que se analice. Se puede seleccionar la parte de interés, analizar u observar la información en pantalla o en forma de tabla de resultados o de gráfica.

La optimización se realiza cuando se decide alterar el número y tipo de equipo o la interconexión que hay entre ellos, esto se hace para que el proceso sea más eficiente. La optimización puede realizarse simultáneamente para la optimización de los parámetros y para la optimización de la estructura o bien realizarlas por separado. Si se quiere realizar un problema de optimización se hacen los pasos anteriores y después de esto se efectúan los cambios (especificaciones de los equipos, especificaciones de las corrientes, compuestos, etc.) procediendo en forma interactiva. Se efectúan los cambios, se ejecuta el problema, se interpretan los resultados, se repite este procedimiento hasta resolver el problema.

Según Víctor Hugo Martínez⁴ las tres asignaturas técnicas que más se recomienda reforzar en los planes de estudio de ingeniería química son: Ingeniería ambiental, Simulación de procesos y *Software* en ingeniería química; curiosamente, el uso de simuladores de procesos está relacionado con las tres asignaturas.



La simulación de procesos no es un tema nuevo en la ingeniería química, sino que cuenta con al menos tres décadas de antigüedad. Sin embargo, en los años recientes ha adquirido una enorme importancia y los simuladores de procesos muestran una gran popularidad en la industria y en las instituciones de educación superior.

2.4.10. El simulador a utilizar.

El simulador Aspen Plus cuenta con un manual de métodos y modelos para las propiedades fisicoquímicas donde se pueden identificar y escoger correctamente el modelo. Además recomienda clases de modelos termodinámicos para diferentes aplicaciones, que van desde la producción de gas, refinación, petroquímica, productos químicos, generación de energía, conservación del ambiente e ingeniería de servicio.

Se recomienda dentro de la selección de métodos para el cálculo de propiedades de mezclas del petróleo, diferentes modelos los cuales incluyen las ecuaciones de estado Peng Robinson (PR) y Redlich Kwong Soave (RKS), como también modelos que combinan el cálculo a través de la fugacidad del líquido con correlaciones de valores de la constante de equilibrio físico " k_i " como por ejemplo BK10 (Braun-K10), Chao Seader, Grayson.

En Aspen Plus existen cinco juegos de métodos cada uno de ellos tienen diferentes procedimientos para calcular las propiedades como son: presión de vapor, temperatura, presión crítica y viscosidad entre otras.

Dependiendo de los componentes presentes en la simulación se escogerá el método más apropiado.

API-METH: consiste en métodos basados solamente en procedimientos API, es adecuado para refinación.

COAL-LIQ: son métodos desarrollados para aplicaciones de carbón líquido, las correlaciones tienen un gran porcentaje de compuestos aromáticos.



ASPEN: son métodos desarrollados por Aspen Technology, especialmente para el petróleo.

LK: se basa en los métodos desarrollados por Kesler y Lee⁴⁵.

API-TWU: se basa en la opción Aspen, pero usa las correlaciones de Twu para las propiedades críticas.

Método BK10 (1960)

La correlación de BK10 calcula los valores de la relación de equilibrio líquido-vapor " k_i " para la refinación de hidrocarburos pesados a presiones bajas, en particular para la despuntadora, unidades al vacío y fraccionadoras catalíticas. Su intervalo de aplicación se resume en la tabla 2.4.10.1.

Tabla 2.4.10.1. Intervalo de aplicación de la correlación BK10.

REQUERIMIENTOS DE PROPIEDADES DE COMPONENTES PUROS	INTERVALO DE APLICACIÓN SUGERIDA	COMPORTAMIENTO EN DOS FASES LIQUIDAS
Peso molecular	$P < 100$ psia	Decantación agua libre
Temperatura crítica	$T > 100$ °F	
Presión crítica	Composición a partir de	
Punto de ebullición normal	C6-más pesados	
Factor acéntrico		

La ecuación se puede ajustar extrapolando resultados razonables aproximadamente hasta los 1200 °F, la correlación BK10 es esencialmente una correlación de presión de vapor que no toma en cuenta la no-idealidad por composición o presión. Por esta razón este método sólo puede ser aplicado a presiones bajas. Las gráficas de BK10 (Cajander 1960) han sido ajustadas para los siguientes componentes: metano, etano, propano, isobutano, n-butano, isopentano, n-pentano, etileno, propileno y n-butileno.

Para H_2 , N_2 , O_2 y CO el valor de k se supone 10 veces más grande que el valor del metano. Para los valores de CO_2 y H_2S se supone que es idéntico al valor del propileno. Para el resto de los componentes (banco de datos del simulador) y



para pseudocomponentes se utiliza una correlación generalizada basada en el punto de ebullición normal.

El simulador Aspen Plus cuenta con el manual *métodos y modelos para las propiedades físicas* donde el usuario puede identificar y escoger correctamente el modelo. Además, recomienda clases de modelos termodinámicos para diferentes aplicaciones, que van desde producción de gas, refinación, petroquímica, productos químicos, generación de energía, conservación del ambiente e ingeniería de servicios. De esta forma se recomienda dentro de la sección de métodos para el cálculo de propiedades de mezclas del petróleo diferentes modelos los cuales incluyen las ecuaciones de estado PR y RKS, como también modelos que combinan el cálculo a través de la fugacidad del líquido con correlaciones de valores de k , como por ejemplo BK10, Chao Seader, Grayson.

2.5. CONCEPTOS DE PROCESOS DE SEPARACIÓN.

2.5.1. Principios generales.

Los procesos de separación alcanzan sus objetivos mediante la creación de dos o más zonas que coexisten y que tienen diferencias de temperatura, presión, composición y fase. Cada especie molecular de la mezcla que se va a separar reaccionará de modo único ante los diversos ambientes presentes en esas zonas. En consecuencia, conforme el sistema se desplaza hacia el equilibrio, cada especie establecerá una concentración diferente en cada zona y esto da una separación entre las especies que intervienen en la mezcla de alimentación.

Los procesos de separación llamados procesos de destilación utilizan fases de vapor y líquido, esencialmente a la misma temperatura y a la misma presión para cada zona se utilizan diferentes tipos de dispositivos como son los empaques vaciados siguiendo un orden o completamente al azar y los platos para que las dos fases estén en contacto íntimo.

La corriente de alimentación a separar se introduce a uno o más puntos a lo largo de la columna, con la diferencia de gravedades entre la fase vapor y líquida estos



fluyen en la columna a contra corriente esto es que el líquido corre en cascada hacia abajo de la columna y el vapor asciende por la columna esto para que ambas fases entren en contacto en cada plato o en el empaque.

Los componentes más ligeros (puntos de ebullición bajos) tienden a concentrarse en la fase vapor mientras que los más pesados (puntos de ebullición altos) se concentran en la fase líquida, con esto se logra que la fase vapor sea más rica en componentes ligeros al ascender por la columna y la fase líquida sea más rica en los componentes pesados al descender por la columna.

Cuando la alimentación se introduce en un punto de la columna, la columna se divide en una sección superior llamada sección de rectificación y la parte inferior se denomina sección de agotamiento¹.

2.5.2. Mezclas multicomponentes.

Una mezcla multicomponente es aquella que la forma más de dos especies químicas, cuando esto sucede, no se puede resolver por métodos convencionales de destilación debido al gran número de componentes presentes en la corriente de alimentación, por lo que es necesario acudir a métodos rigurosos que se describirán más adelante. La única información para las corrientes de alimentación complejas y que están disponibles son normalmente las curvas de destilación del laboratorio, y se deberán usar dichas curvas en lugar del análisis de componentes. Se han desarrollado métodos empíricos para estimar la curva de destilación atmosférica la cual es una ASTM D-10 por ciento en volumen o una curva de destilación de ensayo de crudo. La curva de destilación atmosférica puede corregirse para la presión de operación deseada.

Una alternativa para mezclas complejas es el método de pseudocomponentes, para la curva de destilación del laboratorio, se basa en separar la corriente de alimentación en varios componentes con diferentes puntos de ebullición a estos componentes se les denomina pseudocomponentes como se muestra en la figura 2.5.2.1, cada fragmento de volumen que corresponde a la base de uno de los rectángulos se trata como un componente con un punto de ebullición que

corresponde a la intersección de la curva de destilación que se encuentra por encima del rectángulo.

El número de pseudocomponentes puede ser arbitrario, o se toma en cuenta el volumen de destilado de los componentes y los puntos de ebullición.

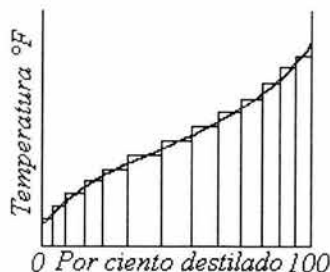


Figura 2.5.2.1. Representación de cortes de una mezcla compleja de "pseudocomponentes".

La única restricción es que la suma de las áreas de los rectángulos debe ser igual al área bajo la curva de destilación. Si la destilación del laboratorio involucrara bastantes fases y reflujo, la curva puede presentar secciones chatas, o mesetas. Se debe aprovechar cuando aparezca una meseta marcándola como un pseudocomponente, ya que esta porción corresponderá a un solo componente o a una mezcla que hierve a temperatura constante. Aumentando el número de pseudocomponentes mejora la exactitud de los cálculos pero al mismo tiempo aumenta el tiempo de cálculo²⁴.

El cálculo del valor k para varios pseudocomponentes involucra una serie de aproximaciones. Deben conocerse el peso molecular y la gravedad específica de cada uno de los pseudocomponentes o estimarse para convertir el por ciento volumen a por ciento mol, Maxwell²⁵ presenta gráficas para dichas conversiones. Se pueden usar esas gráficas para estimar las presiones de vapor de los pseudocomponentes a la temperatura de la torre de destilación de los puntos de ebullición respectivos a la presión de destilación del laboratorio. Puede asumirse comportamiento de gases ideales y entonces el valor k calculado de $k_i = P_i^{\circ} / P$, las propiedades pseudocríticas pueden estimarse para cada componente y el

valor k de la forma $k_i = \frac{\hat{f}_i P_i^*}{\hat{f}_i P}$ o se pueden usar las gráficas de Maxwell²⁵ para la estimación de las propiedades pseudocríticas.

2.5.3. Etapa de equilibrio.

Las fases vapor y líquido se ponen en contacto en las etapas, después de cierto tiempo las especies químicas se distribuirán entre las fases de acuerdo con las consideraciones termodinámicas del equilibrio¹. Después de la subsiguiente separación de las fases se dice que se ha alcanzado un contacto de equilibrio. Este concepto es muy útil y es utilizado en los procedimientos de diseño que calculan el número de etapas de equilibrio llamadas etapas teóricas que se requieren para efectuar una separación deseada. Para un mejor entendimiento de este concepto se muestra la figura 2.5.3.1, solamente hay cuatro corrientes de entrada y tres corrientes de salida, aunque el tratamiento se puede ampliar para cualquier número de corrientes de entrada y salida.

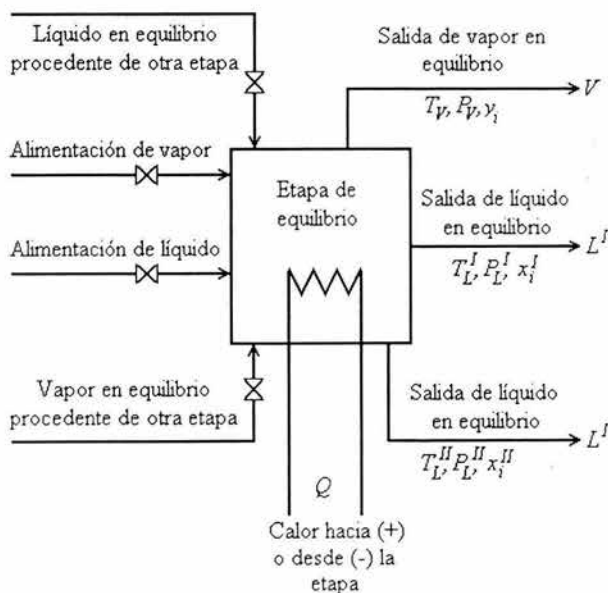


Figura 2.5.3.1. Etapa de equilibrio representativa.



En las corrientes de entrada puede existir cualquier número de especies químicas pero no han de existir reacciones químicas, se puede transmitir calor hacia o desde la etapa para regular su temperatura y las corrientes de entrada pueden estar controladas por válvulas con el fin de regular la presión de la etapa. Se supone que todas las fases a la salida están en equilibrio térmico, las composiciones de las fases a la salida están en equilibrio y por tanto relacionadas mediante las constantes termodinámicas del equilibrio.

Un importante número de procesos químicos, utilizan operaciones unitarias como la destilación, absorción, y extracto, que tienen en contacto dos fases que no están en equilibrio. La proporción a la que una especie se transfiere de una fase a otra depende del equilibrio de dicho sistema, y el tratamiento cuantitativo de dicho proceso requiere el conocimiento del equilibrio del sistema.

El criterio termodinámico para el equilibrio entre las fases se expresa por las propiedades termodinámicas y las ecuaciones matemáticas que proporcionan las ecuaciones y relacionan esas propiedades para escalonar: composiciones, temperatura y presión. Así la conexión entre el criterio de equilibrio y la realidad física, principalmente es a través del coeficiente de fugacidad para la fase vapor y el coeficiente de actividad para las fases de líquida²⁴.

Los problemas más frecuentes en la industria involucran las fases líquido y vapor, aunque también son: vapor-sólido, líquido-sólido, líquido-líquido, y a veces se encuentran los sistemas de vapor-líquido-sólido.

El equilibrio implica una situación en la que no hay ningún cambio macroscópico con respecto al tiempo. La termodinámica se enfoca en una cantidad particular de materia, esto significa que no hay ningún cambio en las propiedades de materia con respecto al tiempo. Realmente, un verdadero estado de equilibrio no se alcanza, por las variaciones incesantes en los ambientes y por la resistencia que tiene el ambiente para llegar al equilibrio. El equilibrio requiere de una igualdad de todos los potenciales que pueden causar un cambio. Sin embargo, la proporción de cambio, y la proporción de acercamiento al equilibrio, es proporcional a la diferencia del potencial entre el estado real y el estado de equilibrio⁴⁷.



Por consiguiente la proporción de cambio se hace muy lenta cuando se aproxima al equilibrio. Realmente, el equilibrio es supuesto en los estudios científicos cuando ya no pueden descubrirse cambios con dispositivos de medición disponibles se dice que se llegó al equilibrio. Por ejemplo, en un sistema de destilación, el equilibrio entre las fases líquidas y vapor es normalmente supuesto, esto es una aproximación para la tasa de vaporización, pero es adecuado para cálculos de ingeniería.

Como un ejemplo de equilibrio de fases, se considerará la ebullición del agua líquida a la presión atmosférica, suponiendo que el funcionamiento se lleva a cabo de una manera que el líquido y el vapor están íntimamente mezclados en todo momento, si el suministro de calor está alejado y el vaso es completamente aislado, no hay ninguna tendencia para el cambio, de la temperatura, la presión, el volumen, etc., de cada fase y no varía con el tiempo, el sistema está en equilibrio. No obstante, en el nivel microscópico, las condiciones no están estáticas, las moléculas que comprenden una fase en un momento dado no son las mismas moléculas de esa fase en un tiempo más tarde. Sin embargo, la proporción de traslado de moléculas es el mismo en ambas direcciones.

Para el equilibrio líquido-vapor se define para cada especie i un valor llamado k (relación de equilibrio líquido-vapor) que esta dado por:

$$k_i = \frac{y_i}{x_i}$$

Siendo " y_i " la fracción molar del componente i en la fase vapor y " x_i " la fracción molar del componente i en la fase líquida en el equilibrio¹. Esta relación de equilibrio es función de la temperatura, presión y de las composiciones de las fases.

Las variables típicas de un proceso de separación pueden ser variables intensivas como: composición, temperatura o presión; variables extensivas como: rapidez de flujo o calor transmitido; o parámetros del equipo, como el número de etapas de equilibrio; las propiedades físicas como la entalpía y los valores de k no se cuentan¹.

2.5.4. Descripción de plato teórico.

Para el mejor entendimiento del plato teórico se da una explicación en base a la figura 2.5.4.1, la entrada a la etapa j puede ser una corriente de alimentación de una o dos fases de flujo molar F_j , con una composición global de fracción molar z para i componentes al plato j ($z_{i,j}$) a una temperatura T_{Fj} , presión P_{Fj} y entalpía molar global H_{Fj} , admitiendo que la presión de la alimentación es igual o mayor que la presión de la etapa P_j . Cualquier sobrepresión en la alimentación ($P_{Fj} - P_j$) se reduce a cero adiabáticamente mediante la válvula F .

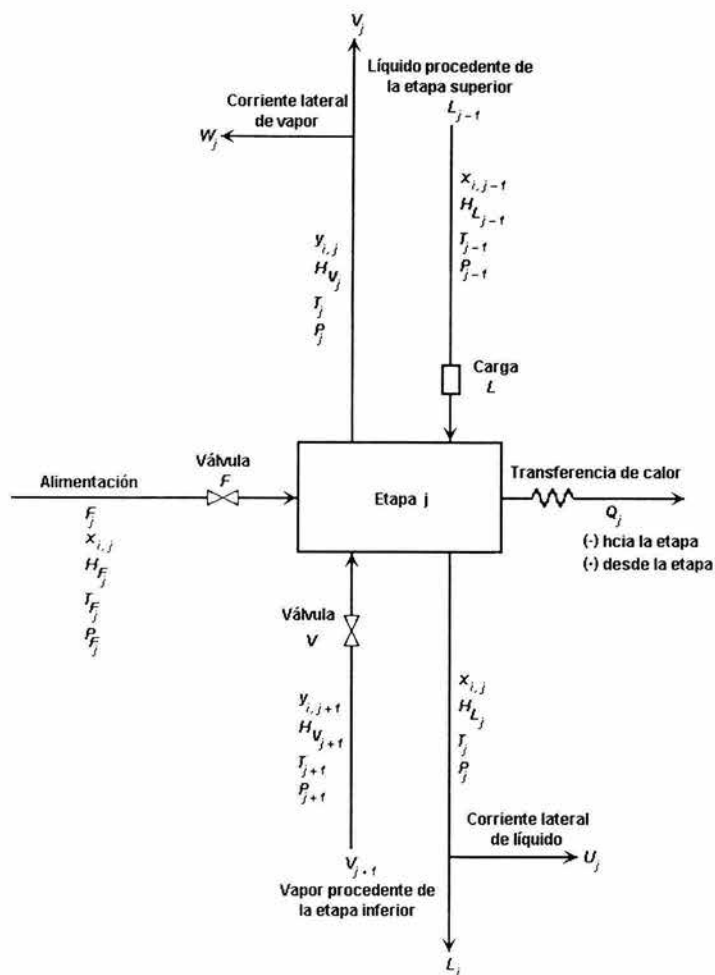


Figura 2.5.4.1. Plato teórico.



La entrada a la etapa j también puede ser un líquido interetapas procedente de la etapa superior $j-1$, de flujo molar L_{j-1} , con una composición de fracción molar $x_{i,j-1}$, entalpía $H_{L,j-1}$, temperatura T_{j-1} y presión P_{j-1} , que a de ser menor o igual que el de la etapa j la presión de la corriente líquida procedente de la etapa $j-1$ aumenta de forma adiabática por variación de la carga hidrostática en L . De la misma forma, de la etapa inferior $j+1$ puede entrar a la etapa j una corriente de vapor interetapas de flujo molar V_{j+1} , con una composición de fracción molar $y_{i,j+1}$, entalpía $H_{V,j+1}$, temperatura T_{j+1} y presión P_{j+1} . Cualquier sobrepresión ($P_{j+1}-P_j$) se elimina adiabáticamente mediante la válvula V , en este modelo se supone una válvula que regulará el flujo de vapor de la etapa inferior.

La corriente en fase vapor que abandona la etapa j posee unas propiedades intensivas $y_{i,j}$, $H_{V,j}$, T_j y P_j . Esta corriente puede dividirse en una corriente lateral de vapor de flujo molar W_j y una corriente interetapas de flujo molar V_j que va a la etapa $j-1$ o, si $J=1$, abandona el separador como un producto. El líquido que sale de al etapa j tiene unas propiedades intensivas $x_{i,j}$, $H_{L,j}$, T_j y P_j y esta en equilibrio con el vapor (V_j+W_j).

Este líquido puede también dividirse en una corriente líquida lateral de flujo molar U_j y una corriente interetapas o de producto de flujo molar L_j que pasa a la etapa $j+1$ o, si $j=N$, abandona el separador como un producto. Se puede transmitir calor con un flujo Q_j desde (+) o hacia (-) la etapa para simular enfriadores, calentadores, condensadores y ebulliciones¹.

2.5.5. Grados de libertad.

En los problemas de separación, por etapas múltiples, de sistemas en los que intervienen varias fases y varios componentes, es preciso proceder a la solución simultánea o iterativa de cientos de ecuaciones¹. Esto es especificar un número de variables suficientes de forma que el número de incógnitas o variables de salida sea exactamente igual al número de ecuaciones independientes, al hacer esto el proceso de separación está especificado, si se elige un número incorrecto de variables de diseño puede no existir la solución o obtener soluciones múltiples o inconsistentes.



Un método sencillo pero complejo en su operación, para encontrar el número de variables de diseño independientes N_D o grados de libertad consiste en enumerar todas las variables pertinentes N_V y restar de ellas el número de ecuaciones independientes N_E que relacionan las variables y la cual dice:

$$N_D = N_V - N_E$$

Esta técnica para el diseño de procesos de separación fue desarrollado por Kwauk⁴⁶.

El número de variables de diseño para una columna de destilación se obtiene sumando las variables relacionadas con las etapas individuales de equilibrio, cambiadores de calor u otros elementos "e" que comprende la columna de destilación, sin embargo hay que tener en cuenta restar de las variables totales las $(C+3)$ variables para cada una de las corrientes redundantes N_R de interconexión cuando la salida de un elemento del proceso es la entrada de otro. Si dentro de la unidad hay un número no especificado de repeticiones de un elemento, es preciso añadir una variable por cada grupo de repeticiones dando lugar a un total de N_A variables adicionales. Además después de sumar las relaciones independientes de los elementos individuales hay que restar restricciones redundantes N_R de fracción molar. Que se define como:

$$(N_V)_{\text{unidad}} = \sum_{\substack{\text{todos los} \\ \text{elementos, e}}} (N_V)_e - N_R(C+3) + N_A$$

$$(N_E)_{\text{unidad}} = \sum_{\substack{\text{todos los} \\ \text{elementos, e}}} (N_E)_e - N_R$$

Esto es una nueva definición de los grados de libertad para torres de destilación con¹:

$$(N_D)_{\text{unidad}} = (N_V)_{\text{unidad}} - (N_E)_{\text{unidad}}$$



Así asociadas a cada etapa tendremos ecuaciones de balance de materia y energía para la torre de destilación que se definen como:

Ecuación (M) de balance de materia para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$M_{ij} = L_{j-1}x_{ij-1} + V_{j+1}y_{ij+1} + F_jz_{ij} - (L_j + U_j)x_{ij} - (V_j + W_j)y_{ij} = 0$$

Relaciones (E) de equilibrio entre fases para cada componente (C ecuaciones para cada etapa).

$$E_{ij} = y_{ij-1} - k_{ij}x_{ij} = 0$$

Donde k_{ij} representa la relación de equilibrio entre fases.

Suma (S) de las fracciones molares (una para cada etapa).

$$(S_y)_j = \sum_{i=1}^C y_{ij} - 1.0 = 0$$

$$(S_x)_j = \sum_{i=1}^C x_{ij} - 1.0 = 0$$

Balance de energía (H) (uno para cada etapa).

$$H_j = L_{j-1}H_{L_{j-1}} + V_{j+1}H_{V_{j+1}} + F_jH_{F_j} - (L_j + U_j)H_{L_j} - (V_j + W_j)H_{V_j} - Q_j = 0$$

Donde se ignoran las variaciones de energía cinética y potencial.

En lugar de las sumas de las fracciones molares se puede utilizar una ecuación de balance de materia total que se define como:

$$L_j = L_{j-1} + V_{j+1} + \sum_{m=1}^j (F_m - U_m - W_m) - V_j$$



Un primer intento para la resolución de estas ecuaciones, se realiza por el método clásico de cálculo *etapa a etapa* y *ecuación a ecuación* de Lewis-Matheson²⁸ (1932) y Thiele-Geddes²⁹ (1933) basado en el método de tanteo para la resolución de separadores sencillos, con una alimentación y dos productos. De forma general se utilizaron valores k independientes de la composición y entalpía de los componentes. El método Thiele-Geddes fue formulado para el tratamiento de las siguientes variables: el número de etapas de equilibrio por encima y por debajo de la alimentación, la relación de reflujo, y el flujo de destilado están especificados; la temperatura de las etapas y los flujos de vapor (o líquido) interetapas son las variables de iteración. Aunque el método Thiele-Geddes fue ampliamente utilizado para cálculos manuales, presentó un comportamiento numéricamente inestable cuando se intentó su programación en una computadora digital. Sin embargo, Holland³⁰ y colaboradores desarrollaron un método de Thiele-Geddes mejorado denominado *método theta*, que ha sido utilizado en diferentes versiones con un éxito considerable.

El método de Lewis-Matheson es también un método de tanteo. Fue formulado, de acuerdo con las especificaciones de las siguientes variables: determinación del número de etapas requeridas dadas unas especificaciones de separación de dos componentes clave, una relación de reflujo y un criterio en la localización de la etapa de alimentación. Se precisan iteraciones interiores y exteriores. Las variables de tanteo del lazo exterior son las fracciones molares o los flujos de los componentes no clave en los productos. Las variables de tanteo del lazo interior son los flujos de vapor (o líquido) interetapas. El método de Lewis-Matheson fue ampliamente utilizado para cálculos manuales, pero también manifestó inestabilidad numérica en su utilización en computadoras digitales. En vez de utilizar un método de resolución ecuación a ecuación, Amundson y Pontinen³¹ señalaron que las ecuaciones descritas con anterioridad del balance de masa y energía podían ser combinadas y resueltas componente a componente a partir de un conjunto de ecuaciones lineales simultáneas para las N etapas, utilizando un método de tanteo con las mismas variables de prueba que en el método de Thiele-Geddes. Aunque la resolución de dichas ecuaciones es tediosa por métodos manuales, resulta más sencilla utilizando una computadora digital.



En un estudio clásico, Friday y Smith³² analizaron de forma sistemática una serie de métodos de tanteo para la resolución de las ecuaciones de materia y energía considerando cuidadosamente la elección de la variable de salida para cada ecuación.

Demostraron que no hay una técnica única capaz de resolver todos los tipos de problemas. Para el caso de separadores donde la alimentación está constituida por componentes de volatilidades parecidas (puntos de ebullición próximos), recomendaron un método de Amundson-Pontinen modificado, denominado punto de burbuja (BP). En el caso de alimentaciones con componentes de muy diferente solubilidad o volatilidad (puntos de ebullición alejados) el método BP mostró encontrarse sometido a fallas, sugiriéndose el método denominado de suma de flujos (SR). Para casos intermedios el método de tanteo puede no converger; en este caso Friday y Smith sugieren la utilización del método de Newton-Raphson, o bien una combinación de éste con un método de tanteo. El método de Newton-Raphson permite una considerable flexibilidad en la elección de las variables especificadas y, por lo general, es capaz de resolver todos los problemas.

De forma general, los modernos métodos de ecuaciones de tanteo se encuentran ya programados, son rápidos, y requieren un espacio mínimo de memoria en la computadora. Aunque se pueden aplicar a una variedad mucho mayor de problemas que el método clásico de tanteo de Thiele-Geddes, normalmente están limitados en la misma selección de las variables especificadas. Por esto ni las purezas de los productos, la recuperación de las especies, los flujos interetapas ni la temperatura de las etapas pueden especificarse.

Algoritmo de la matriz tridiagonal: La clave para el éxito de los métodos de tanteo BP y SR es la matriz tridiagonal que resulta de una forma modificada de las ecuaciones del balance de masa en las cuales se procede a tantear a partir de las ecuaciones modificadas del balance de materia, seleccionando T_i y V_i como las variables de tanteo. De esta forma las ecuaciones quedan como ecuaciones lineales en las fracciones molares desconocidas en la fase líquida. Este conjunto de ecuaciones para cada componente se resuelve mediante un algoritmo de elevada eficacia y seguridad debido a Thomas³³ y aplicado por Wang y Henke²⁶.



Las ecuaciones modificadas se obtienen mediante la sustitución de la relación de equilibrio en la del balance de materia para cada componente para eliminar la variable “ y ” y substituyendo la ecuación del balance de materia total en la del balance por componente para eliminar L .

De esta forma las ecuaciones para el cálculo de “ y ” y L se separan de las otras ecuaciones. Se obtiene así la ecuación para cada componente y etapa, si las ecuaciones modificadas se agrupan por componentes, pueden separarse escribiéndolas como una serie de C ecuaciones separadas en la matriz tridiagonal, donde la variable de salida para cada ecuación matricial es la composición x , para toda la cascada en contracorriente de N etapas.

Cada componente depende exclusivamente de las variables de tanteo T_i y V_i con tal de que los valores k_i sean independientes de la composición, de no ser así, las composiciones obtenidas en la iteración previa pueden utilizarse para estimar los valores k_j .

El algoritmo de Thomas para la resolución del conjunto de ecuaciones linealizadas es un método Gaussiano de eliminación en el que se procede inicialmente, a una eliminación progresiva comenzando en la etapa 1 y operando hasta alcanzar la etapa N .

La utilización del algoritmo de Thomas evita la recomposición de errores de ruptura en el programa debido a que, por lo general, no aparecen diferencias entre cantidades casi iguales. Además, los valores calculados de x son casi siempre positivos. El algoritmo es de una elevada eficacia, requiere una mínima cantidad de memoria en la computadora.

Método del punto de burbuja (BP) para destilación: Con frecuencia, en el proceso de destilación, intervienen especies que cubren un estrecho margen de relaciones de equilibrio líquido-vapor (valores k). Un procedimiento de resolución particularmente efectivo para este caso fue sugerido por Friday y Smith³² y desarrollado con detalle por Wang y Henke²⁶.



Se denomina método del punto de burbuja (BP) dado que en cada iteración se calcula un nuevo conjunto de temperaturas de las etapas a partir de las ecuaciones del punto de burbuja. En este método todas las ecuaciones son separadas y resueltas de forma secuencial, excepto las ecuaciones modificadas, que se resuelven de forma separada para cada componente por el método de la matriz tridiagonal.

Las especificaciones del problema consisten en las condiciones y etapas de localización de todas las corrientes de alimentación, presión en cada etapa, flujos totales de todas las corrientes laterales, flujos de transferencia de calor hacia o desde todas las etapas salvo la etapa 1 (condensador) y la etapa N (ebullidor), número total de etapas, flujo externo de reflujo en el punto de burbuja y flujo de vapor destilado.

Para iniciar los cálculos se asignan valores a las variables de tanteo. En la mayoría de los problemas es suficiente con establecer un conjunto inicial de valores V_j basados en la suposición de flujos molares constantes interetapas, utilizando los flujos de destilado, alimentación, reflujo y corrientes laterales especificados. Por lo general, se puede obtener un conjunto inicial adecuado de valores T_j calculando o suponiendo tanto la temperatura del punto de burbuja de un producto de colas estimado, como la temperatura de rocío de un producto de vapor destilado; o bien calculando o suponiendo la temperatura del punto de burbuja, si el destilado es líquido, o una temperatura comprendida entre las de burbuja y rocío en el caso de que el destilado sea una mezcla (vapor y líquido) y procediendo después a determinar la temperatura del resto de las etapas admitiendo una variación lineal de la temperatura con la localización de las etapas.

Para obtener x_i por el método de Thomas se precisan valores $k_{i,j}$, cuando estos dependen de la composición se necesitan también suposiciones iniciales para todos los $x_{i,j}$ e $y_{i,j}$ al no ser que se utilicen valores $k_{i,j}$ ideales para la primera iteración. Para cada iteración, el conjunto de valores calculados $x_{i,j}$, aunque no ha sido mencionado por Wang y Henke, es aconsejable normalizar el conjunto de valores calculados $x_{i,j}$ mediante la relación.



$$(x_{ij})_{\text{normalizado}} = \frac{x_{ij}}{\sum_{i=1}^C x_{ij}}$$

Estos valores normalizados se utilizan para todos los cálculos posteriores en cuya iteración intervengan las x_{ij} .

Se calcula un nuevo conjunto de temperaturas T_i etapa a etapa mediante el cálculo de las temperaturas de burbuja a partir de los valores normalizados x_{ij} . Friday y Smith³² señalaron que los cálculos del punto de burbuja para la temperatura de las etapas son particularmente efectivos para mezclas con un estrecho intervalo de valores k_i dado que entonces las temperaturas no son sensibles a la composición. Por ejemplo, en el caso límite en el que todos los componentes tienen idénticos valores k_i , la temperatura corresponde a las condiciones de $k_{ij} = 1$, y no depende de los valores x_{ij} . En el extremo opuesto, sin embargo, los cálculos de punto de burbuja para establecer la temperatura de las etapas pueden ser muy sensibles a la composición.

Método de la suma de flujos (SR) para absorción y desorción: Los componentes químicos presentes en la mayoría de los absorbedores y desorbedores cubren un intervalo relativamente amplio de volatilidades. De aquí que el método BP de resolución falle, debido a que el cálculo para la determinación de la temperatura de las etapas mediante el cálculo del punto de burbuja (BP) es demasiado sensible a la composición de la fase líquida, y el balance energético de la etapa es mucho más sensible a la temperatura de las etapas que a los flujos interetapas. Para este caso, Friday y Smith³² señalaron que un método alternativo ideado por Sujata³⁴ podría aplicarse satisfactoriamente. Este método, denominado *método de la suma de flujos (SR)*, fue desarrollado con posterioridad por Bumingham y Otto³⁵ juntamente con la formulación de la matriz tridiagonal para las ecuaciones modificadas.

Las especificaciones del problema constan de las condiciones y etapa de localización de todas las alimentaciones, presión en cada etapa, flujos totales de



todas las corrientes laterales, flujos de transferencia de calor desde o hacia cualquier etapa, y número total de etapas.

Para iniciar los cálculos se supone un conjunto inicial de variables de tanteo T_j y V_j . Para la mayoría de los problemas es suficiente con suponer un conjunto de valores V_j basados en la suposición de flujo molar constante interetapas, operando desde la cola del absorbedor utilizando los flujos de las alimentaciones y corrientes laterales en fase vapor especificadas.

Generalmente puede obtenerse en conjunto adecuado de valores T_j iniciales a partir de los valores supuestos de las etapas de cabeza y cola, suponiendo una variación lineal con el número de etapa. Los valores de $x_{i,j}$ se obtienen resolviendo el algoritmo de Thomas. Sin embargo, los valores obtenidos no se encuentran normalizados en este paso aunque se utilizan directamente para producir nuevos valores de L_j mediante la *ecuación de suma de flujos que se define como*:

$$L_j^{(k+1)} = L_j^k \sum_{i=1}^C x_{i,j}$$

Donde los valores de $L_j^{(k)}$ se obtienen a partir de los valores $V_j^{(k)}$ mediante la ecuación del balance de masa total.

Se calculan a continuación valores normalizados de $x_{i,j}$ a partir de la ecuación de normalización de Wang y Henke. Los correspondientes valores de $y_{i,j}$ se calculan según la ecuación de relación de equilibrio entre fases.

Resolviendo de forma simultánea los balances de energía para las N etapas se obtiene un nuevo conjunto de valores T_j de temperaturas de las etapas. Las temperaturas están incluidas en las entalpías específicas correspondientes a los flujos de líquido y vapor no especificados. En general estas entalpías no son lineales con respecto a la temperatura y, por tanto, se requiere un procedimiento de resolución iterativo, tal como es el método de Newton-Raphson²⁷.



Método de suma de flujos isotérmicos (ISR) en extracción líquido-líquido: El equipo de extracción líquido-líquido en etapa múltiple opera frecuentemente en forma adiabática. Cuando las corrientes de entrada se encuentran a la misma temperatura y el calor de mezcla es despreciable la operación también es isotérmica. Bajo esta condición, o cuando las temperaturas de las etapas están especificadas, puede aplicarse una versión isotérmica simplificada del método de suma de flujos (ISR), indicada por Friday y Smith³² y mostrada en detalle por Tsuboka y Katayama³⁶.

Se basa en el modelo de etapa en equilibrio. Sin embargo, con todas las temperaturas de las etapas especificadas, pueden calcularse valores de Q_j a partir de los balances de energía de las etapas, que pueden ser separadas de las otras ecuaciones y resueltas aparte. En el método ISR se presta particular atención a la posibilidad de una fuerte influencia de la composición sobre los valores k_{ij} .

Las especificaciones del problema constan de los flujos, composiciones y etapas de localización de todas las alimentaciones; temperaturas de las etapas (frecuentemente todas iguales); flujos totales de las corrientes laterales; y número total de etapas. No es preciso especificar las presiones de las etapas, pero se sobreentiende que son mayores que las presiones del punto de burbuja de la etapa correspondiente para prevenir una vaporización.

Una vez especificadas las temperaturas de las etapas las únicas variables de tanteo son los valores V_j . Se obtiene un conjunto inicial suponiendo una separación perfecta entre los componentes de la alimentación y despreciando la transferencia de materia de disolvente a la fase de refinado. Así, se obtienen valores aproximados de los flujos de extracto y refinado existentes. Valores intermedios de V_j se obtienen por interpolación lineal entre las N etapas. Para el caso de corrientes laterales o alimentaciones intermedias se necesitan realizar algunas modificaciones del método.

Métodos de corrección simultánea (SC): Los métodos BP y SR para operaciones de contacto vapor-líquido no alcanzan la convergencia, o lo hacen con dificultad, en el caso de separaciones en las que intervienen mezclas líquidas



con una fuerte no-idealidad (por ejemplo, en destilación extractiva) o en aquellos casos donde el separador presenta un comportamiento de absorbedor o desorbedor en una de las secciones, y de fraccionador en otra sección (por ejemplo, un absorbedor con ebullición). Además, de forma general, los métodos BP y SR están restringidos a unas especificaciones muy limitadas, establecidas anteriormente.

Los métodos más generales, capaces de resolver todos los problemas de separación multicomponente en etapa múltiple, están basados en la resolución de todas las ecuaciones de balance de materia para cada componente, el balance de energía para cada etapa, las sumatorias de las fracciones molares y la relación de equilibrio entre fases.

Para aplicar la técnica SC que utilice el método de Newton-Raphson deben seleccionarse y ordenarse las variables desconocidas y las correspondientes funciones de las ecuaciones en estudio. Goldstein y Stanfield³⁷ señalaron como agrupar las funciones por tipos, es más eficiente para la resolución de problemas en los que intervenga un gran número de componentes y pocas etapas. Alternativamente, cuando hay un gran número de etapas pero pocos componentes, resulta más eficaz el agrupar las funciones de acuerdo con la localización de las etapas. Esta última forma de agrupar las funciones ha sido descrita por Naphtali³⁸ y ha sido complementada por Naphtali y Sandholm³⁹.

El método SC de Naphtali y Sandholm se desarrolla con detalle dado que utiliza muchas de las técnicas matemáticas de métodos de tanteo. Fredenslund, Gmehling y Rasmussen⁴⁰ desarrollaron un programa de cálculo para este método y utilizan el modelo de etapa de equilibrio. Sin embargo, en vez de resolver simultáneamente las $N(2C + 3)$ ecuaciones de estudio. Se combinan con otras ecuaciones para eliminar $2N$ variables, reduciendo el problema a la resolución simultánea de $N(2C + 1)$ ecuaciones.

Con este método iterativo se generan sucesivos conjuntos de variables de salida hasta que las funciones de balance de masa, energía y de equilibrio alcancen una cierta tolerancia en un entorno de cero. En las iteraciones, a los valores de las



funciones distintas de cero se les denomina *discrepancias* o *errores*. Se agrupan las funciones y variables de salida por etapas de cabeza a la cola, esto se hace así para obtener una estructura de bloque tridiagonal en la matriz jacobiana de las derivadas parciales con el fin de poder aplicar el algoritmo de Thomas.

Método de relajación: La utilización de malas suposiciones iniciales en la técnica de Newton-Raphson SC puede conducir a no alcanzar la convergencia dentro de un número razonable de iteraciones. Debería entonces seleccionarse un nuevo conjunto de suposiciones para las variables de salida y reiniciar el proceso. A veces, es imposible encontrar un conjunto de suposiciones iniciales adecuadas. Un procedimiento alternativo que siempre converge es el método de relajación de Rose, Sweeny y Schrod⁴¹, modificado por Ball⁴², y posteriormente mejorado por Jelinek, Hlavacek y Kubicek⁴³ para acelerar la convergencia. El método de relajación, explicado e ilustrado en detalle por Holland³⁰, utiliza ecuaciones diferenciales en estado no estacionario para los balances de energía y de materia de los componentes. Comenzando a partir de un conjunto supuesto cualquiera de valores iniciales, se resuelven estas ecuaciones numéricamente, para cada intervalo de tiempo, con las ecuaciones de equilibrio entre fases, para obtener variaciones en las temperaturas de las etapas, flujos y composiciones. Sin embargo, dado que la velocidad de convergencia del método de relajación disminuye a medida que nos aproximamos a la solución, este método no es muy utilizado en la práctica. En el caso de problemas difíciles, Ketchum³¹ combina la estabilidad del método de relajación con la velocidad del método de Newton-Raphson SC para obtener un algoritmo sencillo que utiliza un factor de relajación ajustable.



CAPÍTULO 3

“UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO”



3.1. UNIDAD DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

La planta de destilación al vacío con capacidad para procesar 90,000 BPD de residuo primario cretácico 100%, o una mezcla de residuo primario cretácico y residuo primario marino en proporción de 50/50, fue diseñada por el Instituto Mexicano del Petróleo para Petróleos Mexicanos. El diagrama de flujo de proceso se presenta en la figura 3.3.1.

3.1.1. Descripción general del proceso.

La unidad de destilación al vacío tiene como finalidad fraccionar una carga de residuo primario tipo mezcla 50/50% Vol., de residuo primario cretácico / marino proveniente de la unidad de destilación primaria y de tanques de almacenamiento.

La separación se lleva a cabo mediante destilación al vacío en una torre de alto vacío del tipo húmeda. Los productos que se obtienen de esta torre son: gasóleo ligero de vacío (GOL "AV"), gasóleo pesado de vacío (GOP "AV") y residuo de vacío. Las corrientes de gasóleo ligero y gasóleo pesado son enviadas como carga a la planta catalítica o a tanques para ser empleados en la producción de diesel nacional. El residuo de vacío se envía a tanques de almacenamiento como combustóleo o se envía como carga a la planta reductora de viscosidad.

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

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.



3.1.2. Bases de diseño.

La planta está diseñada para procesar 90,000 BPD de residuo primario, siendo su capacidad mínima de operación de 54,000 BPD (60% carga total). Se tiene facilidad para recibir una corriente de residuo atmosférico caliente directamente de la unidad de destilación primaria y carga fría de tanques de residuo primario. La planta recibe su carga a la temperatura de 150 °C que resulta de mezclar al residuo caliente de la unidad de destilación atmosférica (176 °C) y el residuo frío proveniente de tanques (80 °C), aunque está diseñada para recibir la corriente más caliente (184 °C). Puede operar independientemente de la unidad de destilación atmosférica y tiene flexibilidad para procesar tanto residuo primario cretácico, como residuo primario tipo cretácico / marino. Cuando la unidad trabaja recibiendo carga fría proveniente totalmente de tanques, su capacidad de operación baja a 75,000 BPD.

La unidad está diseñada para procesar residuo primario y productos de las siguientes especificaciones, como lo muestran las tablas 3.1.3.1 y 3.1.3.2 respectivamente, la destilación ASTM D-1160 (1 atm) se obtuvo de la refinera es la caracterización que se le hace al residuo primario y se utilizará en el simulador.

3.1.3. Características de materiales y productos.

Tabla 3.1.3.1. Especificación de la materia prima.

RESIDUO PRIMARIO	
TIPO	CRETÁCICO / MARINO
GRADOS API	10.47
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN	11.56
CARGA EN BPD	90,000
ASTM D-1160 (1 atm.)	
% VOL.	°C
0	356
10	431
30	503
50	566
70	621
90	666
TFE	694

Tabla 3.1.3.2. Especificación de los productos.

PRODUCTO	API	Kw	ASTM D- 1160 (1 atm.) 90%	ASTM D- 1160 (1 atm.) 5%
GOL AV	24.32	11.8	421 °C	-
GOP AV	17.49	11.79	491 °C	-
RESIDUO AV	4.95	11.44	-	523 °C

3.2. CARGA Y PRECALENTAMIENTO.

3.2.1. Flujo.

El flujo de residuo primario a la planta puede variar desde 90,000 BPD, que es su capacidad de diseño, hasta un mínimo de 54,000 BPD.

3.2.2. Temperatura.

Se recomienda que la temperatura del residuo primario a la salida de los calentadores no sea mayor a 404 °C, con objeto de evitar coquización en los serpentines de los mismos así como en las líneas de "transfer". Con el mismo fin, se deberá mantener un flujo de 1089 Kg/hr, de vapor de media presión a cada calentador de residuo primario, inyectándose en los serpentines, (en el punto donde inicia la vaporización).

3.3. TORRE DE DESTILACIÓN AL VACÍO.

3.3.1. Presión.

Mantener una presión de 15 mmHg, en la parte superior de la torre y alimentar 4,901 Kg/hr, de vapor de baja sobrecalentado (343 °C), para reducir la presión parcial de los hidrocarburos y aumentar el rendimiento de los productos.



3.3.2. Temperatura.

Ajustar el perfil de temperatura de la torre mediante recirculaciones frías y calientes de GOL "AV" y GOP "AV" para cumplir con las especificaciones de los productos.

3.3.3. Flujo.

Si la planta opera a baja capacidad, se recomienda que las recirculaciones de GOL "AV" y GOP "AV" se ajusten a un flujo mínimo de 504 LPM (133 GPM) en la sección superior y 784 LPM (207 GPM) en la sección inferior, con objeto de evitar la contaminación de las corrientes de productos.

3.4. DESCRIPCIÓN GENERAL DE LA PLANTA.

Para su descripción la planta se divide en diferentes secciones que incluyen: tren de precalentamiento, calentador de residuo primario BA-1, torre de destilación al vacío DA-1, paquete de vacío PA-1 y caja enfriadora EB-1. Para fines de descripción se consideró como carga a la planta, la mezcla 50/50% Vol. de crudos reducidos cretácico y marino.

3.4.1. Tren de precalentamiento.

La carga a la planta se recibe a través de líneas de 16" y 12". Por la primera se reciben 79,200 BPD de residuo primario, a una temperatura de 184 °C y una presión de 16.0 kg/cm², procedente de la planta de destilación primaria. Por la segunda línea se complementa la carga a la planta con 10500 BPD de residuo primario procedente de tanques de almacenamiento. Esta corriente se recibe a la temperatura de 80 °C y a la presión de 20.5 kg/cm²; además cuenta con una válvula automática reductora de presión, para compensar las variaciones en presión debidas a fluctuaciones de producción en la unidad de destilación atmosférica, y mantener una presión de 16.0 kg/cm² corriente abajo de dicha válvula.



Por otra parte, esta válvula esta provista de un tope para evitar que cierre totalmente y asegurar el paso de un flujo mínimo continuo a través de la línea de recibo de residuo primario de tanques, por lo cual se evita el taponamiento de dicha línea cuando se reciba únicamente, como carga a la planta el residuo primario producido en la unidad de destilación atmosférica. El flujo total resultante de unir las dos corrientes antes mencionadas, es manejado con las bombas de carga GA-1/R y GA-9/R para incrementar su presión hasta 18 kg/cm^2 . Estas bombas succionan de un cabezal común y descargan a otro para posteriormente dividirse en dos corrientes paralelas que alimentan a la sección de calentamiento.

Esta sección cuenta con dos trenes de precalentamiento de residuo primario, cada uno diseñado para manejar hasta 54,000 BPD. Cada tren cuenta con las facilidades para operar en forma totalmente independiente uno del otro.

3.4.1.1. Primer tren de precalentamiento.

A este tren llega una corriente de residuo primario que pasa por el lado de la coraza del intercambiador de residuo primario / GOP-"AV", EA-1, se incrementa la temperatura desde $173 \text{ }^\circ\text{C}$ hasta $236 \text{ }^\circ\text{C}$. Posteriormente, la corriente pasa por el lado de los tubos del intercambiador de residuo primario / residuo "AV"; EA-3, se incrementa la temperatura del residuo primario hasta $292 \text{ }^\circ\text{C}$.

Finalmente esta corriente se une en un cabezal para continuar hacia el calentador de residuo primario BA-1, a través de una línea 10".

3.4.1.2. Segundo tren de precalentamiento.

Se alimenta una corriente de residuo primario a $173 \text{ }^\circ\text{C}$ la corriente entra por el lado coraza de los intercambiadores de residuo primario / GOP "AV"; EA-2 y después por el lado de los tubos del intercambiador de residuo primario / residuo "AV"; EA-4. Del primero sale a $236 \text{ }^\circ\text{C}$ de temperatura, del segundo sale a $292 \text{ }^\circ\text{C}$.

Ambas corrientes de crudo se unen al salir de los intercambiadores de residuo primario / residuo "AV" y la corriente resultante se une al cabezal para continuar hacia el calentador de residuo primario BA-1, a través de una línea 10".



3.4.2. Calentador de residuo primario BA-1.

En estos hornos a fuego directo, se vaporiza parcialmente el residuo primario y se eleva su temperatura hasta 396 °C. Para evitar la coquización del residuo primario en el horno, se tienen la facilidad para inyectar vapor de media presión a los serpentines de la sección de radiación, en el punto donde inicia la vaporización.

En la sección de convección del horno, se sobrecalienta hasta 343 °C el vapor de baja presión que es utilizado como medio de agotamiento en la torre de destilación al vacío DA-1.

El calentador está diseñado para manejar la carga de diseño de la planta. Sus quemadores pueden operar con gas combustible o combustóleo.

La alimentación del residuo primario al horno se efectúa a control de flujo a través de líneas independientes, una para cada serpentín. Cada línea cuenta con un indicador local de presión, un registrador de flujo y una alarma por bajo flujo en el tablero principal.

La corriente de residuo primario entra por la parte superior del calentador a los serpentines de la zona de convección y posteriormente pasan a los serpentines de la zona de radiación, dispuestos en igual número y de manera simétrica en dos celdas de radiación, para calentar en cada una de ellas la mitad de alimentación total al horno.

Cada serpentín de la zona de radiación cuenta con una conexión para inyectar continuamente vapor de media presión, a fin de evitar la carbonización de los mismos. La operación se hace manualmente con auxilio de un indicador local de flujo y válvula de globo. La presión a la salida de los serpentines es de 280 mmHg abs. y la temperatura es de 396 °C.

La presión se puede medir en sus respectivos indicadores locales y para conocer su temperatura, cada serpentín cuenta con un indicador de consola así como una alarma por alta temperatura en el tablero principal.



Las líneas de salida de cada celda se unen en su respectivo cabezal y los dos cabezales resultantes a su vez se conectan a la línea de "transfer" de 36" para el calentador de residuo primario BA-1. La temperatura de salida de cada celda se ajusta por medio de un control en cascada temperatura-presión que regula el suministro de gas combustóleo a los quemadores.

El combustible se selecciona por medio de un selector manual, en caso de que se utilicen simultáneamente los dos tipos de combustibles, se deja la alimentación de uno de ellos (preferentemente el combustóleo) con ajuste manual y la del gas en control automático.

3.4.3. Torre de destilación al vacío DA-1.

La destilación al alto vacío se efectúa en una torre con empaque estructurado de alta eficiencia, tipo "mellapak", anteriormente se utilizaban platos, la sección de reflujo superior constaba de cuatro platos tipo mampara de dos pasos (condensación de gasóleo ligero), reflujo inferior este tenía seis platos tipo mampara de dos pasos (condensación de gasóleo pesado) y de lavado en esta sección se contemplaban dos platos perforados de un solo paso, actualmente esta empacada cada una de las secciones anteriores, y cuenta con cuatro platos tipo mampara de cuatro pasos en la sección de agotamiento.

La torre cuenta con alimentación de vapor de agotamiento, proveniente de la zona de convección del horno BA-1. El vacío en la torre se mantiene por medio de un tren de eyectores. La alimentación a la torre se efectúa por medio de la línea de transfer de 36" de diámetro. Proviene del calentador a fuego directo BA-1, esta corriente entra a la torre DA-1 a una temperatura de 375 °C a 396 °C, dependiendo de las características de la carga. La alimentación se hace a la zona de vaporización en donde se tiene una presión manométrica de 30 a 15 mmHg de vacío. Por el fondo de la torre sale el residuo "AV", a una temperatura de 355-365 °C, el cual es enviado por la bomba de fondos GA-4/R hacia el tren de precalentamiento a los intercambiadores EA-3 y 4, por el lado coraza, donde cede calor al residuo primario que circula por los tubos, enfriándose hasta 280-255°C. La bomba GA-4/R opera a una presión de descarga de 10 a 18 kg/cm², esto



dependiendo del destino de residuo de vacío, el cual puede ser enviado a través de la caja enfriadora EB-1, por las celdas H, I, J, K, L, M y/o N, a tanques de almacenamiento a una temperatura de 90 a 130 °C; por la celda H a la planta de asfaltos; directamente por la línea de salida como carga caliente a la planta reductora de viscosidad o como carga a la planta HDR. Manteniéndose el control de nivel del fondo en un intervalo del 30 al 50%.

La temperatura del fondo de la torre DA-1 se debe mantener en un intervalo de 355 a 365 °C DA-1, cuenta con un indicador de temperatura y una válvula colocada en la línea de recirculación, con el fin de evitar la coquización y proteger la bomba de fondo contra cavitación.

Para agotar el residuo "AV" se emplea vapor de baja presión sobrecalentado a 343 °C, alimentándose en el fondo de la torre a través de dos boquillas de 30" de diámetro colocadas en lados opuestos.

El vapor procede de la zona de convección del horno y se alimenta a control de flujo de la siguiente manera: del calentador BA-1, sale la línea de 8" y muy próximo a la boquilla de la torre, se bifurca en líneas de 6" de diámetro para pasar a través de las válvulas controladoras de flujo.

A la salida de estas válvulas las líneas son de 20" de diámetro para absorber el incremento en volumen que experimenta el vapor debido a la caída de presión, finalmente estas dos líneas se unen para formar la línea de 30" por la que se alimenta vapor a la torre por las dos boquillas.

Cada una de estas dos válvulas de control, cuenta con una válvula solenoide que corta el suministro de aire para que la válvula cierre y se interrumpa el suministro de vapor a la torre, en caso de que tenga muy alto nivel en el fondo, se cuenta además con alarmas por alto y bajo nivel en el tablero principal.

La extracción de gasóleo pesado de la torre DA-1 (265-300 °C) se hace por gravedad desde la tina de extracción localizada abajo de la sección de condensación de GOP "AV" hasta el tanque de GOP "AV", FA-4, de este tanque



succiona la bomba GA-8/R para retornarse directamente a la sección de lavado de malla, la válvula se encuentra normalmente con un 5% de abertura.

Otra parte del GOP "AV" es succionado por la bomba GA-3/R. Esta corriente es enviada a los intercambiadores EA-1 y EA-2 por el lado de los tubos donde cede calor al residuo primario que circula por la coraza enfriándose de 275 a 155 °C.

Saliendo de estos equipos una parte de la corriente se envía a los enfriadores de reflujo (soloaires) EC-2 A/R para ser enfriado entre 150 a 170 °C y es retornado a la torre como reflujo a la parte superior de la zona de condensación de GOP "AV". Este reflujo se deberá ajustar de acuerdo a las condiciones de presión y de temperatura del domo de la torre DA-1 y al tipo de carga, entre 30,000 a 50,000 BPD, controlando la temperatura de la zona de vapores de GOP "AV" de 280 a 295 °C. La otra parte de la corriente de GOP "AV" sale a control de nivel hacia la planta de desintegración catalítica fluida, como carga caliente a 6 kg/cm² de presión y 170-180 °C de temperatura, o bien como salida a tanques de almacenamiento a través de las bombas "Booster" GA-7/R para pasar a las celdas A, B, ó C, de la caja enfriadora EB-1, saliendo hacia tanques de almacenamiento a 60-80 °C. El GOP "AV" se extrae de la torre a una temperatura de 275 a 290 °C.

El gasóleo ligero de vacío de la tina de extracción localizada en la parte inferior de la sección de condensación de GOL "AV" llega por gravedad a la succión de la bomba GA-2/R de las que salen tres corrientes distintas.

Una de las corrientes se envía hacia los soloaires de reflujo de GOL "AV", EC-1 A/R, de donde sale a una temperatura de 75 a 90 °C, pasando posteriormente por el enfriador EA-5/R para salir con una temperatura de 47 a 55 °C, reflujiéndose por la parte superior de la zona de condensación de GOL "AV" a razón de 35,000 a 53,000 BPD. Dependiendo de las condiciones de presión y de temperatura del domo de la torre DA-1 y de la carga. Esto se hace a control de temperatura. La extracción de GOL "AV" se hace en un intervalo de temperaturas de 155 a 190 °C, también dependiendo de la presión de la torre y de la presión de la carga.

ESTA TESIS NO SALE
DE LA BIBLIOTECA



La segunda corriente de GOL "AV" se envía como carga caliente a control de nivel de la tina de extracción, a la planta de desintegración catalítica, entre 130 a 165 °C, o como carga fría hacia tanques, entre 70 a 80 °C.

La tercera corriente de GOL "AV" retorna por medio de una válvula a la parte media de la zona de condensación de GOL "AV" como reflujo caliente.

Esta corriente se utiliza solo de manera alternativa en casos de alta cantidad de vapores ligeros. Regulándose a manera de mantener estable la presión en la torre.

Se cuenta también con una toma de muestra normal para conocer su composición y con la línea de 8" para enviar el GOL "AV" **fuera de especificación** a tanques de recuperado, durante las etapas de arranque y paro de la unidad.

Para evitar la sobrepresión, la torre de destilación al vacío cuenta con una válvula de seguridad, la cual está protegida contra corrosión por un disco de ruptura y para saber cuando está roto, se cuenta con el indicador de vacío colocado entre ambos.

La torre también cuenta con un indicador de vacío que permite medir la presión en las diferentes secciones a lo largo de ella. Este indicador está colocado en un multicopista "manifold" donde se selecciona mediante válvulas, el punto a medir.

La presión de la torre de vacío se establece con un paquete de vacío el cual consiste en un banco de eyectores en tres etapas (primario, secundario y terciario), con sus respectivos condensadores parciales, los cuales trabajan con vapor de media presión, por encima de su punto de saturación "vapor atemperado" (208 °C). Este mantiene una presión de 15 mmHg en el domo de la torre con una caída de presión a través de la misma de 4 a 8 mmHg. Los vapores efluentes del domo de la torre, se extraen por una línea de 48" de diámetro conectada al tren de eyectores. Para prevenir la corrosión a la salida de la torre, se inyecta inhibidor filmico y amoniaco a las líneas e inhibidor en el domo de la torre.



Los desechos que se pudieran generar por alguna causa serán vaciados al drenaje aceitoso y recolectados en la fosa de recuperado de hidrocarburos API, donde se recolecta para reintegrarse al crudo de carga, evitándose así posibles contaminaciones en el agua residual previniendo así la contaminación.

3.4.4. Paquete de vacío PA-1.

Esta sección está formada por un tren de eyectores. El tren está integrado por los eyectores EE-1-A, B y C, los inter-condensadores EA-7A-B y por el postcondensador EA-7C.

El vapor motriz de los eyectores es de media presión y se alimenta por una línea de 10", en la cual se encuentra colocada una válvula automática accionada por un controlador indicador de presión, para mantener constante la presión del vapor motriz a los eyectores. La temperatura en este punto se conoce por medio de un indicador de temperatura; el flujo se cuantifica por el registrador de flujo colocado en el cuarto de control de la planta y la presión antes de la válvula automática se conoce con un indicador de presión local. Al eyector de la primera etapa se conecta a una línea de 48", por donde fluyen las corrientes formadas por vapor de agua, hidrocarburos ligeros y aire que pudiera infiltrarse al sistema. En la línea se cuenta con un indicador de presión colocado cerca del eyector. Este indicador permite conocer la presión ya sea positiva o negativa.

Los hidrocarburos ligeros, el vapor de agua proveniente de la torre y el vapor motriz de los eyectores que se condensan en los inter y post-condensadores, pasando desde cada uno de ellos hacia el tanque de sello FA-3 en donde se separan los hidrocarburos y el agua. El tanque cuenta con dos mamparas; la más pequeña asegura un sello hidráulico para las líneas de condensado que provienen de los condensadores y la segunda sirve para separar la fase de hidrocarburos enviándose al drenaje aceitoso a control de nivel. Se cuenta además con alarma por alto nivel.

Por otra parte, el condensado aceitoso que se separa, se envía mediante la bomba GA-5/R al sistema de tratamiento de aguas amargas de la unidad de



destilación atmosférica o como recuperado a L.B., cuando no se pueda recibir en la sección de tratamiento el envío se hace a control de nivel de la fase acuosa por medio de un indicador controlador de nivel que acciona la válvula automática colocada en la descarga de la bomba, para un mejor control del nivel en la fase acuosa se cuenta con la alarma por alto nivel.

Por otro lado, los gases y vapores que no se condensan en el post-condensador del tren de eyectores, pasan al tanque de incondensables FA-2 a través de una línea de 6", al igual que los que provienen del tanque FA-3 a través de una línea de 4". En este tanque de incondensables se separa el líquido que se arrastra para ser retornado al tanque se sello FA-3 y los incondensables se envían a la chimenea del calentador de residuo primario BA-1 a través de una línea de 6".

3.4.5. Caja enfriadora EB-1.

La caja enfriadora tiene como objeto enfriar tres productos a almacenamiento que son: gasóleo pesado de planta de vacío (GOP "AV") residuo primario de planta atmosférica y combustóleo.

La caja consta de 14 celdas distribuidas en dos secciones. Mediante un cabezal de 24" de diámetro, se distribuye agua de enfriamiento a cada celda a través de líneas de 10" de diámetro. A la salida de cada celda se cuenta con un indicador local de temperatura para el agua. La extracción de agua se hace mediante la bomba GA-6/R y se retorna a la torre de enfriamiento a control de nivel de la cisterna de agua de enfriamiento AD-91, mediante un controlador indicador de nivel que acciona la válvula automática colocada en la descarga de dicha bomba. Además, se cuenta con alarmas por alto y bajo nivel en la cisterna. Con el fin de evitar taponamientos por falta de flujo a través de los serpentines, cada uno cuenta con una conexión para inyectar aceite de limpieza o vapor de media presión.

En la primera sección de la caja (celdas A, B y C), se enfría el GOP "AV" desde 204 °C hasta 80 °C para ser enviado a almacenamiento cuando la unidad catalítica esté fuera de operación.



La corriente proviene de los intercambiadores de residuo primario EA-1 y EA-2, y se alimenta a la caja enfriadora con la bomba GA-7/R, controlando el nivel del tanque de GOP "AV", FA-4, con una válvula automática colocada en la descarga de la bomba. La temperatura de salida en cada serpentín se conoce por medio de los indicadores de temperatura locales; y el promedio en el indicador de consola. Se cuenta también con una toma de muestra normal y con un indicador local de presión en la línea que va a almacenamiento. Cuando el producto está **fuera de especificación** se envía a tanques de recuperado por una línea de 10".

En las celdas D a la G de esta misma sección se enfría el residuo atmosférico que se envía a almacenamiento cuando la planta de destilación al vacío no opere (condición de emergencia). Normalmente solo circula un flujo mínimo de 5,200 BPD por cualquiera de los serpentines, con el fin de evitar taponamientos, mientras los demás permanecen empacados con aceite de limpieza. La temperatura de salida de cada celda se conoce con indicadores de temperatura locales.

En la línea de envío de residuo atmosférico a almacenamiento, se cuenta con: un indicador de consola, un indicador local de presión y una toma de muestra normal. La línea de 10" se usa para vaciado de la torre de destilación atmosférica durante un paro total de la planta enviándose el residuo a tanques de crudo recuperado y la línea de 6" se usa para vaciado de esta sección de la caja enfriadora.

La segunda sección está formada por las celdas de la H a la N y tiene dos funciones: enfriar el combustóleo obtenido al diluir el residuo "AV", y eventualmente también el combustóleo que se obtiene al diluir el residuo atmosférico cuando por alguna causa salga de operación la planta de destilación al vacío.

En el segundo caso, la celda N será exclusiva para ser usada durante el vaciado de la planta de vacío. La temperatura de salida de cada celda se puede conocer por medio de indicadores de temperatura locales. El combustóleo hacia almacenamiento sale por una línea de 16", su temperatura se conoce por medio de un indicador de consola, su presión con un indicador de presión local y



además se cuenta con una toma de muestra normal. La línea de 8" que sale de la línea anterior, se usa para vaciado de los serpentines de esta sección de la caja.

El diluyente que se usa para preparar el combustóleo, procede de límites de batería y se alimenta a control de flujo, que ajusta a una válvula automática para dar el flujo deseado.

Cuando se prepara combustóleo con residuo "AV", el diluyente se adiciona por una línea de 8" y cuando se prepara a partir de residuo atmosférico, la adición se hace por una línea de 6". La presión a que se recibe el diluyente en L.B. se conoce por un indicador de presión local y su temperatura mediante un indicador de consola. Así mismo, se cuenta con una toma de muestra para hacer su análisis.

Falta página

N° 85



4.1. DEFINICIÓN DEL PROBLEMA A SIMULAR.

La destilación es una operación unitaria de importancia en la industria química por la separación de componentes por medios físicos. Debido a esto, se tomará en cuenta que se va a simular una torre de destilación a vacío para una refinería de la cual la mayor información se obtuvo de los manuales de operación de la misma, con los datos encontrados se hará una simulación para las condiciones de diseño de la torre para compararlos y tomando como a la representación más cercana a la realidad se proceda a simular las condiciones mínimas y máxima de producción. Se simularán dos tipos de torres de vacío una será del tipo rectificadora y la otra será del tipo agotadora/rectificadora para encontrar diferencias entre ellas y saber cual es la que tiene una operación óptima a flujo máximo.

4.1.1. Alimentación.

Es de vital importancia conocer todas la variables de la corriente que entra a la torre ya que esto nos dará la pauta para obtener las condiciones reales de la torre de destilación a vacío, a continuación se dan las condiciones de entrada de la corriente de alimentación como lo muestra la tabla 4.1.1.1.

Tabla 4.1.1.1. Condiciones de entrada de las alimentaciones a la torre de destilación a vacío.

CORRIENTES	TEMPERATURA	PRESIÓN	FLUJO
Residuo primario	170 °C	280 mmHg	90,000 bpd
Vapor de agotamiento	343 °C	3.5 kg/cm ²	4,901 kg/hr

La especificación del residuo primario se presentó en la tabla 3.1.3.1, del capítulo tres, se extrajeron los datos más relevantes y se presentan a continuación.

GRADOS API	10.47
FACTOR DE CARACTERIZACIÓN	11.56
TIE	356
TFE	694



4.1.2. Corrientes de salida.

Es también necesario conocer las variables de las condiciones de salida de los productos para tener en cuenta que éstas darán un importante resultado en la especificación de estos productos, dichas condiciones son indispensables para la utilización de los productos para su procesamiento en otras plantas, a continuación se dan las condiciones de salida de estos productos que se muestran en la tabla 4.1.2.1.

Tabla 4.1.2.1. Condiciones de salida de los productos de la torre de destilación al vacío.

CORRIENTES	TEMPERATURA	FLUJO
GOP AV	60 °C	16,650 bpd
GOL AV	177 °C	16,650 bpd
Residuo AV	360 °C	56,600 bpd

4.1.3. Especificaciones de la torre.

Es necesario conocer algunas de las especificaciones de la torre de vacío para tener la especificación del equipo completa, la torre de vacío tiene dieciséis platos contando de arriba hacia abajo, con una presión en el domo de 15 mmHg y en el fondo de 30 mmHg, además cuenta con dos bombas de calor (Pumparound), el primero sale del plato número cuatro a una temperatura de 60 °C y un flujo de 64,000 bpd, el segundo reflujo sale del plato número diez y regresa al plato número siete a una temperatura de 177 °C y un flujo de 39,000 bpd. Existen dos tipos de torres las de rectificación y las de agotamiento y rectificación "torre de destilación" y a continuación se describen brevemente.

4.1.3.1. Torre rectificadora.

La diferencia primordial es que solo existe una zona llamada zona de rectificación, esto es, que la corriente de alimentación entra por fondo de la torre y se le adiciona vapor de agotamiento, a medida que el vapor avanza hacia el domo este vapor se enriquece progresivamente en las especies más volátiles, debido a que existen dos fases en la torre que son líquido-vapor.

En esta torre tenemos las siguientes variables conocidas: presión del domo y fondo de la torre, número de platos y los reflujos, como se muestra en la figura 4.1.3.1.

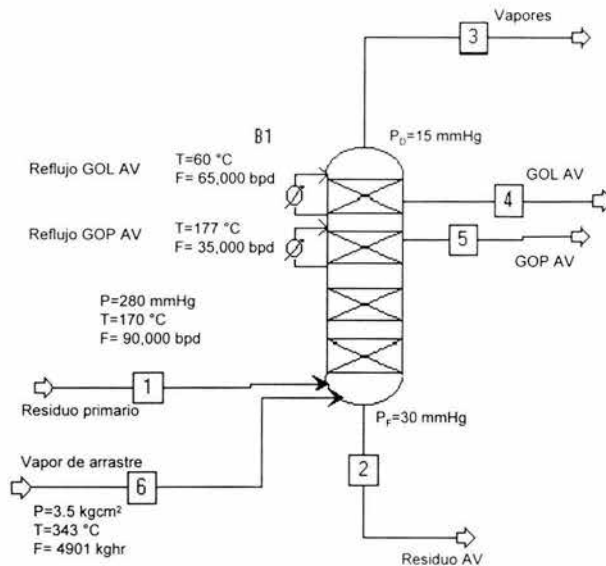


Figura 4.1.3.1. Representación del diagrama a simular y las variables conocidas.

4.1.3.2. Torre de destilación.

En este tipo de torres existen dos zonas y la alimentación es la división de estas zonas ya que la zona que se encuentra por arriba de la alimentación se le llama zona de rectificación y la zona que se encuentra por debajo de la alimentación se le llama zona de agotamiento, el vapor viaja hacia arriba de la columna mientras que el líquido lo hace hacia abajo, esto es, que en la zona de agotamiento el líquido que proviene de la zona de alimentación cae al fondo de la torre haciendo pasar parte del residuo por un rehervidor para elevar su temperatura y generar vapor para que éste ascienda, entre en contacto íntimo con el líquido de alimentación y se enriquezca como se vio en la torre agotadora, dejando el líquido empobrecido en el componente más volátil y este salga por el fondo como desecho de la destilación, como se muestra en la figura 4.1.3.1, pero sin la alimentación de vapor de arrastre. En esta torre tenemos las siguientes variables conocidas: Presión del domo y fondo de la torre, número de platos, reflujos y la entrada de la alimentación.



4.2. CASOS DE ANÁLISIS.

4.2.1. Descripción del problema.

Se simularán las condiciones de diseño de la torre de destilación al vacío, con las especificaciones de los productos y alimentaciones antes mencionadas para poder representar el sistema real, por medio de la simulación, la cual nos ayudará a determinar las condiciones óptimas de la torre y poder manipular las variables para encontrar el óptimo de operación y comparar los resultados de la simulación con los datos de diseño para saber que tan cerca estamos de la realidad en la operación de la torre, encontrando las variables críticas que no se pueden ajustar manualmente.

4.2.2. Casos.

Se estudiarán tres casos, el primero será a condiciones de diseño, para ambas torres las especificaciones y características de las alimentaciones, productos y de la torre se dieron en las partes 3.1.1, 3.1.2 y 3.1.3 respectivamente. Como recordatorio se extrajeron los datos más relevantes de las condiciones de diseño de esos temas y se presentan a continuación.

FLUJO RESIDUO PRIMARIO	90,000 bpd
TEMPERATURA DE ENTRADA	170 °C
TIE	356
TFE	694
FLUJO DE GOL AV	16,650 bpd
API	24.32
ASTM D-1160 AL 90%	421 °C
REFLUJO DE GOL AV	65,000 bpd
TEMPERATURA DEL REFLUJO	60 °C
FLUJO DE GOP AV	16,650 bpd
API	17.49
ASTM D-1160 AL 90%	491 °C
REFLUJO DE GOP AV	35,000 bpd
TEMPERATURA DEL REFLUJO	177 °C
PRESIÓN DEL DOMO	15 mmHg
PRESIÓN DEL FONDO	30 mmHg



El segundo caso será a condiciones de flujo de alimentación mínimo de 55,000 bpd y temperatura de 170 °C y una presión de 30 mmHg, manteniendo las condiciones de diseño de la torre de destilación a vacío excepto los reflujos, los cuales serán para el primer reflujo tendrá una temperatura de 60 °C y un flujo de 39,000 bpd, para el segundo reflujo tendrá una temperatura de 177 °C y un flujo de 21,000 bpd, las especificaciones de las alimentaciones y productos no cambiarán, pero las condiciones de los productos serán a condiciones de flujo mínimo y son los siguientes:

FLUJO DE GOL AV	9,990 bpd
API	24.32
ASTM D-1160 AL 90%	421 °C
REFLUJO DE GOL AV	39,000 bpd
FLUJO DE GOP AV	9,990 bpd
API	17.49
ASTM D-1160 AL 90%	491 °C
REFLUJO DE GOP AV	21,000 bpd

El tercer caso será a condiciones de flujo de operación de 57,000 bpd, temperatura de 170 °C y una presión de 30 mmHg, manteniendo las condiciones de diseño de la torre de destilación a vacío excepto los reflujos, los cuales son para el primer reflujo tendrá una temperatura de 52 °C y un flujo de 43,401 bpd, para el segundo reflujo tendrá una temperatura de 154 °C y un flujo de 14,500 bpd, las especificaciones de las alimentaciones y productos no cambiarán excepto la cantidad de destilado que será a máxima producción.

FLUJO DE GOL AV	18,800 bpd
API	24.32
ASTM D-1160 AL 90%	421 °C
REFLUJO DE GOL AV	43,401 bpd
FLUJO DE GOP AV	11,000 bpd
API	17.49
ASTM D-1160 AL 90%	491 °C
REFLUJO DE GOP AV	14,500 bpd



4.3. MODELOS.

Los modelos son muy importantes, ya que de estos depende también la simulación y hay que tener en cuenta que de una buena selección de estos tendremos resultados más próximos a la realidad.

4.3.1. Modelos de simulación.

Los modelos de operaciones unitarias se usan para representar partes reales de equipo, tales como columnas de destilación o calentadores a fuego directo, usualmente son encontrados en plantas de procesos químicos. Para correr una simulación se debe especificar por lo menos un modelo de operación unitaria. Los modelos para la destilación que ofrece Aspen son muy variados para los diferentes casos que hay en destilación los hay rápidos y rigurosos.

SCFRAC desempeña los cálculos de destilación para unidades de refinamiento del petróleo, tales como son torres atmosféricas y unidades de vacío. Aspen provee cuatro modelos rigurosos para la separación, de los cuales se tienen⁴⁵:

RadFrac general para separaciones líquido-vapor.

MultiFrac general para sistemas de unidades de destilación multietapas.

PetroFrac para unidades de fraccionamiento para el refinamiento del petróleo, el cual fue utilizado en este trabajo y se describe más adelante.

RateFrac Clasifica que se basa en separaciones de no-equilibrio.

El modelo PetroFrac es un modelo riguroso diseñado para simular una mezcla compleja en un fraccionador vapor-líquido. Las operaciones típicas que se incluyen en la industria de la refinación del petróleo son⁴⁵:

Preflash

La unidad atmosférica

La unidad de vacío

El fraccionador principal del proceso de craking catalítico fluidizado (FCC).



Se puede usar el modelo PetroFrac para modelar el fraccionador primario en la sección de agotamiento de una planta de etileno.

PetroFrac puede modelar el horno de alimentación junto con las torres fraccionadoras y agotadoras en una modelo integral o por separado. Con este aspecto, se puede analizar fácilmente el efecto de operación del horno con el desempeño de la torre. Además, puede detectar una fase libre de agua en el condensador o en cualquier parte de la columna. Aunque el modelo PetroFrac asuma los cálculos de etapas en equilibrio, se puede especificar eficiencias de vaporización de Murphee, también para clasificar columnas, platos o empaques, PetroFrac puede modelar empaques aleatorios y/o estructurados⁴⁵.

Aspen se auxilia de modelos termodinámicos y matemáticos para la solución en la simulación pero solo se describen las que se utilizaron en este trabajo como la ecuación de Redlich-Kwong-Soave (RKS) que es un modelo termodinámico y el método de Broyden el cual es un modelo matemático.

La ecuación (RKS) predice el comportamiento en la región crítica, ya que normalmente los cálculos son inestables en el punto crítico. Para el líquido el factor de compresibilidad es lo suficientemente exacto, la predicción de fugacidades, pero se han encontrado inexactitudes en la predicción de las densidades, este modelo se utiliza para la estimación de propiedades de una gran variedad de mezclas de hidrocarburos (ligeros y pesados) en un amplio intervalo de condiciones de procesos, se puede utilizar para procesos y aplicaciones de hidrocarburos, como procesos de gas, refinería y procesos petroquímicos.

El método de Broyden usa aproximaciones linealizadas y el acercamiento que hace Broyden es rápido, este método se usa para converger corrientes de flujo de dos o más especificaciones de diseño, o corre los flujos y especifica las condiciones simultáneamente. Broyden es útil para corrientes de flujos múltiples o para diseñar las especificaciones de las variables de corrida que son altamente independientes.



CAPÍTULO 5

“RESULTADOS”



5.1. CARACTERIZACIÓN DEL RESIDUO PRIMARIO.

A continuación se muestra en la tabla 5.1.1 los resultados que se obtuvieron del simulador Aspen del ensayo que se le hace a la mezcla del petróleo de la refinería, en este caso del residuo primario, este ensayo que se hace es para caracterizar la mezcla por medio de pseudocomponentes, se realizaron catorce cortes (componentes) para el cálculo de los pseudocomponentes se utilizó la temperatura inicial de ebullición y final que se encuentra en la prueba ASTM D-1160 que se realiza en los laboratorios de la refinería que es, la que caracteriza el tipo de residuo que se alimenta a la torre de destilación a vacío la cual se presenta en la parte 3.1.1.

Las abreviaturas de la tabla son:

Temperatura de ebullición (TE). Temperatura crítica (TC).
 Gravedad específica (GS). Presión crítica (PC).
 Peso molecular (PM).

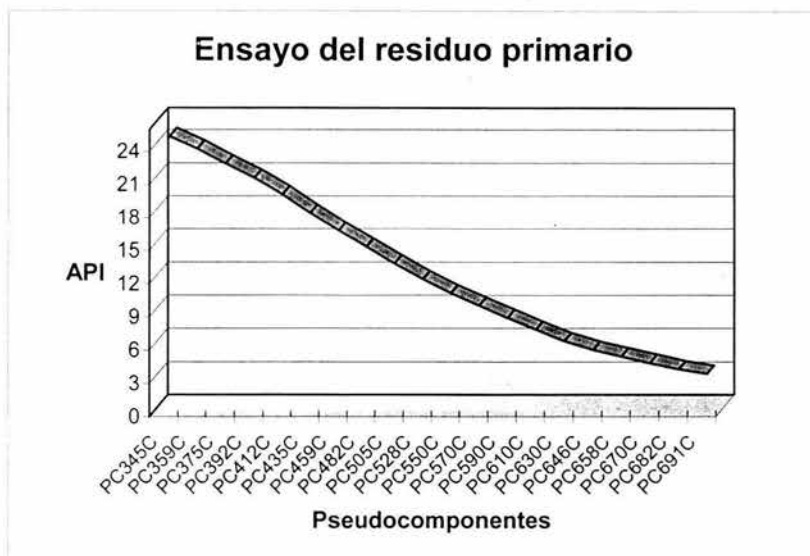
Tabla 5.1.1. Ensayo del residuo primario.

COMPONENTES	TE °C	API	GS	PM	TC °C	PC mmHg
PC345C	345.14	24.77	0.9054	272.99	534.49	11565
PC359C	358.54	23.66	0.9119	286.24	546.86	11189
PC375C	375.24	22.31	0.9199	303.32	562.16	10749
PC392C	392.17	21.01	0.9278	321.23	577.55	10331
PC412C	412.07	19.51	0.9370	343.06	595.50	9872.50
PC435C	435.46	17.83	0.9475	369.73	616.40	9375.37
PC459C	459.11	16.21	0.9579	397.78	637.33	8913.37
PC482C	481.62	14.72	0.9677	425.41	657.07	8507.50
PC505C	504.90	13.25	0.9775	454.85	677.30	8119.03
PC528C	528.42	11.82	0.9873	485.43	697.56	7755.22
PC550C	550.09	10.55	0.9961	514.23	716.08	7443.26
PC570C	570.14	9.41	1.0041	541.33	733.08	7172.67
PC590C	590.09	8.32	1.0119	568.65	749.89	6919.15
PC610C	610.12	7.25	1.0197	596.37	766.65	6679.03
PC630C	630.32	6.21	1.0274	624.46	783.43	6450.68
PC646C	645.95	5.43	1.0333	646.28	796.35	6282.59
PC658C	657.85	4.84	1.0378	662.88	806.14	6159.41
PC670C	669.93	4.26	1.0422	679.71	816.04	6038.39
PC682C	681.93	3.68	1.0466	696.39	825.84	5921.98
PC691C	690.98	3.26	1.0499	708.91	833.21	5836.68

Los parámetros que participan en la caracterización son: temperatura de ebullición normal, de donde se derivan las curvas de destilación ASTM y TBP; densidad relativa o grados API, peso molecular y la k de Watson, es la proporción de hidrocarburos representadas por el factor de caracterización de Watson y se define como la raíz cúbica del punto de ebullición promedio dividido entre la densidad relativa a 60 °F.

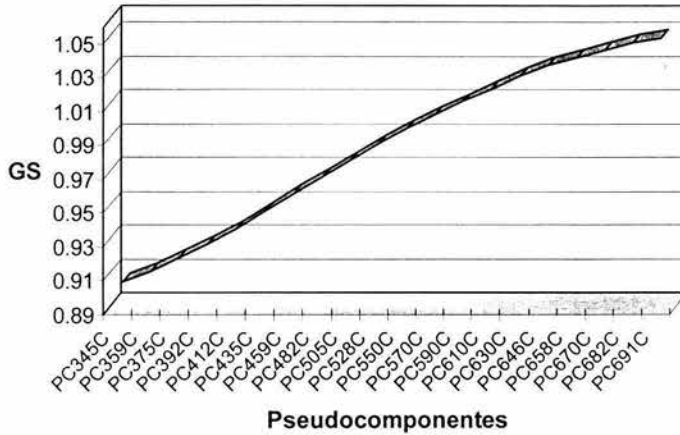
Estos parámetros están relacionados por funciones simples y se usan para calcular el resto de los parámetros para completar la caracterización de cada pseudocomponente y poder usar los diversos modelos termodinámicos en la estimación de las propiedades termofísicas.

Para muchos de estos parámetros (como la presión y temperatura críticas, factor acéntrico y coeficientes de entalpía) no se encuentran datos disponibles en la literatura, por lo cual son calculados con modelos termodinámicos. A continuación se presentan los datos graficados obtenidos en la tabla 5.1.1 para una mejor representación de las propiedades que contiene dicha tabla con respecto a los componentes obtenidos y van de la gráfica 5.1.1 a la 5.1.5.



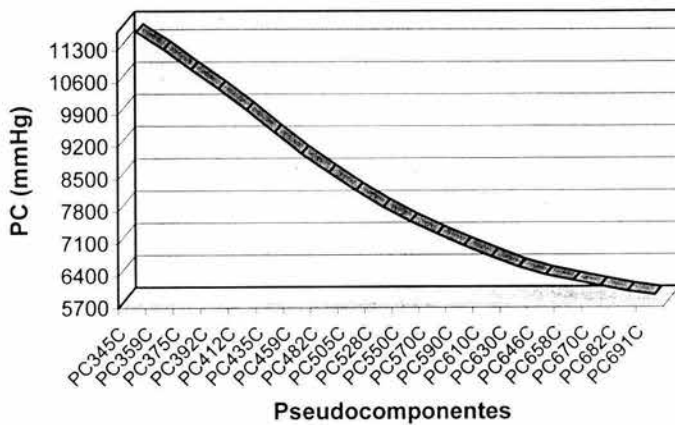
Gráfica 5.1.1. Perfil de la gravedad API.

Ensayo del residuo primario

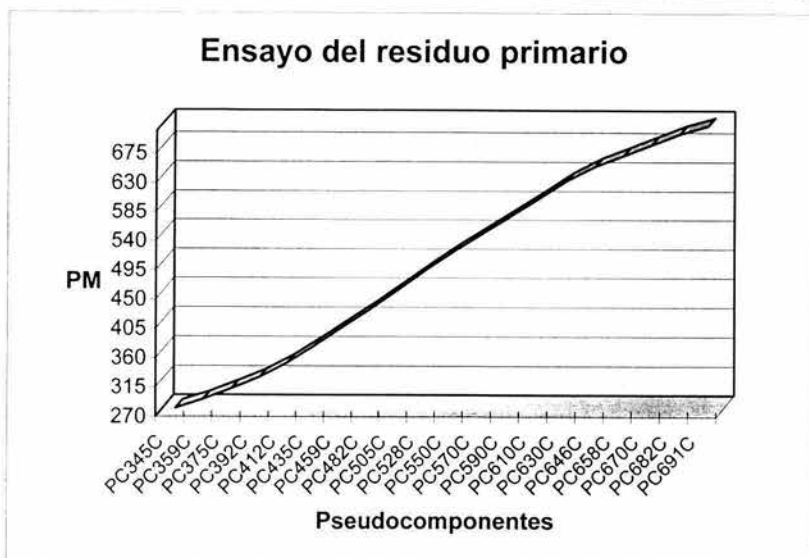


Gráfica 5.1.2. Perfil de la gravedad específica.

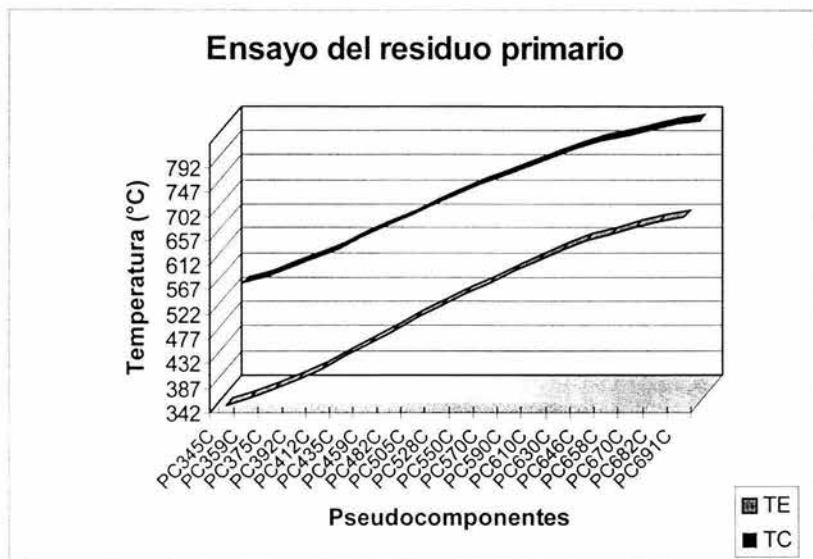
Ensayo del residuo primario



Gráfica 5.1.3. Perfil de la presión crítica.



Gráfica 5.1.4. Perfil del peso molecular.



Gráfica 5.1.5. Perfil de temperatura crítica y temperatura de ebullición.

A continuación se presenta el diagrama que se utilizó para la simulación en el programa de Aspen, el cual tiene dos entradas una de residuo primario (1) y una de vapor de agua (6), y tiene cuatro salidas y son: residuo reducido (2), vapores (3), combustóleo ligero "GOL AV" (4) y combustóleo pesado "GOP AV" (5).

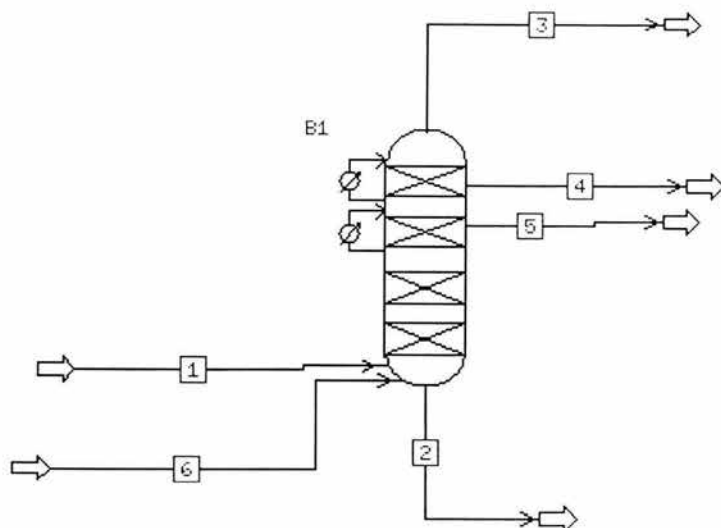


Figura 5.1.1. Diagrama utilizado en la simulación.

5.2. CUANDO LA TORRE DE VACIO ES UNA TORRE RECTIFICADORA (R).

Se realizaron tres simulaciones las cuales fueron a condiciones de diseño mínimas y de operación para el primer caso de destilación que se vio en la sección 4.1.3.1. Con las condiciones de diseño de la torre y especificaciones de las alimentaciones presentadas en la figura 4.1.3.1 y productos en la tabla 4.1.2.1, obteniéndose a partir de esa condición las condiciones mínimas y de operación.

5.2.1. Condiciones de diseño (R).

Se presentan a continuación los resultados obtenidos de la simulación con Aspen del balance de masa para cada componente, como se muestra en la tabla 5.2.1.1, la entalpía se muestra en la tabla 5.2.1.2, la entropía se muestra en la tabla



5.2.1.3, las variables de estado en la tabla 5.2.1.4, la densidad se muestra en la tabla 5.2.1.5 y una caracterización se muestra en la tabla 5.2.1.6, estos resultados son de las corrientes de entrada y salida de la torre que opera como rectificadora.

Tabla 5.2.1.1. Balance de masa a condiciones de diseño (R).

COMPONENTES	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Vapores	GOL AV	GOP AV
Barriles por día (BBL/DIA) std						
H2O	0.0	741.258	0.2495	740.8279	0.1571	Trazas
PC345C	591.8709	-	0.4009	0.056995	586.2865	5.1264
PC359C	1116.0419	-	1.1493	0.038307	1102.1200	12.7343
PC375C	1310.9714	-	2.3126	0.011588	1287.1559	21.4913
PC392C	1645.5444	-	5.2908	Trazas	1599.1087	41.1419
PC412C	4080.0306	-	26.6509	Trazas	3873.6899	179.6853
PC435C	3875.6161	-	64.5212	Trazas	3384.8997	426.1937
PC459C	5584.8370	-	264.9609	Trazas	3135.4980	2184.3779
PC482C	7097.1168	-	752.3106	Trazas	1330.5047	5014.3013
PC505C	6092.5134	-	1383.6610	Trazas	292.2203	4416.6320
PC528C	6227.3417	-	2855.4100	Trazas	54.4439	3317.4877
PC550C	5622.5304	-	4664.6510	Trazas	3.8451	954.0342
PC570C	6083.9302	-	6009.9127	Trazas	0.073770	73.9437
PC590C	6437.1953	-	6434.4540	Trazas	Trazas	2.7406
PC610C	6874.5849	-	6874.5073	Trazas	Trazas	0.077554
PC630C	7981.5738	-	7981.5718	Trazas	Trazas	Trazas
PC646C	5086.0607	-	5086.0607	Trazas	Trazas	Trazas
PC658C	4594.2055	-	4594.2055	Trazas	Trazas	Trazas
PC670C	4058.6658	-	4058.6658	Trazas	Trazas	Trazas
PC682C	3818.3816	-	3818.3816	Trazas	Trazas	Trazas
PC691C	1820.9868	-	1820.9868	Trazas	Trazas	Trazas
TOTAL						
BBL/DIA	90000	741.258	56700	740.9436	16650	16650

Donde:

Gravedad API estándar (APISTD).

Fracción de vapor (VFRAC).

Gravedad específica estándar (SGSTD).

Fracción de líquido (LFRAC).

Factor de caracterización de Watson (WAT).

Peso molecular (PM).

Tabla 5.2.1.2. Entalpía a condiciones de diseño (R).

ENTALPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kcal/mol	-185.361	-55.137	-141.074	-57.476	-135.680	-121.607
kcal/kg	-370.262	-3060.596	-238.927	-3189.975	-385.743	-275.462
MMkcal/hr	-219.572	-15.0	-91.321	-15.627	-39.975	-29.523



Tabla 5.2.1.3. Entropía a condiciones de diseño (R).

ENTROPIA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
cal/molK	-698.359	-7.002	-684.729	-1.909	-512.544	-551.295
cal/gK	-1.395	-0.388	-1.159	-0.105	-1.457	-1.248

Tabla 5.2.1.4. Variables de estado a condiciones de diseño (R).

VARIABLE DE ESTADO	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
TEMP °C	170.0	343.0	382.300	60.012	141.078	328.401
PRES mmHg	280.0	2574.457	30.0	15.0	18.0	24.0
VFRAC	0.0	1.0	0.0	1.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0	0.0	1.0	0.0	1.0	1.0

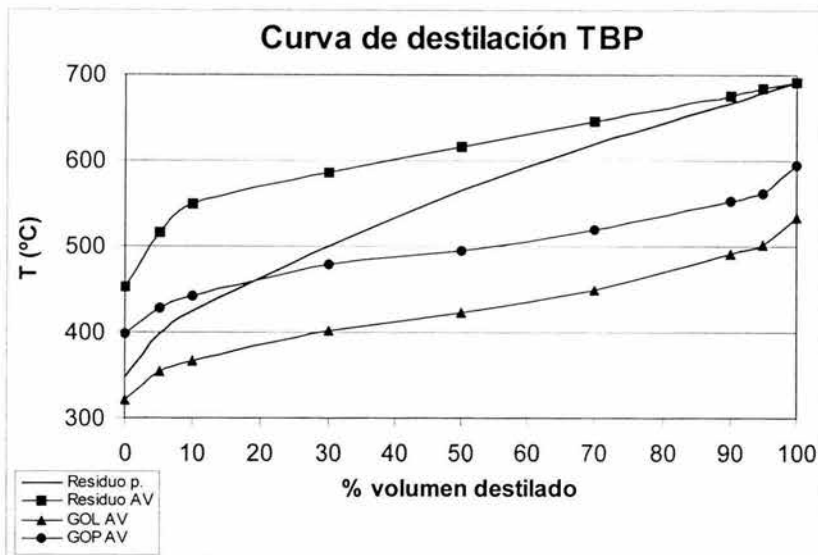
Tabla 5.2.1.5. Densidad a condiciones de diseño (R).

DENSIDAD	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kmol/m ³	1.804	0.0670	1.341	7.219-04	2.448	1.746
kg/m ³	903.269	1.207	791.902	1.301-02	861.249	770.720
PM	500.620	18.015	590.451	18.018	351.738	441.465

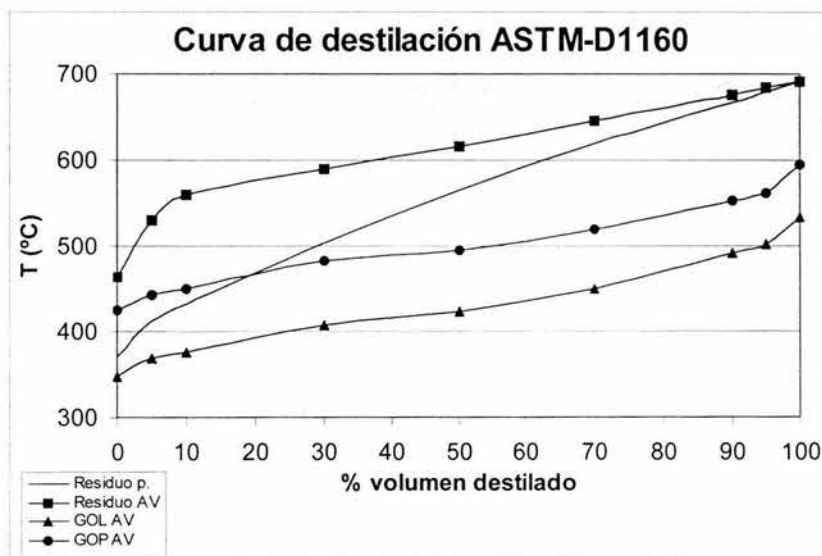
Tabla 5.2.1.6. Caracterización a condiciones de diseño (R).

CARACTERIZACIÓN	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
APISTD	10.470	7.288	7.271	10.002	18.796	13.826
SGSTD	0.997	1.0195	1.019	0.999	0.941	0.974
WAT	11.197	11.228	11.216	8.757	11.343	11.298

Se presentan gráficas con las curvas de destilación TBP y ASTM D-1160 las cuales se muestran en las gráficas 5.2.1.1 y 5.2.1.2 respectivamente, y nos indica como fue la separación de los productos como son: el GOL AV que esta representado por una línea con triángulos, el GOP AV esta representado por una línea con círculos, el residuo AV esta representado por una línea con cuadros, con respecto a la alimentación del residuo primario la cual se representa con una línea continua, de esta alimentación se genera la separación en los productos antes mencionados.



Gráfica 5.2.1.1. Curva TBP a condiciones de diseño (R).



Gráfica 5.2.1.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de diseño (R).



5.2.2 Condiciones mínimas de operación (R).

Se presentan a continuación los resultados obtenidos de la simulación con Aspen del balance de masa para cada componente, como se muestra en la tabla 5.2.2.1, la entalpía se muestra en la tabla 5.2.2.2, la entropía se muestra en la tabla 5.2.2.3, las variables de estado en la tabla 5.2.2.4, la densidad se muestra en la tabla 5.2.2.5 y una caracterización se muestra en la tabla 5.2.2.6, estos resultados son las corrientes de entrada y salida de la torre.

Tabla 5.2.2.1. Balance de masa a condiciones mínimas (R).

COMPONENTES	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
Barriles por día (BBL/DIA) std						
H2O	0.0	741.258	0.1622	740.9858	0.090334	Trazas
PC345C	355.1225	-	0.1706	0.056973	352.1444	2.7504
PC359C	669.6251	-	0.4921	0.038308	662.2412	6.8534
PC375C	786.5828	-	0.9990	0.011596	773.9630	11.6091
PC392C	987.3266	-	2.3128	Trazas	962.7169	22.2939
PC412C	2448.0184	-	11.8555	Trazas	2338.7882	97.3700
PC435C	2325.3696	-	29.4796	Trazas	2070.0502	225.8383
PC459C	3350.9022	-	125.9240	Trazas	1986.0288	1238.9492
PC482C	4258.2701	-	375.2803	Trazas	710.7617	3172.2280
PC505C	3655.5080	-	740.2834	Trazas	116.1784	2799.0462
PC528C	3736.4050	-	1727.3299	Trazas	16.3291	1992.7460
PC550C	3373.5182	-	2975.7695	Trazas	0.6933	397.0553
PC570C	3650.3581	-	3627.8789	Trazas	Trazas	22.4702
PC590C	3862.3172	-	3861.5644	Trazas	Trazas	0.7526
PC610C	4124.7509	-	4124.7308	Trazas	Trazas	0.020059
PC630C	4788.9443	-	4788.9438	Trazas	Trazas	Trazas
PC646C	3051.6364	-	3051.6364	Trazas	Trazas	Trazas
PC658C	2756.5233	-	2756.5233	Trazas	Trazas	Trazas
PC670C	2435.1995	-	2435.1995	Trazas	Trazas	Trazas
PC682C	2291.0290	-	2291.0290	Trazas	Trazas	Trazas
PC691C	1092.5921	-	1092.5921	Trazas	Trazas	Trazas
TOTAL						
BBL/DIA	54000	741.258	34020	741.1016	9989.9951	9990.0038

Tabla 5.2.2.2. Entalpía a condiciones mínimas (R).

ENTALPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kcal/mol	-185.361	-55.137	-142.963	-57.476	-133.896	-122.303
kcal/kg	-370.262	-3060.6	-241.791	-3189.975	-381.498	-277.405
MMkcal/hr	-131.743	-15.0	-55.459	-15.631	-23.712	-17.834



Tabla 5.2.2.3. Entropía a condiciones mínimas (R).

ENTROPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
cal/molK	-698.359	-7.002	-688.161	-1.909	-508.299	-552.158
cal/gK	-1.395	-0.3886	-1.164	-0.106	-1.448	-1.252

Tabla 5.2.2.4. Variables de estado a condiciones mínimas (R).

VARIABLE DE ESTADO	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
TEMP °C	170.0	343.0	378.161	60.014	149.059	325.539
PRES mmHg	280.0	2574.457	30.0	15.0	18.0	24.0
VFRAC	0.0	1.0	0.0	1.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0	0.0	1.0	0.0	1.0	1.0

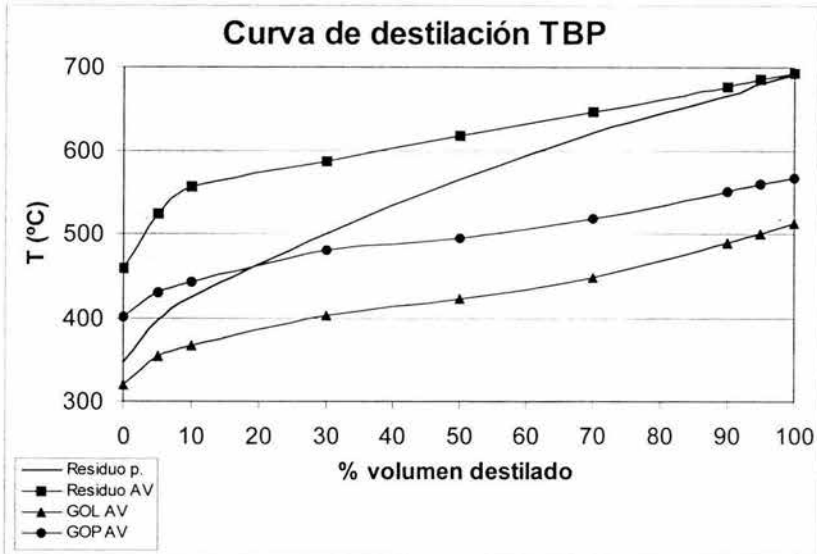
Tabla 5.2.2.5. Densidad a condiciones mínimas (R).

DENSIDAD	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kmol/m ³	1.804	0.06700	1.345	7.219-04	2.438	1.752
kg/m ³	903.269	1.2070	795.059	1.301-02	855.593	772.509
PM	500.620	18.0152	591.266	18.017	350.975	440.884

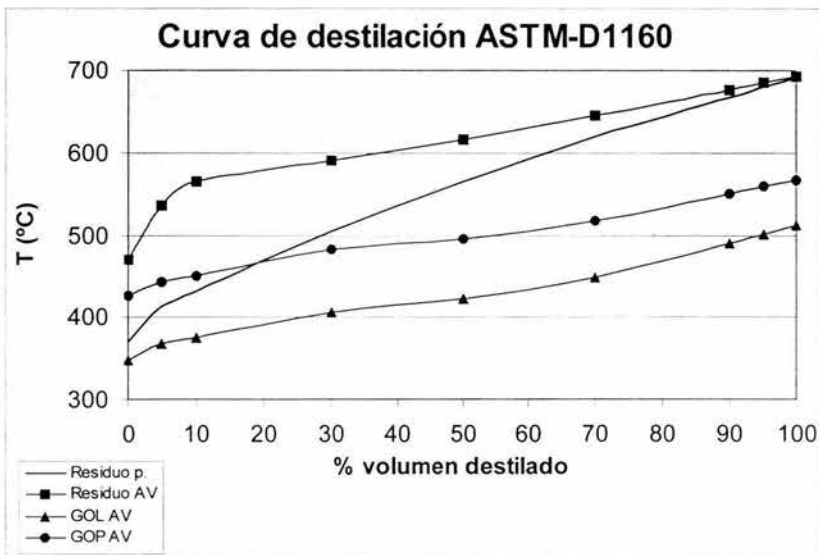
Tabla 5.2.2.6. Caracterización a condiciones mínimas (R).

CARACTERIZACIÓN	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
APISTD	10.470	10.0	7.247	10.002	18.852	13.863
SGSTD	0.9966	1.0	1.019	0.9999	0.941	0.973
WAT	11.197	8.757	11.216	8.758	11.343	11.303

Se presentan gráficas con las curvas de destilación TBP y ASTM D-1160 las cuales se muestran en las gráficas 5.2.2.1 y 5.2.2.2 respectivamente, y nos indica como fue la separación de los productos como son: el GOL AV que esta representado por una línea con triángulos, el GOP AV esta representado por una línea con círculos, el residuo AV esta representado por una línea con cuadros, con respecto a la alimentación del residuo primario la cual se representa con una línea continua, de esta alimentación se genera la separación en los productos antes mencionados.



Gráfica 5.2.2.1. Curva TBP en condiciones mínimas (R).



Gráfica 5.2.2.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones mínimas (R).



5.2.3. Condiciones de operación (R).

Se presentan a continuación los resultados obtenidos de la simulación con Aspen del balance de masa para cada componente, como se muestra en la tabla 5.2.3.1, la entalpía se muestra en la tabla 5.2.3.2, la entropía se muestra en la tabla 5.2.3.3, las variables de estado en la tabla 5.2.3.4, la densidad se muestra en la tabla 5.2.3.5 y una caracterización se muestra en la tabla 5.2.3.6, estos resultados son de las corrientes de entrada y salida de la torre.

Tabla 5.2.3.1. Balance de masa a condiciones de operación (R).

COMPONENTES	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
	Barriles por día (BBL/DIA) std					
H2O	0.0	1376.3419	0.1354	1376.0391	0.1374	Trazas
PC345C	366.4404	-	0.067312	0.027812	365.1171	1.2281
PC359C	690.9663	-	0.1939	0.018065	687.8064	2.9479
PC375C	811.6515	-	0.3933	Trazas	806.5133	4.7397
PC392C	1018.7931	-	0.9106	Trazas	1009.3725	8.5087
PC412C	2526.0376	-	4.6751	Trazas	2488.6276	32.7328
PC435C	2399.4800	-	11.7414	Trazas	2331.9725	55.7653
PC459C	3457.6967	-	51.5268	Trazas	3246.7269	159.4428
PC482C	4393.9827	-	158.4508	Trazas	3837.3420	398.1898
PC505C	3772.0104	-	322.4302	Trazas	2554.2649	895.3152
PC528C	3855.4856	-	709.0497	Trazas	1043.3619	2103.0739
PC550C	3481.0335	-	1136.1164	Trazas	288.6334	2056.2836
PC570C	3766.6963	-	1834.5385	Trazas	101.6623	1830.4954
PC590C	3985.4106	-	2572.3812	Trazas	29.9481	1383.0813
PC610C	4256.2082	-	3311.2374	Trazas	6.9817	937.9891
PC630C	4941.5697	-	4312.1262	Trazas	1.3711	628.0723
PC646C	3148.8932	-	2903.2415	Trazas	0.1874	245.4642
PC658C	2844.3747	-	2700.2745	Trazas	0.046505	144.0537
PC670C	2512.8102	-	2438.2140	Trazas	Trazas	74.5864
PC682C	2364.0449	-	2332.0432	Trazas	Trazas	32.0000
PC691C	1127.4134	-	1121.4996	Trazas	Trazas	5.9135
TOTAL						
BBL/DIA	55721	1376.3419	25921	1376.0940	18800	11000

Tabla 5.2.3.2. Entalpía a condiciones de operación (R).

ENTALPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kcal/mol	-185.361	-55.137	-148.090	-57.540	-256.540	-134.068
kcal/kg	-370.262	-3060.6	-241.719	-3193.851	-367.034	-256.540
MMkcal/hr	-135.942	-27.85	-42.477	-29.059	-43.573	-18.652



Tabla 5.2.3.3. Entropía a condiciones de operación (R).

ENTROPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
cal/molK	-698.359	-7.002	-710.346	-2.102	-545.712	-628.348
cal/gK	-1.395	-0.3886	-1.159	-0.117	-1.414	-1.202

Tabla 5.2.3.4. Variables de estado a condiciones de operación (R).

VARIABLE DE ESTADO	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
TEMP °C	170.0	343.0	378.665	52.026	176.736	355.866
PRES mmHg	280.0	2574.457	30.0	15.0	18.0	24.0
VFRAC	0.0	1.0	0.0	1.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0	0.0	1.0	0.0	1.0	1.0

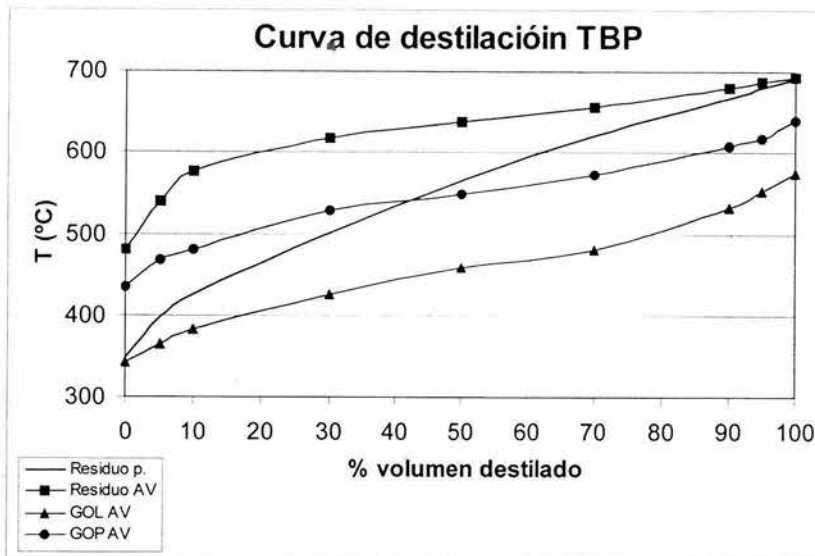
Tabla 5.2.3.5. Densidad a condiciones de operación (R).

DENSIDAD	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kmol/m ³	1.804	6.700-02	1.309	7.396-04	2.209	1.502
kg/m ³	903.269	1.2070	802.031	1.333-02	852.857	785.030
PM	500.620	18.015	612.652	18.016	386.015	522.600

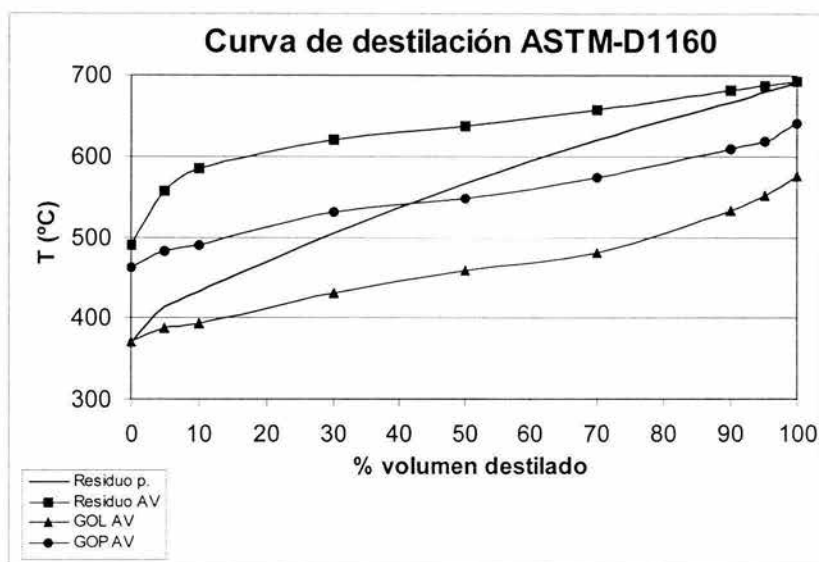
Tabla 5.2.3.6. Caracterización a condiciones de operación (R).

CARACTERIZACIÓN	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	H ₂ O	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
APISTD	10.470	10.0	6.485	10.001	16.640	10.028
SGSTD	0.9966	1.0	1.025	1.000	0.955	0.999
WAT	11.197	8.7576	11.209	8.757	11.321	11.252

Se presentan gráficas con las curvas de destilación TBP y ASTM D-1160 las cuales se muestran en las gráficas 5.2.3.1 y 5.2.3.2 respectivamente, y nos indica como fue la separación de los productos como son: el GOL AV que esta representado por una línea con triángulos, el GOP AV esta representado por una línea con círculos, el residuo AV esta representado por una línea con cuadros, con respecto a la alimentación del residuo primario la cual se representa con una línea continua, de esta alimentación se genera la separación en los productos antes mencionados.



Gráfica 5.2.3.1. Curva TBP a condiciones de operación (R).



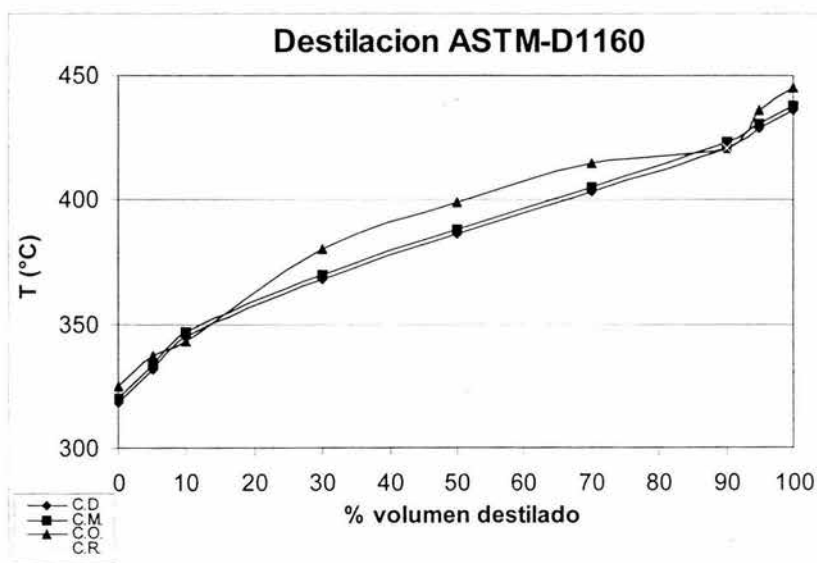
Gráfica 5.2.3.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de operación (R).

A continuación se presentan las gráficas 5.2.3.3 y 5.2.3.4 de destilación ASTM-D1160 a $P = 760$ mmHg para el GOL AV y GOP AV con los valores de flujo del residuo primario a condiciones de diseño, mínimas y de operación así, como el valor de especificación a 90% del volumen destilado a una temperatura de 421 °C y 491 °C respectivamente. Cuando se trabajo con la torre rectificadora de la sección 4.1.3.1.

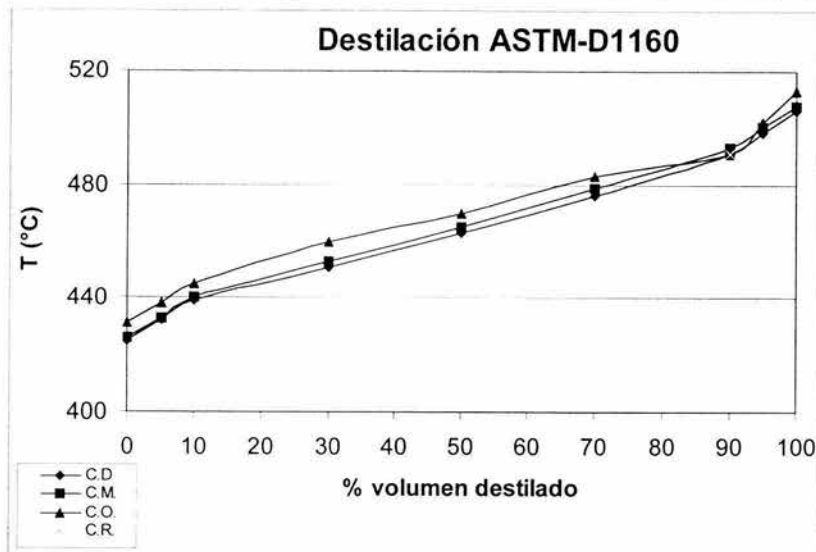
Estas gráficas son el resultado de las simulaciones efectuadas en el simulador de Aspen Technology para cada uno de los casos evaluados en este trabajo y se compara, la curva ASTM D-1160 a condiciones de operación con la especificación obtenida del laboratorio de la refinera.

Donde:

- Condiciones de diseño (C.D.). Condiciones de operación (C.O.).
Condiciones mínimas (C.M.). Especificación del producto analizado (C.R.).



Gráfica 5.2.3.3. Representación del punto experimental para el GOL AV (R).



Gráfica 5.2.3.4. Representación del punto experimental para el GOP AV (R).

5.3. CUANDO LA TORRE DE VACIO ES UNA AGOTADORA-RECTIFICADORA (AR).

Se realizaron tres simulaciones las cuales fueron a condiciones de diseño mínimas y de operación para el primer caso de destilación que se vio en el apartado 4.1.3.2. Con las condiciones de diseño de la torre y especificaciones de las alimentaciones presentadas en la figura 4.1.3.1 y productos en la tabla 4.1.2.1 respectivamente para las condiciones de diseño, obteniéndose a partir de esa condición las condiciones mínimas y de operación, pero sin la entrada de vapor de arrastre y la alimentación del residuo primario a la torre se realiza en el plato No. 12.

5.3.1. Condiciones de diseño (AR).

Se presentan a continuación los resultados obtenidos de la simulación con Aspen del balance de masa para cada componente, como se muestra en la tabla 5.3.1.1, la entalpía se muestra en la tabla 5.3.1.2, la entropía se muestra en la tabla 5.3.1.3, las variables de estado en la tabla 5.3.1.4, la densidad se muestra en la



tabla 5.3.1.5 y una caracterización se muestra en la tabla 5.3.1.6, estos resultados son de las corrientes de entrada y salida de la torre.

Tabla 5.3.1.1. Balance de masa a condiciones de diseño (AR).

COMPONENTES	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV	
	Barriles por día (BBL/DIA) std					
PC349C	131.5723	Trazas	130.3073	1.0550	0.2099	
PC359C	1039.4403	Trazas	1026.4598	11.0209	1.9595	
PC375C	1205.1777	Trazas	1178.3336	23.7681	3.0759	
PC392C	1440.2793	Trazas	1359.9473	75.1518	5.1801	
PC413C	3415.3793	Trazas	2484.6014	911.4609	19.3169	
PC435C	3884.3236	Trazas	1020.6200	2825.3711	38.3323	
PC459C	4810.2304	Trazas	323.2598	4372.9603	114.0084	
PC482C	6884.1683	0.046821	152.7305	6038.4890	692.9019	
PC505C	6419.9839	1.6963	22.9748	2197.6600	4197.6528	
PC528C	6114.0221	64.5197	0.7259	171.3908	5877.3856	
PC550C	5486.7821	1112.6262	0.037675	20.3232	4353.7948	
PC570C	5864.5923	4716.3290	Trazas	1.2980	1146.9642	
PC590C	6287.7030	6133.3829	Trazas	0.044624	154.2754	
PC610C	6654.3434	6622.5256	Trazas	Trazas	31.8155	
PC630C	7379.2076	7370.1107	Trazas	Trazas	9.0967	
PC646C	5073.9588	5071.6676	Trazas	Trazas	2.2911	
PC658C	4990.1189	4989.0681	Trazas	Trazas	1.0508	
PC670C	4401.0995	4400.6685	Trazas	Trazas	0.4309	
PC682C	3984.4114	3984.2334	Trazas	Trazas	0.1779	
PC695C	4533.2048	4533.1205	Trazas	Trazas	0.084306	
TOTAL						
BBL/DIA	90000	49000	7999.9998	16650	16650	

Tabla 5.3.1.2. Entalpía a condiciones de diseño (AR).

ENTALPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV	
kcal/mol	-192.262	-110.783	-85.753	-119.529	-121.473	
kcal/kg	-373.661	-176.422	-259.076	-293.166	-249.393	
MMkcal/hr	-221.588	-58.566	-12.249	-30.916	-27.013	

Tabla 5.3.1.3. Entropía a condiciones de diseño (AR).

ENTROPÍA	ENTRADAS		SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV	
cal/molK	-721.088	-672.042	-403.909	-523.658	-587.377	
cal/gK	-1.401	-1.070	-1.220	-1.284	-1.206	

Tabla 5.3.1.4. Variables de estado a condiciones de diseño (AR).

VARIABLE DE ESTADO	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
TEMP °C	170.0	473.783	268.016	305.167	371.104
PRES mmHg	280.0	30.0	15.0	18.0	24.0
VFRAC	0.0	0.0	1.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0	1.0	0.0	1.0	1.0

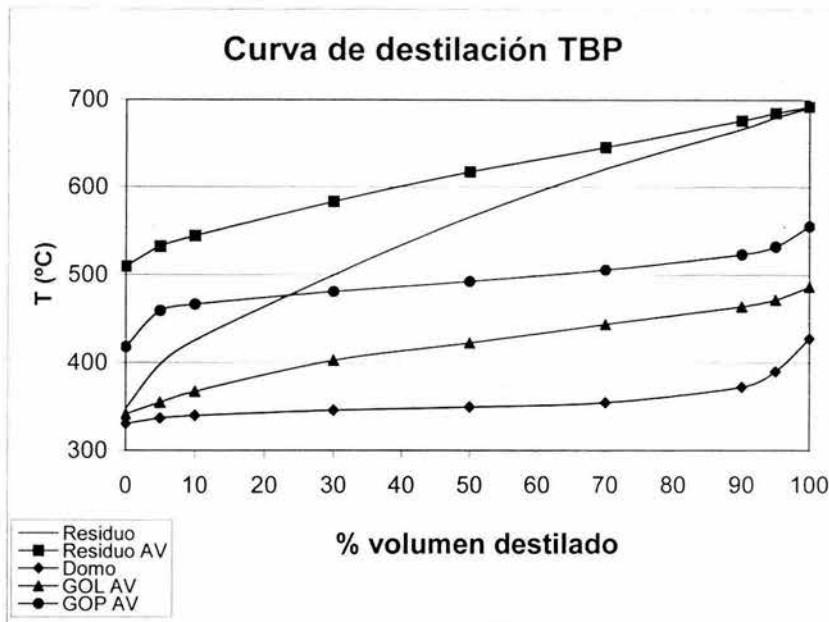
Tabla 5.3.1.5. Densidad a condiciones de diseño (AR).

DENSIDAD	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kmol/m ³	1.756	1.164	4.445-04	1.885	1.549
kg/m ³	903.726	730.938	0.147	768.487	754.627
PM	514.535	627.944	330.995	407.716	487.073

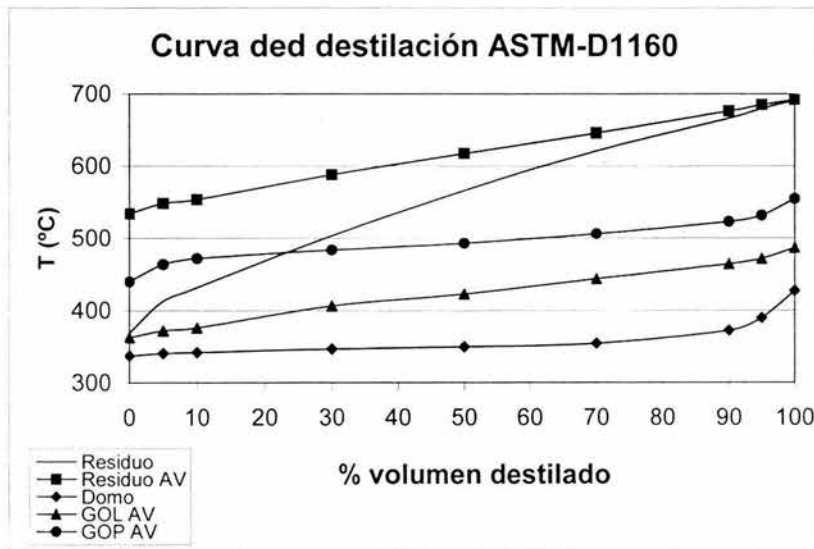
Tabla 5.3.1.6. Caracterización a condiciones de diseño (AR).

CARACTERIZACIÓN	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
APISTD	10.470	6.579	20.841	16.196	12.294
SGSTD	0.997	1.025	0.929	0.958	0.984
WAT	11.228	11.241	11.395	11.361	11.307

Se presentan gráficas con las curvas de destilación TBP y ASTM D-1160 las cuales se muestran en las gráficas 5.3.1.1 y 5.3.1.2 respectivamente, y nos indica como fue la separación de los productos como son: el GOL AV que esta representado por una línea con triángulos, el GOP AV esta representado por una línea con círculos, el residuo AV esta representado por una línea con cuadros, los vapores o domo esta representado por una línea con rombos, con respecto a la alimentación del residuo primario la cual se representa con una línea continua, de esta alimentación se genera la separación en los productos antes mencionados.



Gráfica 5.3.1.1. Curva TBP en condiciones de diseño (AR).



Gráfica 5.3.1.2. Curva ASTM D-1160 a P = 760 mmHg en condiciones de diseño (AR).



5.3.2. Condiciones de mínimas (AR).

Se presentan a continuación los resultados obtenidos de la simulación con Aspen del balance de masa para cada componente, como se muestra en la tabla 5.3.2.1, la entalpía se muestra en la tabla 5.3.2.2, la entropía se muestra en la tabla 5.3.2.3, las variables de estado en la tabla 5.3.2.4, la densidad se muestra en la tabla 5.3.2.5 y una caracterización se muestra en la tabla 5.3.2.6, estos resultados son de las corrientes de entrada y salida de la torre.

Tabla 5.3.2.1 Balance de masa a condiciones mínimas (AR).

COMPONENTES	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
Barriles por día (BBL/DIA) std					
PC349C	78.9434	Trazas	78.1844	0.6330	0.1259
PC359C	623.6642	Trazas	615.8759	6.6125	1.1757
PC375C	723.1066	Trazas	707.0002	14.2608	1.8455
PC392C	864.1676	Trazas	815.9688	45.0906	3.1080
PC413C	2049.2276	Trazas	1490.7654	546.8721	11.5900
PC435C	2330.5941	Trazas	612.3629	1695.2319	22.9992
PC459C	2886.1382	Trazas	193.9584	2623.7740	68.4047
PC482C	4130.5010	0.028096	91.6397	3623.0931	415.7399
PC505C	3851.9903	1.0178	13.7851	1318.5972	2518.5901
PC528C	3668.4132	38.7135	0.4355	102.8345	3526.4295
PC550C	3292.0692	667.5849	0.022606	12.1939	2612.2678
PC570C	3518.7554	2829.7904	Trazas	0.7788	688.1855
PC590C	3772.6218	3680.0288	Trazas	0.026775	92.5662
PC610C	3992.6060	3973.5149	Trazas	Trazas	19.0897
PC630C	4427.5246	4422.0662	Trazas	Trazas	5.4582
PC646C	3044.3752	3043.0005	Trazas	Trazas	1.3747
PC658C	2994.0713	2993.4408	Trazas	Trazas	0.6305
PC670C	2640.6597	2640.4011	Trazas	Trazas	0.2585
PC682C	2390.6468	2390.5400	Trazas	Trazas	0.1067
PC695C	2719.9229	2719.8723	Trazas	Trazas	0.050586
TOTAL					
BBL/DIA	54000	29400	4620	9990.0011	9989.9977

Tabla 5.3.2.2. Entalpía a condiciones mínimas (AR).

ENTALPÍA	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kcal/mol	-192.262	-110.784	-85.753	-119.529	-121.473
kcal/kg	-373.661	-176.423	-259.076	-293.166	-249.393
MMkcal/hr	-132.953	-35.139	-7.349	-18.549	-16.208



Tabla 5.3.2.3. Entropía a condiciones mínimas (AR).

ENTROPÍA	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
cal/molK	-721.088	-672.042	-403.909	-523.658	-587.377
cal/gK	-1.401	-1.070	-1.220	-1.284	-1.206

Tabla 5.3.2.4. Variables de estado a condiciones mínimas (AR).

VARIABLE DE ESTADO	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
TEMP °C	170.0	473.783	268.016	305.167	371.104
PRES mmHg	280.0	30.0	15.0	18.0	24.0
VFRAC	0.0	0.0	1.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0	1.0	0.0	1.0	1.0

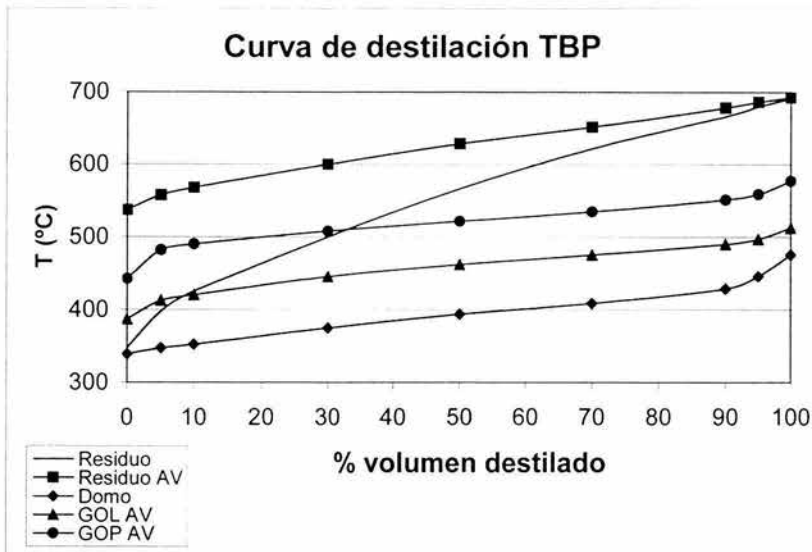
Tabla 5.3.2.5. Densidad a condiciones mínimas (AR).

DENSIDAD	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kmol/m ³	1.756	1.164	4.445-04	1.885	1.549
kg/m ³	903.726	730.938	0.147	768.487	754.627
PM	514.535	627.944	330.995	407.716	487.073

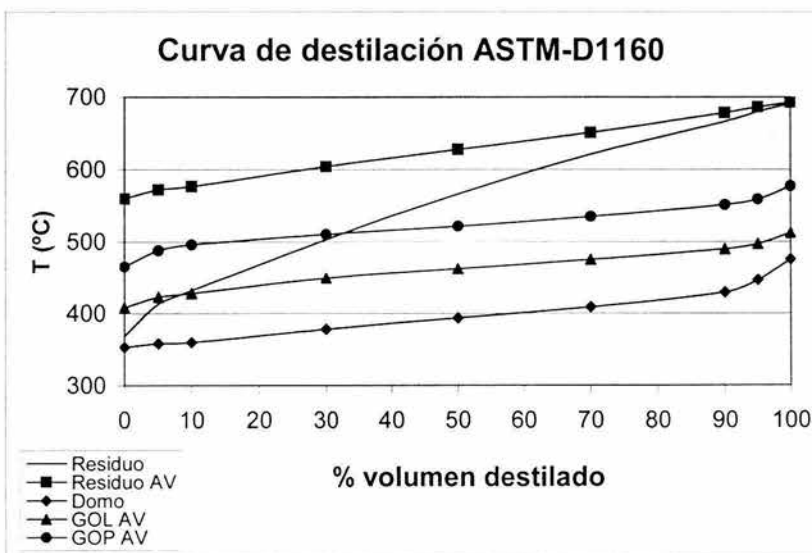
Tabla 5.3.2.6. Caracterización a condiciones mínimas (AR).

CARACTERIZACIÓN	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
APISTD	10.470	6.579	20.841	16.196	12.294
SGSTD	0.997	1.025	0.929	0.958	0.984
WAT	11.228	11.241	11.395	11.361	11.307

Se presentan gráficas con las curvas de destilación TBP y ASTM D-1160 las cuales se muestran en las gráficas 5.3.2.1 y 5.3.2.2 respectivamente, y nos indica como fue la separación de los productos como son: el GOL AV que esta representado por una línea con triángulos, el GOP AV esta representado por una línea con círculos, el residuo AV esta representado por una línea con cuadros, con respecto a la alimentación del residuo primario la cual se representa con una línea continua, de esta alimentación se genera la separación en los productos antes mencionados.



Gráfica 5.3.2.1. Curva TBP en condiciones mínimas (AR).



Gráfica 5.3.2.2. Curva ASTM-d1160a P = 760 mmHg en condiciones mínimas (AR).



5.3.3. Condiciones operación (AR).

Se presentan a continuación los resultados obtenidos de la simulación con Aspen del balance de masa para cada componente, como se muestra en la tabla 5.3.3.1, la entalpía se muestra en la tabla 5.3.3.2, la entropía se muestra en la tabla 5.3.3.3, las variables de estado en la tabla 5.3.3.4, la densidad se muestra en la tabla 5.3.3.5 y una caracterización se muestra en la tabla 5.3.3.6, estos resultados son de las corrientes de entrada y salida de la torre.

Tabla 5.3.3.1. Balance de materia a condiciones de operación (AR).

COMPONENTES	ENTRADAS		SALIDAS		
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
Barriles por día (BBL/DIA) std					
PC349C	81.4593	Trazas	79.1626	2.2072	Trazas
PC359C	643.5406	Trazas	611.9468	30.7730	0.8207
PC375C	746.1523	Trazas	623.4787	121.4282	1.2452
PC392C	891.7089	Trazas	427.9033	461.7990	2.0065
PC413C	2114.5372	Trazas	185.6773	1921.8596	7.0001
PC435C	2404.8710	Trazas	41.1769	2350.9161	12.7779
PC459C	2978.1205	Trazas	16.7408	2930.4457	30.9339
PC482C	4262.1416	Trazas	9.3683	4170.9546	81.8175
PC505C	3974.7547	0.012677	3.5364	3785.9562	185.2493
PC528C	3785.3269	0.2712	0.9497	2603.4362	1180.6696
PC550C	3396.9887	6.8415	0.056106	368.3995	3021.6915
PC570C	3630.8994	117.9226	Trazas	45.0322	3467.9415
PC590C	3892.8567	1377.5201	Trazas	6.5104	2508.8258
PC610C	4119.8519	3690.4145	Trazas	0.2710	429.1663
PC630C	4568.6314	4515.7103	Trazas	Trazas	52.9127
PC646C	3141.4006	3131.5365	Trazas	Trazas	9.8636
PC658C	3089.4935	3085.2821	Trazas	Trazas	4.2113
PC670C	2724.8185	2723.1095	Trazas	Trazas	1.7089
PC682C	2466.8376	2466.1204	Trazas	Trazas	0.7171
PC695C	2806.6078	2806.2570	Trazas	Trazas	0.3507
TOTAL					
BBL/DAY	55721	23921	2000	18800	11000

Tabla 5.3.3.2. Entalpía a condiciones de operación (AR).

ENTALPÍA	ENTRADAS		SALIDAS		
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kcal/mol	-192.262	-102.093	-82.766	-123.174	-121.386
kcal/kg	-373.661	-157.006	-269.272	-296.599	-227.051
MMkcal/hr	-137.189	-25.583	-3.269	-35.434	-16.483



Tabla 5.3.3.3. Entropía a condiciones de operación (AR).

ENTROPIA	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
cal/molK	-721.088	-676.921	-380.12	-534.389	-621.820
cal/gK	-1.401	-1.041	-1.237	-1.287	-1.163

Tabla 5.3.3.4. Variables de estado a condiciones de operación (AR).

VARIABLE DE ESTADO	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
TEMP °C	170.0	500.345	248.332	299.648	402.331
PRES mmHg	280.0	30.0	15.0	18.0	24.0
VFRAC	0.0	0.0	1.0	0.0	0.0
LFRAC	1.0	1.0	0.0	1.0	1.0

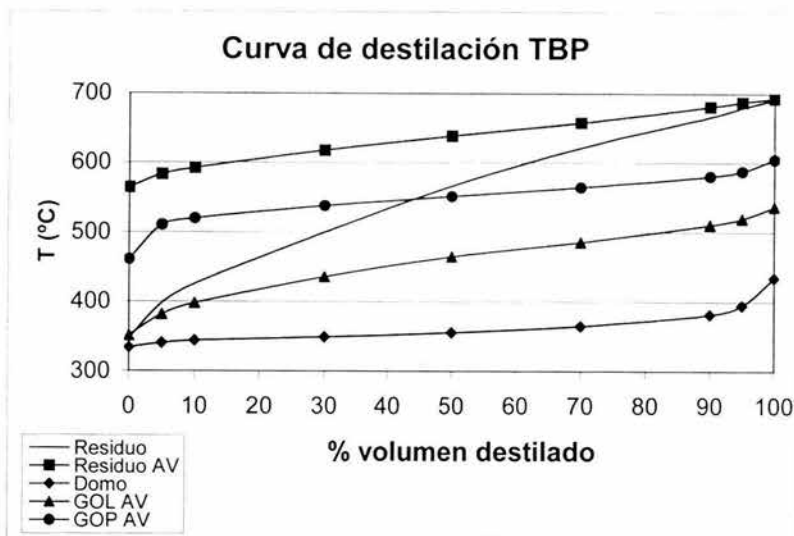
Tabla 5.3.3.5. Densidad a condiciones de operación (AR).

DENSIDAD	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
kmol/m ³	1.756	1.111	4.612-04	1.869	1.405
kg/m ³	903.726	722.490	0.1417	776.337	751.046
PM	514.535	650.249	307.371	415.288	534.618

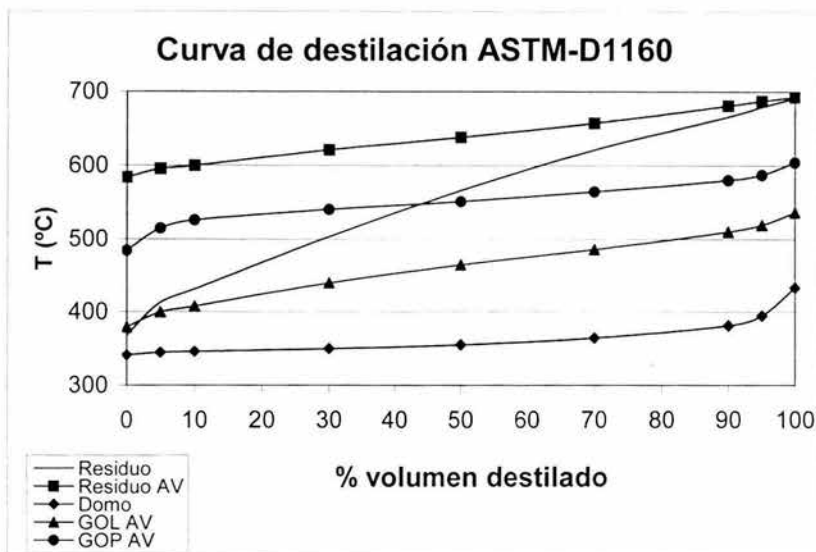
Tabla 5.3.3.6. Caracterización a condiciones de operación (AR).

CARACTERIZACIÓN	ENTRADAS	SALIDAS			
	Residuo primario	Residuo AV	Domo	GOL AV	GOP AV
APISTD	10.470	5.831	22.575	15.707	10.239
SGSTD	0.997	1.030	0.918	0.961	0.998
WAT	11.228	11.234	11.406	11.352	11.291

Se presentan gráficas con las curvas de destilación TBP y ASTM D-1160 las cuales se muestran en las gráficas 5.3.3.1 y 5.3.3.2 respectivamente, y nos indica como fue la separación de los productos como son: el GOL AV que esta representado por una línea con triángulos, el GOP AV esta representado por una línea con círculos, el residuo AV esta representado por una línea con cuadros, con respecto a la alimentación del residuo primario la cual se representa con una línea continua, de esta alimentación se genera la separación en los productos antes mencionados.

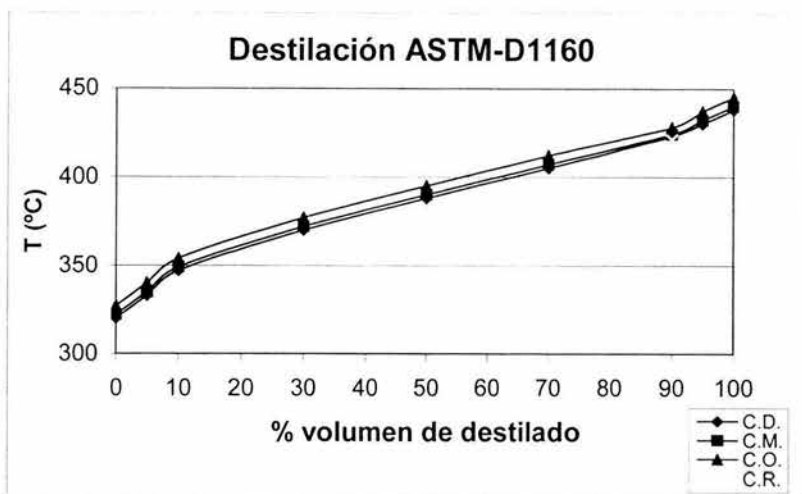


Gráfica 5.3.3.1. Curva TBP en condiciones de operación (AR).

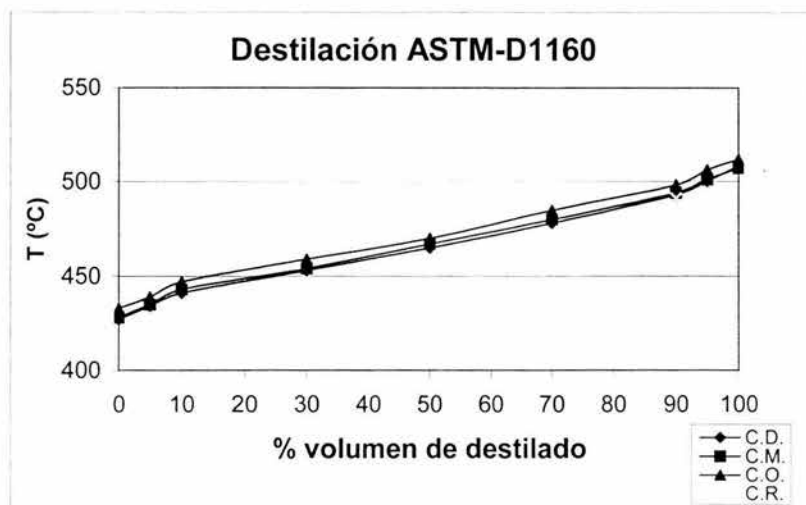


Gráfica 5.3.3.2. Curva ASTM-D1160 a P = 760 mmHg en condiciones de operación (AR).

A continuación se presentan las gráficas 5.3.3.3 y 5.3.3.4 de destilación ASTM D-1160 a $P = 760$ mmHg para el GOL AV y GOP AV con los valores de diseño, mínimo, y de operación y el valor experimental a 90% del volumen destilado a una temperatura de 421°C Y 491°C respectivamente. Cuando se trabajo con la torre agotadora-rectificadora del capítulo 4.1.3.2.



Gráfica 5.3.3.3. Representación del punto experimental para el GOL AV (AR).



Gráfica 5.3.3.4. Representación del punto experimental para el GOP AV (AR).



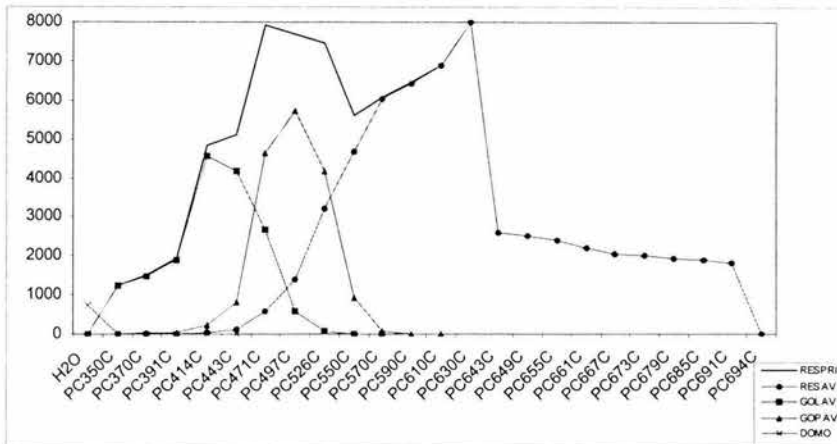
CAPÍTULO 6 “CONCLUSIONES”



6.1 CONCLUSIONES.

Para la torre rectificadora se presenta a continuación la gráfica 6.1.1, en donde se observa la destilación de los productos a partir de la materia prima, esto es, a un flujo de diseño de 90,000 BPD de materia prima y a condiciones de flujo mínimo de 55,000 BPD la destilación tiene el mismo comportamiento por lo que la gráfica 6.1.1, se puede aplicar para estos dos casos.

Esto es que manejando las condiciones de flujo de diseño y mínimo se tendría un GOL AV pobre en los componentes ligeros y un GOP AV más rico en componentes ligeros.



Gráfica 6.1.1. Destilación normal del residuo primario y sus productos en una torre rectificadora.

Después de una serie de simulaciones que se llevaron a cabo para encontrar las condiciones óptimas de operación donde se encontró que, si el residuo primario entra a una menor temperatura de 170 °C al calentador de fuego directo se necesitará un consumo mayor de combustible en el calentador para elevar la temperatura hasta los 396 °C, lo que provocaría mayor consumo de combustible y se vería reflejado en el costo de los productos finales de la destilación a vacío, por el contrario si el residuo primario entra a una mayor temperatura al calentador de fuego directo necesitaría una cantidad menor de combustible, pero estos cambios

se verían reflejados en los cambiadores de calor los cuales están diseñados para que den una temperatura de salida del residuo primario de 170 °C. Si se quiere aumentar la temperatura de salida del residuo primario en el calentador a fuego directo solo se podrá calentar a 404 °C ya que después de esta temperatura se formaría coque, lo cual provocaría pérdidas de calor y materiales. Al disminuir la temperatura de salida de la materia prima del calentador a fuego directo se necesitaría una cantidad considerable de vapor de arrastre para separar los componentes más volátiles de la materia prima.

Al aumentar el reflujo del GOP AV no se tienen cambios considerables en la destilación de este producto. Si cambia la temperatura y el reflujo de GOL AV, no se tienen cambios en el destilado del GOL AV, excepto que el GOL AV sale más caliente si se aumenta la temperatura o más frío si esta disminuye. Lo mismo pasa con el reflujo del GOP AV.

Por lo que, para obtener un mejor destilado de los productos se deben considerar las siguientes condiciones de operación que son las óptimas para este proceso y del cual obtendríamos los mayores beneficios y se presentan en la figura 6.1.1.

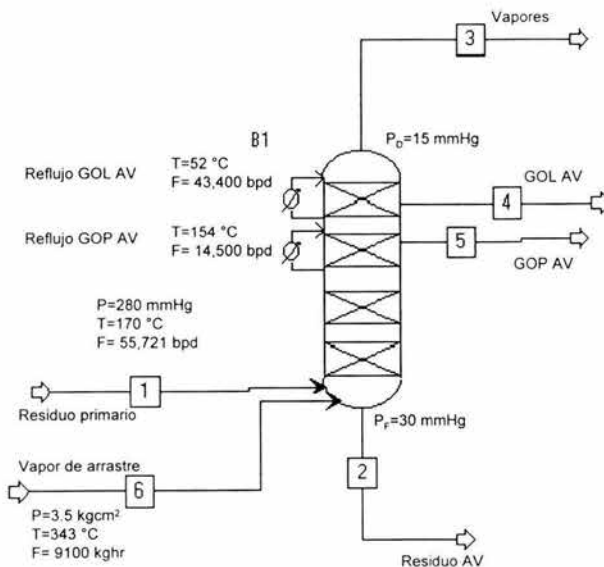
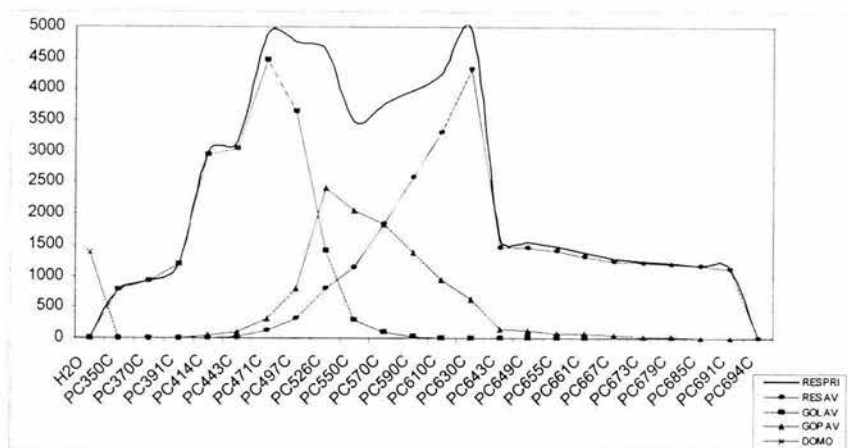


Figura 6.1.1. Condiciones de operación óptimas para el proceso.

Con las condiciones de operación óptimas obtendremos un destilado de GOL AV rico en los componentes más ligeros y un GOP AV más pobre en los componentes más ligeros como lo muestra la gráfica 6.1.2.

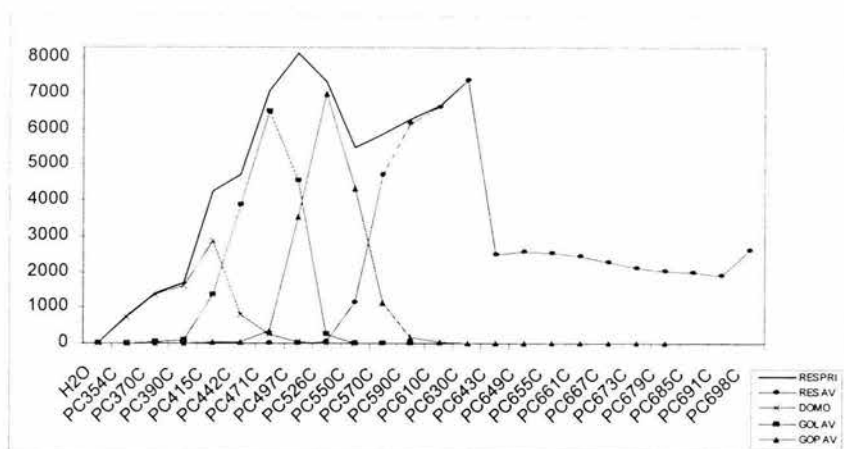


Gráfica 6.1.2. Destilación del residuo primario y sus productos en condiciones óptimas en una torre rectificadora.

En esta gráfica se observa el mejoramiento de la destilación de los productos con las condiciones de operación óptimas, las cuales se encontraron después de una serie de simulaciones y de cambios en variables como temperatura, flujos y vapor de arrastre.

Para torre agotadora/rectificadora las simulaciones realizadas para encontrar las condiciones óptimas para este proceso son similares a las anteriores solo cambia en la entrada del residuo primario ya que se alimenta por el plato No. 12 y no se tiene entrada de vapor de arrastre. Por lo cual, si disminuimos la temperatura de salida de la materia prima del calentador a fuego directo se necesitaría aumentar el flujo del reboiler a la torre para que se lleve a cabo la destilación de los productos y debido a esto se tendría que meter vapor de media presión para evitar la formación de coque. A continuación se presenta la gráfica 6.1.3, en donde se observa la destilación de los productos a partir de la materia prima esto es, a un flujo de diseño de 90,000 bpd de materia prima y a condiciones de flujo mínimo de 55,000 bpd la destilación tiene el mismo comportamiento por lo que la

gráfica 6.1.3, se puede aplicar para estos dos casos. Esto es que manejando las condiciones de flujo de diseño y mínimo se tendría un GOL AV rico en los componentes ligeros y un GOP AV con pocos componentes ligeros.

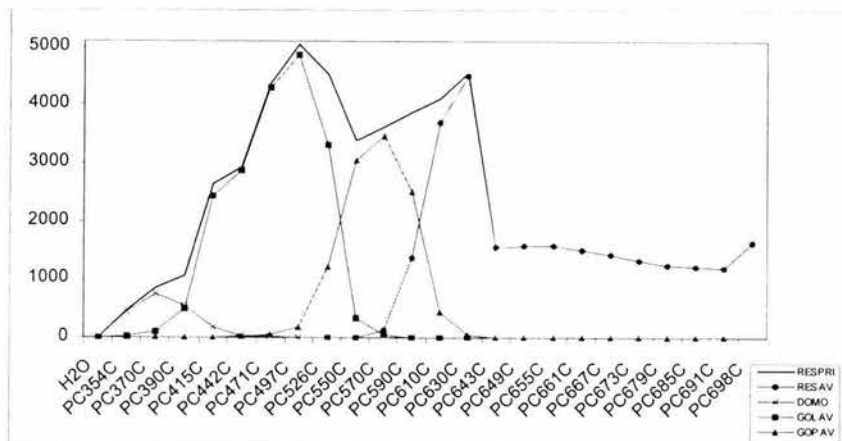


Gráfica 6.1.3. Destilación normal del residuo primario y sus productos en una torre agotadora/rectificadora.

Por lo que, para obtener un mejor destilado de los productos se deben considerar las condiciones de operación de la figura 6.1.1, con la excepción de que en este tipo de proceso la entrada de la materia prima es por el plato No. 12 y sin entrada de vapor.

Con las condiciones de operación óptimas obtendremos un destilado de GOL AV rico en los componentes más ligeros y un GOP AV más pobre en los componentes más ligeros como lo muestra la gráfica 6.1.4.

La torre que mejor opera es la rectificadora ya que a máxima producción presentó un mayor flujo del GOL AV de 18,800 bpd y para el GOP AV de 11,000 bpd obteniendo un mayor producto de GOL AV ya que éste es de mayor valor y se utiliza para la producción del DIESEL sin cambiar la especificación esperada de las plantas que lo requieren para su procesamiento y por presentar un perfil de temperaturas muy cercano al esperado, y por que no se escapan los componentes ligeros por el domo como sucede en la torre agotadora/rectificadora.



Gráfica 6.1.4. Destilación del residuo primario y sus productos en condiciones óptimas en una torre agotadora/rectificadora.

Las condiciones óptimas para la torre son: flujo de entrada de 55,721 bpd a una temperatura de 170 °C y una presión de 280 mmHg, con un reflujo de GOL AV de 45,000 bpd y una temperatura de 58 °C, un reflujo de GOP AV de 14,500 bpd con una temperatura de 348 °C, una presión en el fondo de 30 mmHg y en el domo de 15 mmHg y un flujo de vapor de 9,100 kg/h a presión de 3.5 kg/cm² y una temperatura de 343 °C.

Las variables críticas del proceso que no se pueden ajustar manualmente son: el perfil de temperaturas de la torre y la especificación del horno. Estas variables se pueden ajustar solo indirectamente por la cantidad de la alimentación de vapor. Para mantener el perfil de temperaturas de la torre y evitar la formación de coque del residuo primario además de que participa en la transferencia de los componentes más volátiles a la fase vapor en la torre y para el horno por medio del flujo de alimentación del residuo primario. Ya que con este flujo se mantiene la temperatura de la alimentación a la torre y no se produzca coque en esta parte del proceso, ayuda a la transferencia de calor.

La simulación de procesos por computadora es una herramienta con la cual se pueden analizar diferentes comportamientos e imponiendo condiciones de operación que en campo serían imposibles de llevar a cabo por motivos de



seguridad y economía. Por esta razón la simulación es parte importante de los procesos químicos ya que con su utilización se pueden mejorar procesos ya existentes, sin tener que ir realizando los ajustes de las variables en campo y que tendría consecuencias graves en la producción.

Las variables trascendentes en la simulación son aquellas que nos dan las características deseadas para el buen funcionamiento del proceso, las cuales son: el flujo de alimentación y su especificación a la torre proveniente del horno y el flujo de las recirculaciones ya que de estas depende la especificación y la cantidad de productos a obtener en la torre de destilación al vacío.

6.2. RECOMENDACIONES.

La torre rectificadora fue la que presento mejor comportamiento operativo para la obtención de productos con una mejor especificación. Para poder obtener lo anterior se tendrá que modificar el flujo de las bombas de calor para que los productos cuenten con la especificación deseada esto se podrá siempre y cuando el residuo primario cuente con la especificación de la tabla 3.3.1, y se tenga la alimentación de vapor de arrastre. De no ser así, es posible que los productos se salgan de la especificación esperada en el craqueo catalítico.

Para el caso de la agotadora/rectificadora se tendrá que hacer lo mismo que la agotadora pero con una alimentación de vapor para evitar la coquización en la torre de destilación al vacío.

La alimentación de vapor es propuesta para evitar la coquización en la torre y que los productos cuenten con la especificación deseada, así también para tener un mejor control del perfil de temperaturas y estabilidad de la torre.

Se tendrá cuidado para mantener el perfil de temperaturas de la torre por medio de los flujos de las bombas de calor, si llega a aumentar la temperatura, se tendrá que aumentar el flujo de dichas bombas para evitar el desperfilamiento de la torre y por ende la pérdida de vacío.



ANEXO I

“GLOSARIO”





Aditivos: Productos químicos que se añaden a la gasolina o al diesel en pequeñas proporciones para mantener y/o mejorar su calidad.

Alcano: Cualquier miembro de la serie saturada de los hidrocarburos. También se les llaman parafinas " C_nH_{2n+2} ".

Alcoholes: Un tipo de compuestos, de los cuales el etanol (el alcohol de la cerveza y del vino) es el más conocido. Estos reaccionan con ácidos para formar ésteres. Son ampliamente usados como solventes, tiene un grupo funcional llamado hidroxilo " $-OH$ ".

Alquilación: Proceso para la producción de un componente de gasolina de alto octano por síntesis de butilenos con isobutano.

Antraceno: Hidrocarburo aromático obtenido del alquitrán de hulla.

Asfalto: Mezcla de hidrocarburos de color negruzco, muy viscosa, usada en pavimentos y revestimientos de muros.

Aromáticos: Hidrocarburos con alto índice de octano y una estructura de anillo de benceno y tienen la propiedad de ser solventes.

Benceno: Hidrocarburo de fórmula C_6H_6 , perteneciente a la serie cíclica aromática, que se obtiene de la destilación seca de la hulla. Es un líquido incoloro, volátil e inflamable y con olor característico tiene un valor en la industria química de la transformación.

n-Butano: Hidrocarburo saturado gaseoso ligero ($n-C_4H_{10}$), presente en las emanaciones gaseosas de los pozos de petróleo y de los productos del craking de los aceites pesados, usado para elevar el octano e incrementar la volatilidad de la gasolina.



Catalizador: Agente o sustancia capaz de acelerar o retardar una reacción, sin alterar el resultado final de la misma. Sustancia que aumenta la velocidad de un proceso químico sin consumirse en la reacción.

Coque: Materia carbonosa sólida y de color gris, resultante de la destilación del carbón.

Coquización: Proceso de descomposición térmica que produce hidrocarburos ligeros a partir de residuos pesados. Un subproducto de este proceso es el coque.

Curva de destilación: Gráfica en la que se unen los puntos a los cuales cierto porcentaje de los productos de la destilación se evapora en función de la temperatura. La curva de destilación se emplea como control de los parámetros de esos productos como la volatilidad.

Cracking: Transformación de las fracciones del petróleo en productos de menor peso molecular. Proceso en el que se rompe y modifica la estructura molecular de los hidrocarburos contenidos en el petróleo, para transformar los productos pesados en productos ligeros de mayor valor comercial.

Cracking Catalítico: Rompimiento y modificación de la estructura molecular que se lleva a cabo en presencia de un catalizador.

Crudo o Petróleo: Mezcla natural formada principalmente por hidrocarburos que existen en estado líquido, gaseoso y sólido; se encuentra en reservas subterráneas naturales, se compone de carbono e hidrógeno principalmente y es recuperable en forma líquida en condiciones atmosféricas de presión y temperatura normales, En ocasiones contiene impurezas, como azufre y nitrógeno. Llamado "aceite mineral". Es un líquido aceitoso, de olor fuerte, más ligero que el agua y su color varía entre amarillo, verde o casi negro.

Crudo Ligero: Petróleo con baja densidad y viscosidad. Normalmente tiene gran contenido de hidrocarburos de cadena pequeña.



Crudo Pesado: Petróleo con alta densidad y viscosidad, y generalmente alto contenido de hidrocarburos de cadena larga y aromáticos.

Desintegración térmica: Rompimiento molecular por medio de altas temperatura y presión para formar fragmentos más pequeños.

Destilación: Operación que se realiza calentando cuerpos sólidos y, recogiendo los gases y vapores que se desprenden. Proceso que consiste en hervir un líquido para formar vapor y luego condensar el vapor para formar nuevamente el líquido. Se usa para separar compuestos líquidos de sus impurezas.

Destilación Fraccionada: Proceso de destilación en donde los compuestos que tienen diferentes temperaturas de ebullición pueden ser separados. La destilación se efectúa calentando la mezcla en un recipiente para provocar la ebullición del componente más volátil, y obligando a los vapores a pasar por un refrigerante, donde se enfrían y se condensan. Progresivamente se modifican tanto la composición de la mezcla contenida en el recipiente, como la del vapor que está en equilibrio con ella. Es, pues, posible recoger el destilado en fracciones de diferente composición; la más volátil y la menos volátil se recogen separadamente y las fracciones intermedias se destilan de nuevo, hasta lograr la separación en los diversos componentes de la mezcla.

Deshidrogenación: Reacción química en la cual un hidrocarburo pierde los hidrógenos de su estructura.

Desulfuración: Proceso de eliminación de compuestos de azufre a las fracciones del petróleo.

Etanol: Alcohol etílico o de grano. Se obtiene por la fermentación de diversos granos. Incrementa el octano en la gasolina. Es un carburante oxigenado y puede emplearse casi puro en los autos especialmente diseñados para su uso.



Gas natural: Mezcla de hidrocarburos que existe en estado gaseoso o mezclado con el petróleo crudo. Los hidrocarburos principales tienen entre 1 y 5 átomos de carbono. Se le llama no asociado si no está en contacto con el crudo y asociado si está en contacto con él como gas natural libre o disuelto en el petróleo.

Gasolina: Líquido incoloro, volátil e inflamable, procedente de la mezcla de hidrocarburos. Se emplea como combustible en los motores de combustión.

Gasolina oxigenada: Gasolina que contiene un compuesto oxigenado como el etanol o el MTBE. Con ellos se busca mejorar la combustión y reducir las emisiones de monóxido de carbono en los gases de escape.

Gasolina reformulada: Gasolina a la cual se le han alterado su composición o características para reducir la emisión de contaminantes en su combustión.

Hidrocarburo: Son compuestos químicos de carbono (83 a 87%) e hidrógeno (10 a 14%). Compuesto orgánico que contiene carbono e hidrógeno únicamente. ALIFÁTICOS: Los cíclicos. AROMÁTICOS: Los que constan de una cadena cerrada no saturada y poseen unas propiedades especiales derivadas de su constitución.

Hulla: Combustible mineral sólido procedente de la fosilización de sedimentos vegetales del periodo carbonífero. Su poder calorífico oscila entre 7,000 y 9,000 cal/kg.

Inhibidor de corrosión: Aditivo que sirve para impedir la formación de herrumbre.

Isobuteno: Producto petroquímico obtenido en las refinerías que si reacciona con metanol forma éter metil terbutílico (MTBE) y con el etanol el éter etil terbutílico (ETBE), ambos son oxigenantes e incrementan el número de octano.



Isomerización: Procedimiento que convierte la cadena recta de los hidrocarburos parafínicos en una cadena ramificada. El rearrreglo de la estructura de un compuesto sin aumentar o disminuir ninguno de sus componentes.

Nafta: Fracción ligera del petróleo natural, que se obtiene en la destilación de la gasolina.

Naftaleno (Naftalina): Hidrocarburo sólido, procedente del alquitrán de hulla, usado como desinfectante.

Naftenos: Hidrocarburos cíclicos saturados, generalmente contienen cinco o seis carbonos en el anillo.

Número de Octano: Índice de calidad de la gasolina para motor, el cual se obtiene por comparación con el isoctano.

Octano: 1) Término con el que se describe la habilidad de una gasolina para resistir las detonaciones de la máquina generadas por la combustión. 2) *Octano motor*. Prueba a la que se somete la gasolina en condiciones severas de operación. Afecta la velocidad y la capacidad del auto de subir calles empinadas. 3) *Octano de investigación*. Prueba a la que se somete la gasolina en condiciones menos severas de operación empleando un solo cilindro.

Olefinas: Hidrocarburos de fórmula general CH_nH_{2n} , en la que existe el agrupamiento $-C =$ o doble enlace. Componentes de la gasolina generados durante varios procesos de transformación de los hidrocarburos. Ejemplos son el etileno y el propileno. Suelen contribuir a la formación de gomas y depósitos en los sistemas de inyección.

Oxigenados: En la industria petrolera este término se emplea para describir compuestos que tienen en su estructura carbono, hidrógeno y oxígeno.

Parafina: Mezcla de hidrocarburos alifáticos saturados, de fórmula general C_nH_{2n+2} .



Presión de vapor: presión que ejercen las moléculas de vapor en la superficie del líquido al evaporarse.

Propano: Hidrocarburo saturado de tres carbonos. Es un gas incoloro, inflamable, que se halla en el gas natural. Sirve como combustible.

Queroseno (Kerosene): Fracción del petróleo bruto que destila, aproximadamente, entre 150 y 300°C. Se emplea como carburante.

Refinación: Se aplica a todas las operaciones cuyo objeto es la fabricación u obtención de los diferentes productos derivados del petróleo.

Tolueno: Hidrocarburo (metilbencenol) de la serie aromática, usado en la preparación de colorantes, disolventes, medicamentos y trinitrotolueno.

Torre De Destilación: Equipo en el cual se lleva a cabo el proceso de separación de las fracciones, mediante etapas sucesivas de evaporación y condensación.

Transfer: línea principal que une al calentador a fuego directo con la torre de destilación y por la cual viaja la materia prima para ser procesada.

Xileno: Hidrocarburo aromático llamado también xilol.

Xilol: Hidrocarburo aromático presente en el alquitrán de hulla, líquido incoloro, de olor característico, que se emplea como disolvente.



ANEXO II

“INPUT DE ASPEN”



```
Input Summary created by Aspen Plus
Directory
DYNAPLUS
  DPLUS RESULTS=ON
IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
  HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=mmHg TEMPERATURE=C &
  VOLUME=bbl DELTA-T=C HEAD=meter MOLE-DENSITY='kmol/cum' &
  MASS-DENSITY='kg/cum' MOLE-ENTHALP='kcal/mol' &
  MASS-ENTHALP='kcal/kg' HEAT=MMkcal MOLE-CCNC='mol/l' &
  PDROP-PER-HT='mbar/m' PDROP=mmHg
DEF-STREAMS CONVEN ALL
DATABANKS PURE93 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
  NOASPENPCD
PROP-SOURCES PURE93 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC
COMPONENTS
  H2O H2O
PC-CALC
  IN-UNITS ENG
  PC-SET RESPRI
  CUTS LTEMP=300. <C> UTEMP=400.0000 <C> NINC=6 / &
    UTEMP=540.0000 <C> NINC=6 / UTEMP=640.0000 <C> NINC=5 / &
    UTEMP=700.0000 <C> NINC=5
PETRO-PROP
  PETRO-PROP PROP-NAME=REFINDEX BLEND-METHOD=STEVOL &
  EXTRAPOLATE=NO
ADA-SETUP
  ADA-SETUP PROCEDURE=REL9
ASSAY RESPRI
  IN-UNITS ENG
  ASSAY-DATA API=10.47 VACPRES=760 <mmHg>
  DIST-CURVE D1160 0 356 <C> / 10 431 <C> / 30 503 <C> / &
    50 566 <C> / 70 621 <C> / 90 666 <C> / 100 694 <C>
FLOWSHEET
  BLOCK B1 IN=1 6 OUT=3 2 4 5
PROPERTIES BK10
  PROPERTIES PENG-ROB
PROP-REPLACE PENG-ROB BK10
PROP-SET PETRO APISTD SGSTD WAT TBPCRV D1160CRV VLSTDMX &
  UNITS='C' 'bbl/day' SUBSTREAM=MIXED PRES= * 760
STREAM 1
  IN-UNITS ENG
  SUBSTREAM MIXED TEMP=170 <C> PRES=280 <mmHg>
  STDVOL-FLOW RESPRI 90000. <bbl/day>
STREAM 6
  IN-UNITS ENG
  SUBSTREAM MIXED TEMP=343 <C> PRES=3.5 <kg/sqcm>
  MASS-FLOW H2O 4901. <kg/hr>
BLOCK B1 PETROFRAC
  IN-UNITS ENG
  SUBOBJECTS PUMPAROUND = REFGOL REFGOP
  PARAM NPA=2 NSTRIP=0 NSSTRIP=0 NSTAGE=16 MAXIT=38 &
    TOL=0.0001 METHOD=SCHUBERT
  FEEDS 1 16 FURNACE / 6 16 ON-STAGE
  PRODUCTS 2 16 L / 3 1 V / 4 4 L &
    STDVOL-FLOW=16650. <bbl/day> / 5 10 L &
    STDVOL-FLOW=16650. <bbl/day>
  COL-SPECS CONDENSER=NONE-TOPPA REBOILER=NONE-BOTFEED
  P-SPEC 1 15 <mmHg> / 16 30 <mmHg>
  FURNACE MODEL=FLASH TEMP=396 <C> PRES=30 <mmHg>
  T-EST 1 70 <C>
  V-EST 1 200 <kmol/hr>
  PUMPAROUND REFGOL DRAW=4 RETURN=1 &
    STDVOL-FLOW=65000. <bbl/day> TEMP=60. <C>
  PUMPAROUND REFGOP DRAW=10 RETURN=6 &
    STDVOL-FLOW=35000. <bbl/day> TEMP=177. <C>
CONV-OPTIONS
  PARAM TEAR-METHOD=BROYDEN TOL=0.0001 SPEC-METHOD=BROYDEN
STREAM-REPOR MOLEFLOW STDVOLFLOW PROPERTIES=PETRC INCL-STREAMS=1 &
  2 3 4 5 6
```

Falta página

N° 136



ANEXO III

“HISTORIALES DE

CONVERGENCIA”



**Torre rectificadora.**

```
INPUT FILE: _1744cse.inm
RUN ID : _1744cse
1
2   Input file created by Aspen Plus
3   Directory
4
5
6
7   DYNAPLUS
8     DPLUS RESULTS=ON
9
10  IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
11    HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=mmHg TEMPERATURE=C &
12    VOLUME=bbl DELTA-T=C HEAD=meter MOLE-DENSITY='kmol/cum' &
13    MASS-DENSITY='kg/cum' MOLE-ENTHALP='kcal/mol' &
14    MASS-ENTHALP='kcal/kg' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
15    PPROP-PER-HT='mbar/m' PDROP=mmHg
16
17  DEF-STREAMS CONVEN ALL
18
19  DATABANKS PURE93 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
20    NOASPENPCD
21
22  PROP-SOURCES PURE93 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC
23
24  COMPONENTS
25    H2O H2O
26
27  PC-CALC
28    IN-UNITS ENG
29    PC-SET RESPRI
30    CUTS LTEMP=300. <C> UTEMP=400.0000 <C> NINC=6 / &
31        UTEMP=540.0000 <C> NINC=6 / UTEMP=640.0000 <C> NINC=5 / &
32        UTEMP=700.0000 <C> NINC=5
33
34  PETRO-PROP
35    PETRO-PROP PROP-NAME=REFINDEX BLEND-METHOD=STDVOL &
36    EXTRAPOLATE=NO
37
38  ADA-SETUP
39    ADA-SETUP PROCEDURE=REL9
40
41  ASSAY RESPRI
42    IN-UNITS ENG
43    ASSAY-DATA API=10.47 VACPRES=760 <mmHg>
44    DIST-CURVE D1160 0 356 <C> / 10 431 <C> / 30 503 <C> / &
45        50 566 <C> / 70 621 <C> / 90 666 <C> / 100 694 <C>
46
47  FLOWSHEET
48    BLOCK B1 IN=1 6 OUT=3 2 4 5
49
50  PROPERTIES BK10
51    PROPERTIES PENG-ROB
52
53  PROP-REPLACE PENG-ROB BK10
54
55  PROP-SET PETRO APISTD SGSTD WAT TBPCRV D1160CRV VLSTDMX &
56    UNITS='C' 'bbl/day' SUBSTREAM=MIXED PRES= * 760
57
58  STREAM 1
59    IN-UNITS ENG
60    SUBSTREAM MIXED TEMP=170 <C> PRES=280 <mmHg>
61    STDVOL-FLOW RESPRI 90000. <bbl/day>
62
63  STREAM 6
64    IN-UNITS ENG
65    SUBSTREAM MIXED TEMP=343 <C> PRES=3.5 <kg/sqcm>
```



```

66 MASS-FLOW H2O 4901. <kg/hr>
67
68 BLOCK B1 PETROFRAC
69 IN-UNITS ENG
70 SUBOBJECTS PUMPAROUND = REFGOL REFGOP
71 PARAM NPA=2 NSTRIP=0 NSSTRIP=0 NSTAGE=16 MAXIT=38 &
72 TOL=0.0001 METHOD=SCHUBERT
73 FEEDS 1 16 FURNACE / 6 16 ON-STAGE
74 PRODUCTS 2 16 L / 3 1 V / 4 4 L &
75 STDVOL-FLOW=16650. <bb1/day> / 5 10 L &
76 STDVOL-FLOW=16650. <bb1/day>
77 COL-SPECS CONDENSER=NONE-TOPPA REBOILER=NONE-BOTFEED
78 P-SPEC 1 15 <mmHg> / 16 30 <mmHg>
79 FURNACE MODEL=FLASH TEMP=396 <C> PRES=30 <mmHg>
80 T-EST 1 70 <C>
81 V-EST 1 200 <kmol/hr>
82 PUMPAROUND REFGOL DRAW=4 RETURN=1 &
83 STDVOL-FLOW=65000. <bb1/day> TEMP=60. <C>
84 PUMPAROUND REFGOP DRAW=10 RETURN=6 &
85 STDVOL-FLOW=35000. <bb1/day> TEMP=177. <C>
86
87 CONV-OPTIONS
88 PARAM TEAR-METHOD=BROYDEN TOL=0.0001 SPEC-METHOD=BROYDEN
89
90 STREAM-REPOR MOLEFLOW STDVOLFLOW PROPERTIES=PETRO INCL-STREAMS=1 &
91 2 3 4 5 6
92 ;
93 ;
94 ;
95 ;
*** INPUT TRANSLATOR MESSAGES ***
PDF updated TIME = 3.63
*** CALCULATION TRACE ***
*** FLOWSHEET ANALYSIS MESSAGES ***
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS
STREAM SOURCE DEST STREAM SOURCE DEST
6 ---- B1 1 ---- B1
3 B1 ---- 2 B1 ----
4 B1 ---- 5 B1 ----
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS
BLOCK INLETS OUTLETS
B1 1 6 3 2 4 5
COMPUTATION ORDER FOR THE FLOWSHEET IS:
B1
Calculations begin time = 0.27
SIMULATION CALCULATIONS BEGIN TIME = 0.27
ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM 1 OF BLOCK B1 TIME = 0.27
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 443.15 P = 0.3733E+05 V = 0.0000E+00 Q = 0.0000E+00
ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM 6 OF BLOCK B1 TIME = 0.27
KODE = 2 NTRIAL = 1 T = 616.15 P = 0.3432E+06 V = 1.000 Q = 0.0000E+00
UOS BLOCK B1 MODEL: PETROFRAC TIME = 0.27
Convergence iterations:
OL IL Err/Tol OL IL Err/Tol
1 10 1142.1 14 10 339.51
2 10 820.73 15 10 11746.
3 10 459.08 16 10 2482.9
4 10 124.38 17 10 132.00
5 10 252.19 18 4 1568.4
6 10 73.309 19 2 619.92
7 10 10616. 20 4 135.47
8 10 612.12 21 10 654.99
9 10 295.50 22 4 610.10
10 10 226.88 23 3 2968.3
11 10 425.21 24 2 1304.9
12 10 359.08 25 3 1.5184
13 10 742.89 26 2 0.35698
Report Writer entered Time = 389.69
Report file generated Time = 389.75

```


**Torre agotadora-rectificadora.**

```
INPUT FILE: _29271vo.inm
RUN ID : _29271vo
1
2   Input file created by Aspen Plus
3   Directory
4
5
6
7   DYNAPLUS
8     DPLUS RESULTS=ON
9
10  IN-UNITS MET VOLUME-FLOW='bbl/day' ENTHALPY-FLO='MMkcal/hr' &
11    HEAT-TRANS-C='kcal/hr-sqm-K' PRESSURE=mmHg TEMPERATURE=C &
12    VOLUME=bbl DELTA-T=C HEAD=meter MOLE-DENSITY='kmol/cum' &
13    MASS-DENSITY='kg/cum' MOLE-ENTHALP='kcal/mol' &
14    MASS-ENTHALP='kcal/kg' HEAT=MMkcal MOLE-CONC='mol/l' &
15    PDROP-PER-HT='mbar/m' PDROP=mmHg
16
17  DEF-STREAMS CONVEN ALL
18
19  DATABANKS PURE93 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC / &
20    NOASPENPCD
21
22  PROP-SOURCES PURE93 / AQUEOUS / SOLIDS / INORGANIC
23
24  COMPONENTS
25    H2O H2O
26
27  PC-CALC
28    IN-UNITS ENG
29    PC-SET RESPRI
30    CUTS LTEMP=300. <C> UTEMP=400.0000 <C> NINC=6 / &
31    UTEMP=540.0000 <C> NINC=6 / UTEMP=640.0000 <C> NINC=5 / &
32    UTEMP=700.0000 <C> NINC=5
33
34  PETRO-PROP
35    PETRO-PROP PROP-NAME=REFINDEX BLEND-METHOD=STDVOL &
36    EXTRAPOLATE=NO
37
38  ADA-SETUP
39    ADA-SETUP PROCEDURE=REL9
40
41  ASSAY RESPRI
42    IN-UNITS ENG
43    ASSAY-DATA API=10.47 VACPRES=650 <mmHg>
44    DIST-CURVE D1160 0 355 <C> / 10 431 <C> / 30 503 <C> / &
45    50 566 <C> / 70 621 <C> / 90 666 <C> / 100 694 <C>
46
47  FLOWSHEET
48    BLOCK B1 IN=1 6 OUT=3 2 4 5
49
50  PROPERTIES BK10
51    PROPERTIES PENG-ROB
52
53  PROP-REPLACE PENG-ROB BK10
54
55  PROP-SET PETRO APISTD SGSTD WAT TBPCRV D1160CRV VLSTDMX &
56    UNITS='C' 'bbl/day' SUBSTREAM=MIXED PRES= * 760
57
58  STREAM 1
59    IN-UNITS ENG
60    SUBSTREAM MIXED TEMP=170 <C> PRES=280 <mmHg>
61    STDVOL-FLOW RESPRI 90000 <bbl/day>
62
63  STREAM 6
64    IN-UNITS ENG
65    SUBSTREAM MIXED TEMP=343 <C> PRES=3.5 <kg/sqcm>
```



```

66      MASS-FLOW H2O 1E-006 <kg/hr>
67
68      BLOCK B1 PETROFRAC
69      SUBOBJECTS PUMPAROUND = REFGOP REFGOL
70      PARAM NPA=2 NSTRIP=0 NSSTRIP=0 NSTAGE=16 MAXIT=38 &
71      TOL=0.0001 METHOD=SCHUBERT
72      FEEDS 1 12 FURNACE / 6 16 ON-STAGE
73      PRODUCTS 2 16 L / 3 1 V / 4 4 L STDVOL-FLOW=16650 / &
74      5 10 L STDVOL-FLOW=16650
75      COL-SPECS CONDENSER=NONE-TOPPA REBOILER=KETTLE STDVOL-B=49000
76      P-SPEC 1 15 / 16 30
77      FURNACE MODEL=FLASH-BYPASS TEMP=396 PRES=30
78      T-EST 1 70
79      V-EST 1 200
80      PUMPAROUND REFGOP DRAW=10 RETURN=6 STDVOL-FLOW=35000 &
81      TEMP=177
82      PUMPAROUND REFGOL DRAW=4 RETURN=1 STDVOL-FLOW=65000 TEMP=60
83
84      CONV-OPTIONS
85      PARAM TEAR-METHOD=BROYDEN TOL=0.0001 SPEC-METHOD=BROYDEN
86
87      STREAM-REPOR MOLEFLOW STDVOLFLOW PROPERTIES=PETRO INCL-STREAMS=1 &
88      2 3 4 5 6
89
90
91
92
*** INPUT TRANSLATOR MESSAGES ***
PDF updated                                TIME =      0.98
*** CALCULATION TRACE ***
*** FLOWSHEET ANALYSIS MESSAGES ***
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS
  STREAM      SOURCE      DEST      STREAM      SOURCE      DEST
  6           ----      B1        1           ----      B1
  3           B1         ----      2           B1         ----
  4           B1         ----      5           B1         ----
FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS
  BLOCK      INLETS      OUTLETS
  B1         1 6         3 2 4 5
  COMPUTATION ORDER FOR THE FLOWSHEET IS:
  B1
Calculations begin                          time      0.22
SIMULATION CALCULATIONS BEGIN                TIME =    0.22
ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM 1 OF BLOCK B1      TIME =    0.22
KODE = 2  NTRIAL = 2  T = 443.15  P = 0.3733E+05  V = 0.0000E+00  Q = 0.0000E+00
ENTHALPY CALCULATION FOR INLET STREAM 6 OF BLOCK B1      TIME =    0.27
KODE = 2  NTRIAL = 1  T = 616.15  P = 0.3432E+06  V = 1.000      Q = 0.0000E+00
UOS BLOCK B1      MODEL: PETROFRAC                TIME =    0.27
Convergence iterations:
  OL  IL  Err/Tol
  1  10  0.68244E+07
  2   7  1541.9
  3  10  650.41
  4  10  565.12
  5  10  1382.4
  6   6  352.26
  7   8  159.37
  8   6  26.045
  9   5  13.020
 10   6  15.693
 11   4  14.274
 12   3  1.5005
 13   4  0.50148
Report Writer entered                          Time =    47.62
Report file generated                          Time =    47.68

```



ANEXO IV

“REPORTES

GLOBALES”



Torre rectificadora.

RUN CONTROL SECTION

RUN CONTROL INFORMATION

 THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO
 TYPE OF RUN: NEW
 INPUT FILE NAME: 1744cot.inm
 OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: 1744 cot VERSION NO. 1
 LOCATED IN:
 PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:
 NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 0
 NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 256
 PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 256
 CALLING PROGRAM NAME: apmain
 LOCATED IN:
 SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

FLOWSHEET SECTION

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
6	----	B1	1	----	B1
3	B1	----	2	B1	----
4	B1	----	5	B1	----

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
B1	1 6	3 2 4 5

COMPUTATIONAL SEQUENCE

 SEQUENCE USED WAS:

B1

OVERALL FLOWSHEET BALANCE

 *** MASS AND ENERGY BALANCE ***
 IN OUT RELATIVE DIFF.
 CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/HR)

H2O	272.047	272.047	0.000000E+00
PC345C	12.9778	12.9778	0.164252E-14
PC359C	23.5052	23.5052	0.166261E-14
PC375C	26.2841	26.2841	0.405498E-15
PC392C	31.4210	31.4210	0.158295E-14
PC412C	73.6708	73.6708	0.000000E+00
PC435C	65.6612	65.6612	0.173142E-14
PC459C	88.9161	88.9161	0.799116E-15
PC482C	106.727	106.727	0.665760E-15
PC505C	86.5609	86.5609	0.164172E-15
PC528C	83.7305	83.7305	0.169721E-15
PC550C	72.0016	72.0016	0.197369E-15
PC570C	74.6055	74.6055	-0.190480E-15
PC590C	75.7327	75.7327	-0.187645E-15
PC610C	77.7123	77.7123	0.000000E+00
PC630C	86.8179	86.8179	-0.491057E-15
PC646C	53.7619	53.7619	-0.264329E-15
PC658C	47.5498	47.5498	-0.149431E-15
PC670C	41.1432	41.1432	0.172700E-15
PC682C	37.9402	37.9402	0.187280E-15
PC691C	17.8301	17.8301	0.199254E-15
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/HR)	1456.60	1456.60	0.156099E-15
MASS (KG/HR)	597910.	597910.	0.194704E-15
ENTHALPY (MMKCAL/H)	-234.572	-176.446	-0.247797

ADA/PCS SECTION

ASSAY DATA ANALYSIS

 ASSAY ID: RESPRI
 SPECIFIC GRAVITY 60F/60F 0.9966
 API GRAVITY 10.4700
 DENSITY KG/CUM 994.1783



MOLECULAR WEIGHT
DISTILLATION CURVES

MISSING

ADA/PCS SECTION

PSEUDOCOMPONENT BREAKDOWN

ASSAY ID: RESPRI

COMPONENT	MOLE PERCENT	WEIGHT PERCENT	VOLUME PERCENT
PC345C	1.0955	0.5974	0.6576
PC359C	1.9843	1.1346	1.2400
PC375C	2.2189	1.3444	1.4566
PC392C	2.6525	1.7021	1.8283
PC412C	6.2193	4.2619	4.5333
PC435C	5.5431	4.0939	4.3062
PC459C	7.5063	5.9643	6.2053
PC482C	9.0098	7.6563	7.8856
PC505C	7.3075	6.6394	6.7694
PC528C	7.0685	6.8540	6.9192
PC550C	6.0783	6.2436	6.2472
PC570C	6.2982	6.8104	6.7599
PC590C	6.3933	7.2622	7.1524
PC610C	6.5605	7.8152	7.6384
PC630C	7.3291	9.1423	8.8684
PC646C	4.5386	5.8591	5.6511
PC658C	4.0141	5.3152	5.1046
PC670C	3.4733	4.7159	4.5096
PC682C	3.2029	4.4554	4.2426
PC691C	1.5052	2.1315	2.0233

ADA/PCS SECTION

PSEUDOCOMPONENT PHYSICAL PROPERTIES

COMPONENT	PSEUDOCOMPONENT PROPERTY SUMMARY					
	NBP C	API	SG	MW	TC C	PC MMHG
PC345C	345.1349	24.7761	0.9054	272.9917	534.4989	1.1565+04
PC359C	358.5360	23.6630	0.9119	286.2492	546.8600	1.1189+04
PC375C	375.2424	22.3188	0.9199	303.3240	562.1634	1.0749+04
PC392C	392.1733	21.0028	0.9278	321.2384	577.5556	1.0331+04
PC412C	412.0734	19.5120	0.9370	343.0618	595.5018	9872.5053
PC435C	435.4659	17.8316	0.9475	369.7393	616.4044	9375.3780
PC459C	459.1179	16.2062	0.9579	397.7836	637.3352	8913.3741
PC482C	481.6298	14.7229	0.9677	425.4119	657.0746	8507.5034
PC505C	504.9008	13.2503	0.9775	454.8528	677.3000	8119.0376
PC528C	528.4246	11.8202	0.9873	485.4306	697.5665	7755.2240
PC550C	550.0945	10.5515	0.9961	514.2326	716.0829	7443.2674
PC570C	570.1415	9.4168	1.0041	541.3346	733.0864	7172.6787
PC590C	590.0907	8.3228	1.0119	568.6575	749.8901	6919.1503
PC610C	610.1295	7.2574	1.0197	596.3702	766.6558	6679.0303
PC630C	630.3200	6.2159	1.0274	624.4687	783.4365	6450.6858
PC646C	645.9525	5.4307	1.0333	646.2811	796.3540	6282.5944
PC658C	657.8529	4.8447	1.0378	662.8860	806.1446	6159.4187
PC670C	669.9344	4.2600	1.0422	679.7183	816.0469	6038.3920
PC682C	681.9381	3.6889	1.0466	696.3931	825.8489	5921.9817
PC691C	690.9840	3.2647	1.0499	708.9124	833.2119	5836.6805

BLOCK: B1 MODEL: PETROFRAC

	STREAM	COLUMN	STAGE	STREAM TYPE
INLETS:	1	MAIN COLUMN	16	MATERIAL
	6	MAIN COLUMN	16	MATERIAL
OUTLETS:	3	MAIN COLUMN	1	MATERIAL
	2	MAIN COLUMN	16	MATERIAL
	4	MAIN COLUMN	4	MATERIAL
	5	MAIN COLUMN	10	MATERIAL
PROPERTY OPTION SET:	BK10			



```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
                                IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
MOLE (KMOL/HR )                1456.60        1456.60        0.156099E-15
MASS (KG/HR )                  597910.        597910.        0.389407E-15
ENTHALPY (MMKCAL/H)            -234.572       -176.446       -0.247797
*****
***** INPUT DATA *****
*****
NO FREE WATER CALCULATIONS PERFORMED
**** INPUT PARAMETERS ****
NUMBER OF STRIPPERS                                0
NUMBER OF PUMPAROUNDS                             2
DEGREE OF DAMPING                                 NONE
HYDRAULIC PARAMETER CALCULATIONS                 NO
MAXIMUM NO. OF OUTSIDE LOOP ITERATIONS            38
MAXIMUM NO. OF INSIDE LOOP ITERATIONS             10
MAXIMUM NO. OF FLASH ITERATIONS                   50
FLASH TOLERANCE                                   0.00010000
COLUMN CONVERGENCE TOLERANCE                      0.00010000
*****
***** MAIN COLUMN : *****
*****
**** COLUMN SPECIFICATIONS ****
NUMBER OF STAGES                                16
NO CONDENSER
NO REBOILER
**** FURNACE SPECIFICATIONS ****
TEMPERATURE C                                    396.000
**** PUMPAROUND SPECIFICATIONS ****
PUMPAROUND REFGOL :
DRAW STAGE                                       4
RETURN STAGE                                    1
FLOW BBL/DAY                                    65,000.0
TEMPERATURE C                                   60.0000
PUMPAROUND REFGOP :
DRAW STAGE                                       10
RETURN STAGE                                    6
FLOW BBL/DAY                                    35,000.0
TEMPERATURE C                                   177.000
**** PRESSURE SPECIFICATIONS ****
STAGE      PRESSURE
           MMHG
    1      15.0000
   16      30.0000
*****
***** RESULTS *****
*****
**** CONNECTING STREAM BETWEEN FURNACE/MAIN COLUMN ****
NO.  TYPE      FEED STAGE  TEMPERATURE  PRESSURE  VFRAC
                                C              MMHG
  1  FURNACE VAPOR    15          396.0000    30.0000    1.0000
  2  FURNACE LIQUID   16          396.0000    30.0000    0.0
NO.  MOLE FLOW  MASS FLOW  STDVOL FLOW  DUTY
      KMOL/HR   KG/HR     BBL/DAY     MMKCAL/H
  1   559.4395  2.3004+05  3.6043+04   5.3957+04
  2   625.1095  3.6297+05  5.3957+04
**** PUMPAROUND CONDITIONS (AT COOLER OUTLET) ****
NO.  NAME      STAGE  RETURN  TEMPERATURE  PRESSURE  VFRAC
                                C              MMHG
  1  REFGOL    4      1      60.0000     18.0000    0.0
  2  REFGOP   10     6     177.0000    24.0000    0.0
NO.  MOLE FLOW  MASS FLOW  STDVOL FLOW  DUTY
      KMOL/HR   KG/HR     BBL/DAY     MMKCAL/H
  1   1150.1704  4.0456+05  6.5000+04   -15.9638
  2    510.3204  2.2529+05  3.5000+04   -20.8264

```



 ***** MAIN COLUMN : *****

TOP STAGE TEMPERATURE	C	60.0126
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	C	382.300
TOP STAGE LIQUID FLOW	KMOL/HR	1,150.34
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	KMOL/HR	647.317
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	KMOL/HR	401.307
NO CONDENSER		
NO REBOILER		

**** PROFILES ****

STAGE	TEMPERATURE C	PRESSURE MMHG	ENTHALPY KCAL/MOL		HEAT DUTY MMKCAL/H
			LIQUID	VAPOR	
1	60.013	15.000	-149.55	-57.476	-15.9638
2	60.029	16.000	-149.54	-57.476	
3	61.216	17.000	-149.33	-57.466	
4	141.08	18.000	-135.68	-56.972	
5	279.11	19.000	-122.96	-73.143	
6	286.73	20.000	-124.80	-73.276	-20.8264
7	305.14	21.000	-121.18	-80.500	
8	313.15	22.000	-120.57	-81.866	
9	319.81	23.000	-120.64	-82.141	
10	328.40	24.000	-121.61	-81.853	
11	343.57	25.000	-123.57	-80.785	
14	367.76	28.000	-125.76	-77.487	
15	376.14	29.000	-128.69	-75.414	
16	382.30	30.000	-141.07	-65.790	

**** STANDARD LIQUID VOLUME FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE BBL/DAY		FEED RATE BBL/DAY			PRODUCT RATE BBL/DAY	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	0.6500E+05	740.9	.65000+05				740.9436
2	0.6500E+05	741.4					
3	0.6506E+05	741.5					
4	0.8328E+05	798.4				.81650+05	
5	2384.	0.1902E+05					
6	0.6991E+05	0.1977E+05	.35000+05				
7	0.7958E+05	0.5230E+05					
8	0.8232E+05	0.6197E+05					
9	0.8261E+05	0.6472E+05					
10	0.8028E+05	0.6500E+05				.51650+05	
11	0.2654E+05	0.6268E+05					
14	0.1942E+05	0.5694E+05					
15	0.1213E+05	0.5346E+05		.36043+05			
16	0.5670E+05	0.1012E+05	.53957+05		741.2584	.56700+05	

 ***** FURNACE : *****

TEMPERATURE	C	396.000
LIQUID FLOW	KMOL/HR	625.110
VAPOR FLOW	KMOL/HR	559.440
DUTY	MMKCAL/H	94.9166

**** PROFILES ****

STAGE	TEMPERATURE C	PRESSURE MMHG	ENTHALPY KCAL/MOL		HEAT DUTY MMKCAL/H
			LIQUID	VAPOR	
1	396.00	30.000	-133.14	-74.046	94.9165

**** MOLAR FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE KMOL/HR		FEED RATE KMOL/HR			PRODUCT RATE KMOL/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	625.1	559.4			1184.5490	625.1095	559.4395

**** MASS FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE KG/HR		FEED RATE KG/HR			PRODUCT RATE KG/HR	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	0.3630E+06	0.2300E+06			.59301+06	.36297+06	.23004+06



**** STANDARD LIQUID VOLUME FLOW PROFILES ****						
STAGE	FLOW RATE		FEED RATE		PRODUCT RATE	
	BBL/DAY		BBL/DAY		BBL/DAY	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR
	1 0.5396E+05	0.3604E+05			.90000+05	.53957+05 .36043+05
STREAM SECTION						
STREAM ID	1	2	3	4	5	
FROM :	----	B1	B1	B1	B1	
TO :	B1	----	----	----	----	
SUBSTREAM: MIXED						
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	LIQUID	
COMPONENTS: STD BBL/DAY						
H2O	0.0	0.2495	740.8279	0.1571	2.3789-02	
PC345C	591.8709	0.4009	5.6995-02	586.2865	5.1264	
PC359C	1116.0419	1.1493	3.8307-02	1102.1200	12.7343	
PC375C	1310.9714	2.3126	1.1588-02	1287.1559	21.4913	
PC392C	1645.5444	5.2908	2.9623-03	1599.1087	41.1419	
PC412C	4080.0306	26.6509	4.4383-03	3873.6899	179.6853	
PC435C	3875.6161	64.5212	1.3421-03	3384.8997	426.1937	
PC459C	5584.8370	264.9609	6.0623-05	3135.4980	2184.3779	
PC482C	7097.1168	752.3106	4.0809-06	1330.5047	5014.3013	
PC505C	6092.5134	1383.6610	1.2263-07	292.2203	4416.6320	
PC528C	6227.3417	2855.4100	2.8508-09	54.4439	3317.4877	
PC550C	5622.5304	4664.6510	2.7799-11	3.8451	954.0342	
PC570C	6083.9302	6009.9127	8.1314-14	7.3770-02	73.9437	
PC590C	6437.1953	6434.4540	1.0062-16	6.2861-04	2.7406	
PC610C	6874.5849	6874.5073	8.1886-20	3.7814-06	7.7554-02	
PC630C	7981.5738	7981.5718	5.4499-23	1.9793-08	2.0247-03	
PC646C	5086.0607	5086.0607	9.3673-26	1.7343-10	6.3311-05	
PC658C	4594.2055	4594.2055	8.1591-28	5.3942-12	5.3372-06	
PC670C	4058.6658	4058.6658	6.1733-30	1.5022-13	4.1303-07	
PC682C	3818.3816	3818.3816	4.7284-32	4.2845-15	3.3057-08	
PC691C	1820.9868	1820.9868	5.5626-34	1.3838-16	2.3602-09	
TOTAL BBL/DAY	9.0000+04	5.6700+04	740.9436	1.6650+04	1.6650+04	
TOTAL FLOW:						
KMOL/HR	1184.5490	647.3173	271.8913	294.6205	242.7667	
KG/HR	5.9301+05	3.8221+05	4898.8509	1.0363+05	1.0717+05	
BBL/DAY	9.9104+04	7.2858+04	5.6850+07	1.8164+04	2.0991+04	
STATE VARIABLES:						
TEMP C	170.0000	382.3003	60.0125	141.0784	328.4014	
PRES MMHG	280.0000	30.0000	15.0000	18.0000	24.0000	
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0	
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000	
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0	
ENTHALPY:						
KCAL/MOL	-185.3608	-141.0744	-57.4759	-135.6804	-121.6067	
KCAL/KG	-370.2623	-238.9265	-3189.9753	-385.7431	-275.4617	
MMKCAL/HR	-219.5721	-91.3212	-15.6274	-39.9748	-29.5225	
ENTROPY:						
CAL/MOL-K	-698.3599	-684.7298	-1.9094	-512.5436	-551.2950	
CAL/GM-K	-1.3949	-1.1596	-0.1059	-1.4571	-1.2487	
DENSITY:						
KMOL/CUM	1.8043	1.3411	7.2196-04	2.4485	1.7458	
KG/CUM	903.2690	791.9021	1.3008-02	861.2490	770.7200	
AVG MW	500.6203	590.4511	18.0176	351.7378	441.4650	
APISTD	10.4700	7.2713	10.0019	16.7961	13.8263	
SGSTD	0.9966	1.0196	0.9999	0.9414	0.9736	
WAT	11.1972	11.2163	8.7578	11.3426	11.2977	
		STREAM ID	6			
		FROM :	----			
		TO :	B1			
SUBSTREAM: MIXED						
PHASE:	VAPOR					
COMPONENTS: KMOL/HR						
H2O	272.0468		TOTAL FLOW:			
COMPONENTS: STD BBL/DAY			KMOL/HR	272.0468		
H2O	741.2584		KG/HR	4901.0000		
TOTAL BBL/DAY	741.2584		BBL/DAY	6.1294+05		



STATE VARIABLES:		ENTHALPY:		ENTROPY:		
TEMP	C	343.0000	KCAL/MOL	-55.1375	CAL/MOL-K	-7.0022
PRES	MMHG	2574.4573	KCAL/KG	-3060.5967	CAL/GM-K	-0.3886
VFRAC		1.0000	MMKCAL/HR	-15.0002		
LFRAC		0.0	MIXED		SUBSTREAM PROPERTIES:	
SFRAC		0.0	***	ALL PHASES	***	
DENSITY:			APISTD		10.0000	
KG/CUM		1.2070	KMOL/CUM		6.7000-02	
AVG MW		18.0152	SGSTD		1.0000	
			WAT		8.7576	
			VLSTDMX	BBL/DAY	741.2584	
				* 760.0000 MMHG	*	

PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

```

*****
*
* Calculations were completed normally
*
* All Unit Operation blocks were completed normally
*
* All streams were flashed normally
*
*****

```

**Torre agotadora-rectificadora.**

 RUN CONTROL INFORMATION

 THIS COPY OF ASPEN PLUS LICENSED TO
 TYPE OF RUN: NEW
 INPUT FILE NAME: _2927lvo.inm
 OUTPUT PROBLEM DATA FILE NAME: _2927lvo VERSION NO. 1
 LOCATED IN:
 PDF SIZE USED FOR INPUT TRANSLATION:
 NUMBER OF FILE RECORDS (PSIZE) = 0
 NUMBER OF IN-CORE RECORDS = 256
 PSIZE NEEDED FOR SIMULATION = 256
 CALLING PROGRAM NAME: apmain
 LOCATED IN:
 SIMULATION REQUESTED FOR ENTIRE FLOWSHEET

RUN CONTROL SECTION

 FLOWSHEET SECTION
 FLOWSHEET CONNECTIVITY BY STREAMS

STREAM	SOURCE	DEST	STREAM	SOURCE	DEST
6	----	B1	1	----	B1
3	B1	----	2	B1	----
4	B1	----	5	B1	----

FLOWSHEET CONNECTIVITY BY BLOCKS

BLOCK	INLETS	OUTLETS
B1	1 6	3 2 4 5

COMPUTATIONAL SEQUENCE

SEQUENCE USED WAS:
 B1

OVERALL FLOWSHEET BALANCE

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***

	IN	OUT	RELATIVE DIFF.
CONVENTIONAL COMPONENTS (KMOL/HR)			
H2O	0.555084E-07	0.555084E-07	0.596076E-15
PC349C	2.83198	2.83198	0.156812E-15
PC359C	21.7346	21.7346	-0.326918E-15
PC375C	23.9868	23.9868	0.000000E+00
PC392C	27.3153	27.3153	-0.130063E-15
PC413C	61.0598	61.0598	0.116368E-15
PC435C	65.4563	65.4563	0.868418E-15
PC459C	75.9767	75.9767	0.561127E-15
PC482C	102.564	102.564	-0.554225E-15
PC505C	90.5375	90.5375	0.470883E-15
PC528C	81.5112	81.5112	-0.523027E-15
PC550C	69.6550	69.6550	-0.408036E-15
PC570C	71.2752	71.2752	-0.199380E-15
PC590C	73.3064	73.3064	0.581567E-15
PC610C	74.5297	74.5297	0.000000E+00
PC630C	79.5108	79.5108	0.000000E+00
PC646C	53.1090	53.1090	0.133789E-15
PC658C	51.1388	51.1388	-0.138944E-15
PC670C	44.1809	44.1809	-0.160826E-15
PC682C	39.1937	39.1937	0.181290E-15
PC695C	43.6414	43.6414	-0.162814E-15
TOTAL BALANCE			
MOLE (KMOL/HR)	1152.51	1152.51	0.000000E+00
MASS (KG/HR)	593009.	593009.	0.000000E+00
ENTHALPY (MMKCAL/H)	-221.588	-128.745	-0.418989

ADA/PCS SECTION

ASSAY DATA ANALYSIS

ASSAY ID: RESPRI
 SPECIFIC GRAVITY 60F/60F 0.9966
 API GRAVITY 10.4700
 DENSITY KG/CUM 994.1783



MOLECULAR WEIGHT
DISTILLATION CURVES

MISSING

PSEUDOCOMPONENT BREAKDOWN

ADA/PCS SECTION

ASSAY ID: RESPRI

COMPONENT	MOLE PERCENT	WEIGHT PERCENT	VOLUME PERCENT
PC349C	0.2457	0.1326	0.1461
PC359C	1.8858	1.0531	1.1549
PC375C	2.0812	1.2317	1.3390
PC392C	2.3700	1.4845	1.6003
PC413C	5.2979	3.5570	3.7948
PC435C	5.6794	4.0875	4.3159
PC459C	6.5922	5.1197	5.3447
PC482C	8.8991	7.4030	7.6490
PC505C	7.8556	6.9715	7.1333
PC528C	7.0724	6.7065	6.7933
PC550C	6.0437	6.0722	6.0964
PC570C	6.1843	6.5427	6.5162
PC590C	6.3605	7.0695	6.9863
PC610C	6.4667	7.5392	7.3937
PC630C	6.8989	8.4236	8.1991
PC646C	4.6081	5.8256	5.6377
PC658C	4.4371	5.7539	5.5445
PC670C	3.8334	5.0963	4.8901
PC682C	3.4007	4.6334	4.4271
PC695C	3.7866	5.2959	5.0368

ADA/PCS SECTION

PSEUDOCOMPONENT PHYSICAL PROPERTIES

COMPONENT	PSEUDOCOMPONENT PROPERTY SUMMARY					
	NBP C	API	SG	MW	TC C	PC MMHG
PC349C	348.8705	24.9927	0.9042	277.7123	536.9633	1.1368+04
PC359C	358.5087	24.1927	0.9088	287.3393	545.8350	1.1102+04
PC375C	375.2174	22.8436	0.9167	304.5126	561.1220	1.0665+04
PC392C	391.9281	21.5399	0.9246	322.2939	576.2964	1.0255+04
PC413C	412.9056	19.9639	0.9342	345.4538	595.1888	9776.8105
PC435C	434.5644	18.4028	0.9439	370.3136	614.5188	9320.1064
PC459C	459.1152	16.7084	0.9547	399.6025	636.2225	8843.5329
PC482C	482.1045	15.1891	0.9646	428.0311	656.3542	8432.6297
PC505C	504.5315	13.7652	0.9740	456.6244	675.8219	8061.2616
PC528C	528.4128	12.3080	0.9839	487.9125	696.3728	7694.5867
PC550C	550.0843	11.0349	0.9927	516.9636	714.8680	7385.0433
PC570C	570.1636	9.8945	1.0007	544.3547	731.8780	7116.1493
PC590C	590.0781	8.7987	1.0085	571.8894	748.6321	6865.0491
PC610C	610.1120	7.7299	1.0163	599.8720	765.3733	6626.8594
PC630C	630.2964	6.6852	1.0239	628.2571	782.1286	6400.3610
PC646C	646.0513	5.8911	1.0299	650.4822	795.1312	6232.2996
PC658C	657.9170	5.3050	1.0343	667.2276	804.8811	6110.4734
PC670C	669.8450	4.7257	1.0387	684.0415	814.6457	5991.9177
PC682C	681.9429	4.1481	1.0431	701.0517	824.5127	5875.5003
PC695C	695.2070	3.5259	1.0479	719.6225	835.2891	5752.0891

BLOCK: B1

MODEL: PETROFRAC

	STREAM	COLUMN	STAGE	STREAM TYPE
INLETS:				
	1	MAIN COLUMN	12	MATERIAL
	6	MAIN COLUMN	16	MATERIAL
OUTLETS:				
	3	MAIN COLUMN	1	MATERIAL
	2	MAIN COLUMN	16	MATERIAL
	4	MAIN COLUMN	4	MATERIAL
	5	MAIN COLUMN	10	MATERIAL
PROPERTY OPTION SET:		BK10		



```

*** MASS AND ENERGY BALANCE ***
                                IN          OUT          RELATIVE DIFF.
TOTAL BALANCE
MOLE(KMOL/HR )                1152.51        1152.51        0.000000E+00
MASS(KG/HR )                   593009.        593009.        -0.196313E-15
ENTHALPY (MMKCAL/H)            -221.588       -128.745       -0.418989
*****
***** INPUT DATA *****
*****
NO FREE WATER CALCULATIONS PERFORMED
**** INPUT PARAMETERS ****
NUMBER OF STRIPPERS                                0
NUMBER OF PUMPAROUNDS                             2
DEGREE OF DAMPING                                NONE
HYDRAULIC PARAMETER CALCULATIONS                 NO
MAXIMUM NO. OF OUTSIDE LOOP ITERATIONS            38
MAXIMUM NO. OF INSIDE LOOP ITERATIONS             10
MAXIMUM NO. OF FLASH ITERATIONS                  50
FLASH TOLERANCE                                  0.00010000
COLUMN CONVERGENCE TOLERANCE                     0.00010000
*****
***** MAIN COLUMN : *****
*****
**** COLUMN SPECIFICATIONS ****
NUMBER OF STAGES                                16
BOTTOMS RATE                                BBL/DAY        49,000.0
NO CONDENSER
**** FURNACE SPECIFICATIONS ****
TEMPERATURE                                C                396.000
**** PUMPAROUND SPECIFICATIONS ****
PUMPAROUND REFGOP :
DRAW STAGE                                10
RETURN STAGE                               6
FLOW                                BBL/DAY        35,000.0
TEMPERATURE                                C                177.000
PUMPAROUND REFGOL :
DRAW STAGE                                4
RETURN STAGE                               1
FLOW                                BBL/DAY        65,000.0
TEMPERATURE                                C                60.0000
**** PRESSURE SPECIFICATIONS ****
STAGE          PRESSURE
              MMHG
1              15.0000
16             30.0000
*****
***** RESULTS *****
*****
**** CONNECTING STREAM BETWEEN FURNACE/MAIN COLUMN ****
NO.   TYPE          FEED STAGE  TEMPERATURE  PRESSURE  VFRAC
              C                MMHG
1 FURNACE VAPOR    11          395.9999    30.0000   1.0000
2 FURNACE LIQUID  12          395.9999    30.0000   0.0
3 OVERFLASH BYPASS          384.5568    25.0000   0.0
NO.   MOLE FLOW    MASS FLOW    STDVOL FLOW  DUTY
      KMOL/HR     KG/HR       BBL/DAY     MMKCAL/H
1     1068.4019   4.8814+05   7.5662+04   1.6041+05
2     1969.9281   1.0611+06   1.6041+05
3     1885.8151   9.5627+05   1.4607+05
**** PUMPAROUND CONDITIONS (AT COOLER OUTLET) ****
NO.   NAME          STAGE  RETURN  TEMPERATURE  PRESSURE  VFRAC
              DRAW  C                MMHG
1     REFGOP        10     6       177.0000    24.0000   0.0
2     REFGOL        4      1       60.0000    18.0000   0.0
NO.   MOLE FLOW    MASS FLOW    STDVOL FLOW  DUTY
      KMOL/HR     KG/HR       BBL/DAY     MMKCAL/H
1     467.4644    2.2769+05   3.5000+04   -27.6282
2     1009.7215   4.1168+05   6.5000+04   -56.1304

```



 ***** MAIN COLUMN : *****

TOP STAGE TEMPERATURE	C	268.016
BOTTOM STAGE TEMPERATURE	C	473.783
TOP STAGE LIQUID FLOW	KMOL/HR	3,103.96
BOTTOM STAGE LIQUID FLOW	KMOL/HR	528.645
BOTTOM STAGE VAPOR FLOW	KMOL/HR	1,453.49
MOLAR BOILUP RATIO		2.74946
NO CONDENSER		
REBOILER DUTY	MMKCAL/H	61.0314

**** PROFILES ****

STAGE	TEMPERATURE C	PRESSURE MMHG	ENTHALPY KCAL/MOL		HEAT DUTY MMKCAL/H
			LIQUID	VAPOR	
1	268.02	15.000	-116.54	-85.753	
2	280.41	16.000	-116.80	-88.135	
3	291.56	17.000	-117.80	-89.516	
4	305.17	18.000	-119.53	-90.581	
5	323.09	19.000	-121.09	-91.984	
6	337.26	20.000	-122.06	-92.516	-27.6282
7	346.03	21.000	-121.60	-93.036	
8	353.35	22.000	-121.40	-92.863	
9	361.21	23.000	-121.39	-92.316	
10	371.10	24.000	-121.47	-91.375	
11	384.56	25.000	-121.60	-89.843	
12	410.35	26.000	-122.01	-87.692	
13	421.80	27.000	-119.46	-86.769	
15	447.27	29.000	-115.33	-81.843	
16	473.78	30.000	-110.78	-75.001	61.0314

**** STANDARD LIQUID VOLUME FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE BBL/DAY		FEED RATE BBL/DAY			PRODUCT RATE BBL/DAY	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	0.1835E+06	7700.					7699.9998
2	0.1928E+06	0.1262E+06	.65000+05				
3	0.1963E+06	0.1355E+06					
4	0.1983E+06	0.1390E+06				.81650+05	
5	0.1180E+06	0.1410E+06					
6	0.2192E+06	0.1424E+06	.35000+05				
7	0.2247E+06	0.2085E+06					
8	0.2254E+06	0.2141E+06					
9	0.2225E+06	0.2147E+06					
10	0.2165E+06	0.2118E+06				.51650+05	
11	0.1461E+06	0.2058E+06		.75662+05		.14607+06	
12	0.1736E+06	0.1114E+06	.16041+06				
13	0.1823E+06	0.1246E+06					
15	0.1746E+06	0.1344E+06					
16	0.4900E+05	0.1256E+06			.15125-06	.49000+05	

 ***** FURNACE :*****

TEMPERATURE	C	396.000
LIQUID FLOW	KMOL/HR	1,969.93
VAPOR FLOW	KMOL/HR	1,068.40
DUTY	MMKCAL/H	115.570

**** PROFILES ****

STAGE	TEMPERATURE C	PRESSURE MMHG	ENTHALPY KCAL/MOL		HEAT DUTY MMKCAL/H
			LIQUID	VAPOR	
1	396.00	30.000	-124.87	-83.634	115.5698

**** STANDARD LIQUID VOLUME FLOW PROFILES ****

STAGE	FLOW RATE BBL/DAY		FEED RATE BBL/DAY			PRODUCT RATE BBL/DAY	
	LIQUID	VAPOR	LIQUID	VAPOR	MIXED	LIQUID	VAPOR
1	0.1604E+06	0.7566E+05	.14607+06		.90000+05	.16041+06	.75662+05



STREAM SECTION

I	2	3	4	5	
1	2	3	4	5	
STREAM ID					
FROM :	B1	B1	B1	B1	
TO :	B1				
SUBSTREAM: MIXED					
PHASE:	LIQUID	LIQUID	VAPOR	LIQUID	
COMPONENTS: STD BBL/DAY					
H2O	0.0	1.1467-11	1.5123-07	2.2162-12	1.8916-12
PC349C	131.5723	4.1296-10	130.3073	1.0550	0.2099
PC359C	1039.4403	7.4415-09	1026.4598	11.0209	1.9595
PC375C	1205.1777	3.7453-08	1178.3336	23.7681	3.0759
PC392C	1440.2793	2.1843-07	1359.9473	75.1518	5.1801
PC413C	3415.3793	4.0362-06	2484.6014	911.4609	19.3169
PC435C	3884.3236	5.3055-05	1020.6200	2825.3711	38.3323
PC459C	4810.2304	1.7658-03	323.2598	4372.9603	114.0084
PC482C	6884.1683	4.6821-02	152.7305	6038.4890	692.9019
PC505C	6419.9839	1.6963	22.9748	2197.6600	4197.6528
PC528C	6114.0221	64.5197	0.7259	171.3908	5877.3856
PC550C	5486.7821	1112.6262	3.7675-02	20.3232	4353.7948
PC570C	5864.5923	4716.3290	1.1040-03	1.2980	1146.9642
PC590C	6287.7030	6133.3829	1.7170-05	4.4624-02	154.2754
PC610C	6654.3434	6622.5256	3.8671-07	2.2890-03	31.8155
PC630C	7379.2076	7370.1107	1.1447-08	1.5812-04	9.0967
PC646C	5073.9588	5071.6676	4.7680-10	1.2925-05	2.2911
PC658C	4990.1189	4989.0681	5.4297-11	2.4807-06	1.0508
PC670C	4401.0995	4400.6685	5.4259-12	4.2084-07	0.4309
PC682C	3984.4114	3984.2334	5.2319-13	6.9988-08	0.1779
PC695C	4533.2048	4533.1205	4.8712-14	1.1985-08	8.4306-02
TOTAL BBL/DAY	9.0000+04	4.9000+04	7699.9998	1.6650+04	1.6650+04
TOTAL FLOW:					
KMOL/HR	1152.5148	528.6450	142.8459	258.6441	222.3797
KG/HR	5.9301+05	3.3196+05	4.7281+04	1.0545+05	1.0832+05
BBL/DAY	9.9054+04	6.8557+04	4.8516+07	2.0714+04	2.1667+04
STATE VARIABLES:					
TEMP C	170.0000	473.7831	268.0163	305.1670	371.1039
PRES MMHG	280.0000	30.0000	15.0000	18.0000	24.0000
VFRAC	0.0	0.0	1.0000	0.0	0.0
LFRAC	1.0000	1.0000	0.0	1.0000	1.0000
SFRAC	0.0	0.0	0.0	0.0	0.0
ENTHALPY:					
KCAL/MOL	-192.2615	-110.7834	-85.7527	-119.5287	-121.4726
KCAL/KG	-373.6607	-176.4224	-259.0759	-293.1663	-249.3933
MMKCAL/HR	-221.5875	-58.5659	-12.2496	-30.9158	-27.0134
ENTROPY:					
CAL/MOL-K	-721.0879	-672.0415	-403.9092	-523.6581	-587.3769
CAL/GM-K	-1.4014	-1.0702	-1.2202	-1.2843	-1.2059
DENSITY:					
KMOL/CUM	1.7563	1.1640	4.4446-04	1.8848	1.5493
KG/CUM	903.7257	730.9375	0.1471	768.4872	754.6272
AVG MW	514.5351	627.9441	330.9948	407.7163	487.0726
APISTD	10.4700	6.5786	20.8410	16.1961	12.2941
SGSTD	0.9966	1.0247	0.9288	0.9580	0.9840
WAT	11.2283	11.2412	11.3949	11.3609	11.3068

PROBLEM STATUS SECTION

BLOCK STATUS

```

-----
*
* Calculations were completed normally
*
* All Unit Operation blocks were completed normally
*
* All streams were flashed normally
*
-----

```

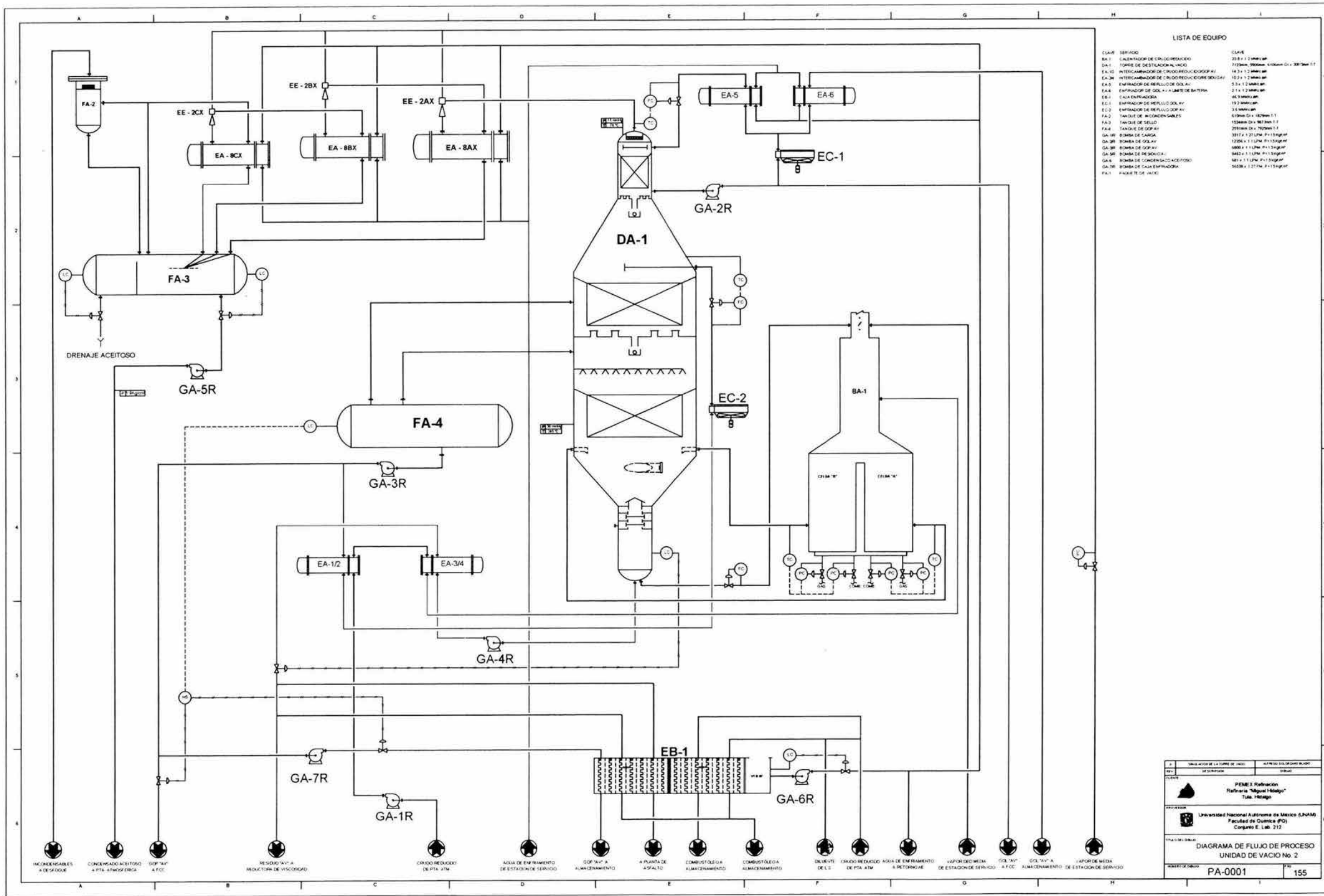


ANEXO V

“DIAGRAMA DE

FLUJO DE

PROCESO”



LISTA DE EQUIPO

CLAVE	SERVIDIO	CLAVE	SERVIDIO
BA-1	CALENTADOR DE CRUDO REDUCIDO	EA-5	22.8 x 1.2 24000 gal
DA-1	TORRE DE DESTILACION VACIO	EA-6	72200 gal, 99000 gal, 41000 gal x 30" 20000 LIT
EA-10	INTERCAMBIADOR DE CRUDO REDUCIDO CON COPOLAV	EA-8AX	14.3 x 1.2 24000 gal
EA-3M	INTERCAMBIADOR DE CRUDO REDUCIDO CON COPOLAV	EA-8BX	12.3 x 1.2 24000 gal
EA-5	ENFRIADOR DE REFLUJO DE GOLAV	EA-8CX	5.3 x 1.2 24000 gal
EA-4	ENFRIADOR DE GOLAV A LIMITE DE BATERIA	EA-12	21 x 1.2 24000 gal
EB-1	CAJA ENFRIADORA	EA-3/4	46.50000 gal
EC-1	ENFRIADOR DE REFLUJO COPOLAV	EC-1	19.20000 gal
EC-2	ENFRIADOR DE REFLUJO COPOLAV	EC-2	3.60000 gal
FA-2	TANQUE DE RECONDENSABLES	FA-2	61900 gal x 182000 LIT
FA-3	TANQUE DE SELLO	FA-3	152000 gal x 182000 LIT
FA-4	TANQUE DE COPOLAV	FA-4	255100 gal x 182000 LIT
GA-1R	BOMBA DE CARGA	GA-1R	3317 x 1.21 LPM, P=1.5 gal/gal
GA-2R	BOMBA DE GOLAV	GA-2R	12250 x 1.1 LPM, P=1.5 gal/gal
GA-3R	BOMBA DE COPOLAV	GA-3R	4880 x 1.1 LPM, P=1.5 gal/gal
GA-4R	BOMBA DE RECONDENSABLES	GA-4R	8442 x 1.1 LPM, P=1.5 gal/gal
GA-6	BOMBA DE CONDENSADO ACEITOSO	GA-6	181 x 1.1 LPM, P=1.5 gal/gal
GA-7R	BOMBA DE CALOR ENFRIADOR	GA-7R	56200 x 1.21 LPM, P=1.5 gal/gal
PA-1	PAQUETE DE JACK		

PROYECTO	REFINERIA "MIGUEL ALBAREZ"
PROYECTISTA	UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO (UNAM)
PROYECTISTA	FACULTAD DE QUIMICA (FO)
PROYECTISTA	CARRERA E. LAB. 212
TITULO DEL DIBUJO	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO
TITULO DEL DIBUJO	UNIDAD DE VACIO No. 2
NUMERO DE DIBUJO	PA-0001
PAGINA	155



BIBLIOGRAFÍA



1. **Henley E. J.** "*Operaciones de separación por etapas de equilibrio en ingeniería*", editorial REVERTE S. A. Barcelona 1988 pág. 814.
2. **H. Perry Robert.** "*PERRY Manual del ingeniero químico*", Tercera edición, editorial MacGraw-Hill tomo 4 México
3. **Biegler L. T.** "*Chemical Process simulation*", *Chemical Engineering Progress*, October, 1989 pág. 50.
4. **Martínez Sifuentes Víctor Hugo.** "*Simulación de procesos en ingeniería química*", editorial Plaza y Valdez editores S. A. de C. V. México 2000 pág. 187
5. **M. Himmelblau David.** "*Simulación de procesos*" editorial reverté España 1976. pág. 754
6. **J. GeanKopolis Cristie.** "*Procesos de transporte y operaciones unitarias*" tercera edición compañía editorial continental S. A. De C. V. México 1998 Pág. 1007.
7. **Hangos Katalin.** "*Process Mpdelling and model análístys*" academic press San Diego California 2001 pág.543 vol. 4.
8. **Brayton O.P.** "*Software Designs Complex Processes*", *Chemical Progressing*, enero, 1994 pág. 83.
9. **Buchelli A.** et all. "*Plant Simulator Improves PP Technology Transfer*", *Hydrocarbon Progressing*, febrero, 1999 pág. 65.
10. **Chin K.** "*Making the Most of your Plant*", *Chemical Engineering*, marzo, 1999, pág.139.
11. **Dimian A.** "*Use Process Simulation to Improve Plant Operations*", *Chemical Engineering Progress*, septiembre, 1994 pág. 58.



12. **Fouhy K.** "Process Simulation Gains a New Dimension", Chemical Engineering, octubre, 1991 pág. 47.
13. **Nelson.** (*Petroleum Refinery Engineering*, 4th ed., McGraw-Hill, New York, 1958)
14. **Watkins.** (*Petroleum Refinery Distillation*, 2d ed., Gulf, Houston, 1979)
15. **Numata Jorge.** (445837) ITESM *La simulación de procesos hoy ingeniería química* campus Monterrey.
<http://www.geocities.com/CapeCanaveral/Hangar/4520/sim1.html>
16. <http://www.monografias.com/trabajos/petroleo2/petroleo2.shtml>
17. <http://www.petrox.cl/petrol.htm>
18. <http://www.imp.com/apuntes.htm>
19. **Barroso Castillo José.** "Que es el octanaje" Revista de la franquicia PEMEX Octanaje No. 2, Noviembre-Diciembre 1995.
20. **Rodríguez Martínez Nicolás y Rosas Jaramillo José Antonio.** "Evolución de la calidad del diesel en México" Revista de la franquicia PEMEX Octanaje No. 5, Mayo-Junio 1996.
21. "Gasolinas Pemex" Revista de la franquicia PEMEX Octanaje No. 6, Julio-Agosto 1996.
22. **Ocampo Echalaz José Investigador.** "El petróleo en México, sus inicios" Revista de la franquicia PEMEX Octanaje No. 9, Enero-Febrero 1997.
23. **Leiva y Nucio Miguel A., Rodríguez Martínez Nicolás.** "El diesel" Revista de la franquicia PEMEX Octanaje No. 24, Julio-Agosto 1999.



24. **Buford D. Smith** "*Design of Equilibrium Stage Processes*" Mc. Graw-Hill Book company New York 1963, pág. 647.
25. **Maxwell J. B.** "*Data Book on Hydrocarbons*" D. Van Nostrand Company Inc. Princenton N. J. 1958.
26. **Wang J. C. and G. E. Henke.** "*Hydrocarbon Processing*" 45 pág. 155-163. 1966.
27. **Myers A. L. and W. D. Seider.** "*Introduction to chemical Engineering and Computer Calculations*" Prentice-Hal Inc. Englewood Cliffs. N. J.1976.
28. **Lewis W. K. and G. I. Matheson.** Ind. Eng. Chem. 24 Pág. 496-498 1932.
29. **Thiele E. W. and R. L. Geddes.** Ind. Eng. Chem. 25 Pág. 290 1933.
30. **Holland C. D.** "*Multicomponent Distillation*" Prentice-Hall. Inc. Englewood Cliffs. N. J.1963.
31. **Amundson N. R. and A. J. Pontinen.** Ind. Eng. Chem. 50 pág. 730-736 1958.
32. **Friday J. R. and B. D. Smith,** AIChE J. 10 pág. 698-707 1964.
33. **Lapidus L.** "*Digital Computation for Chemical Engineers*" McGraw-Hill Book Co. New York 1962 pág. 254.
34. **Sujata A. D.** "*Hydrocarbon Processing*" 40 Pág. 137-140 1961.
35. **Burningham D. W. and F. D. Otto.** "*Hydrocarbon Processing*" 46 pág. 163-170 1967.
36. **Tsuboka t. and T. Katayama.** J. Chem. Eng. Japan 9 pág. 40-45 1976.



37. **Goldstein R. P. and R. B. Stanfield.** *Ind. Eng. "Process Distillation Develop"* 9 pág. 78-84 1970.
38. **Naphtali L. M.** "*The Distillation Column as a Large System*" paper presented at the AIChE 56th National Meeting, San Francisco. May 1965 pág. 16-19.
39. **Naphtali L. M. and D. P. Sandholm.** *AIChE. J.* 17 pág. 148-153 1971.
40. **Fredenslund A. J. Gmehling and P. Rasmussen** "*Vapor-liquid Equilibria Using UNIFAC A Group Contribution Method*" Elsevier Amsterdam 1977.
41. **Rose A., R. F. Sweeny and V. N. Schrodt.** *Ind. Eng. Chem.* 50 pág. 737-740 1958.
42. **Ball W. E.** "*Computer Programs for Distillation*" paper presented at the 44th National Meeting of AIChE. New Orleans. February 1961.
43. **Jelinek J. V., Hlavacek and M. Kubicek.** *Chem. Eng. Sci.* 28 pág. 1825-1832 1973.
44. **Ketchum R. G.** *Chem. Eng. Sci.* 34 pág. 387-395 1979.
45. **Aspen plus** "*User guide*" volume 1 COPYRIGHT Cambridge Massachusetts 1994.
46. **Kwauk M.,** *AIChE J.*, 2 pág. 240-248 1956.
47. **J. M. Smith and H. C. Van Ness.** "*Introduction to Chemical Engineering Thermodynamics*" Third edition Mc Graw-Hill Book company United States of America 1975 pág. 632.