

00579
1



**UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA
DE MEXICO**

FACULTAD DE QUIMICA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSTGRADO

INTEGRACION TERMICA DE LA CARGA A LA PTA.
DE COQUIZACION RETARDADA DE LA REFINERIA
"ING. HECTOR R. LARA SOSA", DE
CADEREYTA, N. L.

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA
(P R O C E S O S)
P R E S E N T A :
ING. FELIPE DE JESUS ESCOBAR BARRERA



MEXICO, D. F.

1996

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE
MÉXICO

FACULTAD DE QUÍMICA
DIRECCIÓN

LIC. ANTONIO DÍAZ GARCÍA
Jefe de la Unidad de Registro e Información.
Ciudad Universitaria
Presente.

Me es grato informarle que el alumno ING. FELIPE DE JESÚS ESCOBAR BARRERA, presentará próximamente su examen para obtener el grado de Maestría en Ingeniería Química (Procesos) ante el siguiente jurado:

Presidente:	Dr. Javier Audry Sánchez
Primer Vocal	Dr. Enrique Bazúa Rueda
Secretario:	Dr. Sergio Trejo Martínez
Primer Suplente:	Dr. Reynaldo Sandoval González
Segundo Suplente:	Dr. Julio Landgrave Romero

Sin otro particular de momento, aprovecho la ocasión para enviarte un cordial saludo.

Atentamente
"POR MI RAZA HABLARÁ EL ESPÍRITU"
Ciudad Universitaria, D. F., 9 de agosto de 1998.

DR. ANDONI GARRITZ RUIZ
Director.

C.c.p. Integrantes del Jurado
C.c.p. Coordinador de Área
C.c.p. Departamento de Control Escolar
C.c.p. Interesado
*ggm.

AGRADECIMIENTOS

A Petróleos Mexicanos, por la oportunidad de superación brindada a un servidor.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, en especial a los catedráticos de la Facultad de Química por sus enseñanzas.

A mis asesores:

Ing. Emilio García Leal (Jefe del Departamento de Planeación de la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa") y Ing. Celestino Montiel Maldonado (Facultad de Química de la UNAM), por aportar su tiempo, colaboración y consejos.

A mis compañeros de la Unidad de Planeación y Evaluación de la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa", por su apoyo y colaboración para realizar este trabajo.

Al honorable jurado, por sus valiosas aportaciones a este trabajo.

DEDICATORIAS

Con todo mi amor para mi esposa Victoria; por su gran comprensión y apoyo.

Con amor y cariño para mis hijos, que representan lo mejor de mi vida: Victoria Aidée, Felipe Enrique y Oscar Javier; por brindarme motivación y ánimo.

A mis padres: Sr. Felipe Escobar Pérez (+) y Sra. Concepción Barrera Vda. de Escobar; por su cariño y confianza.

A mi hermano Juan y demás familiares, por su presencia y apoyo de siempre.

CONTENIDO

	Página	
JURADO.....	I	
AGRADECIMIENTOS.....	II	
DEDICATORIAS.....	III	
CONTENIDO.....	IV	
LISTA DE FIGURAS.....	VI	
LISTA DE TABLAS.....	VII	
INTRODUCCION.....	1	
CAPITULO 1		
GENERALIDADES.....	4	
1.1 Elementos de un sistema para solución de problemas, asistido por computadora.....	4	
Modelos.....	5	
Algoritmos.....	7	
Métodos orientados a ecuaciones.....	8	
Enfoque Modular Simultáneo o de doble rompimiento.....	9	
Software.....	10	
Interfase al usuario.....	12	
1.2 Descripciones de las Plantas de Proceso.....	13	
Planta Combinada 1.....	13	
Planta Combinada 2.....	16	
Planta de Coquización Retardada.....	22	
CAPITULO 2 SIMULACION DE LAS PTAS. COMBINADAS 1 Y 2.....		32
2.1 Definición del problema.....	33	
2.2 Selección de unidades y componentes.....	33	
2.3 Elección de modelos termodinámicos.....	33	
2.4 Establecimiento de la Topología del Proceso.....	33	
2.5 Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo.....	34	
2.6 Seleccionar el modelo a emplear para cada operación unitaria.....	34	
2.7 Definición de los parámetros de cada uno de los modelos.....	34	
2.6 Elección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte.....	35	

	Página
2.9 Comparación de resultados de las simulaciones con especificaciones de productos y producciones.....	35
CAPITULO 3: INTEGRACION DE CALOR EN REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR.....	38
Representación de redes.....	38
3.1 Fines de la integración de calor.....	40
3.2 Procedimiento para diseñar redes de intercambio de calor.....	41
3.3 Beneficios.....	42
CAPITULO 4: PROPUESTAS DE MEJORA.....	45
4.1 Propuestas de alternativas de operación para Planta Combinada 1.....	46
4.2 Propuestas de Alternativas de Operación para Planta Combinada 2.....	48
CAPITULO 5: Análisis de resultados.....	58
1a. alternativa para Combinada 1 (GOPV producido en 103 EX1 y 104 EX1)..	58
Determinación del costo aproximado.....	58
Beneficios.....	59
2a. alternativa para Combinada 1 (GOLV en 103EX1 y GOPV en 104EX1)...	60
Determinación del costo aproximado.....	60
Beneficios.....	62
1a. alternativa para Combinada 2 (extracción de GOP de Torre C-1 y GOP GOP en AEA13/E3CD).....	62
Determinación del costo aproximado.....	62
Beneficios.....	64
2a. alternativa para Combinada 2 (extracción de GOP de Torre C-1, GOP en AEA13 y GOPV en E-3CD).....	64
Determinación del costo aproximado.....	65
Beneficios.....	66
3a. alternativa para Combinada 2 (GOLV en AEA13 y GOPV en E-3CD).....	66
Determinación del costo aproximado.....	67
Beneficios.....	68
Análisis comparativo de alternativas para cada planta.....	68

	Página
CAPITULO 6: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	71
BIBLIOGRAFIA.....	73
APENDICES	
APENDICE "A", RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES.....	74
APENDICE "B", DATOS DE ENTRADA DE EQUIPOS PRINCIPALES.....	77

LISTA DE FIGURAS

	Página
Figura 1: Construcción en bloques de un sistema de computación para ayuda en análisis de ingeniería.....	5
Figura 2: Diagrama esquemático del modelo de una operación unitaria	5
Figura 3: Flujo de información en un sistema.....	7
Figura 4: Algoritmo de doble rompimiento.....	9
Figura 5: Diagrama de flujo de la planta Combinada 1 (con torres de despunte) de la Refinería Cadereyta.....	27
Figura 6: Diagrama de flujo de la planta Combinada 1 (sin considerar torres de despunte), Refinería Cadereyta.....	28
Figura 7: Diagrama de flujo de la planta Combinada 2 (con torre despuntadora), Refinería Cadereyta.....	29
Figura 8: Diagrama de flujo de la planta Combinada 2 (sin considerar torre despuntadora), Refinería Cadereyta.....	30
Figura 9: Diagrama de flujo simplificado de la planta de Coquización Retardada.....	31
Figura 10: Ejemplo de una representación en malla de una red de intercambio de calor.....	39
Figura 11: Curvas compuestas caliente y fría.....	39
Figura 12: Gran curva compuesta.....	40
Figura 13: Tren de intercambio de calor de planta Combinada 1 1a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.....	48
Figura 14: Tren de intercambio de calor de planta Combinada 1 2a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.....	50
Figura 15: Tren de intercambio de calor de planta Combinada 2 1a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.....	52
Figura 16: Tren de intercambio de calor de planta Combinada 2 2a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.....	54
Figura 17: Tren de intercambio de calor de planta Combinada 2 3a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.....	56

LISTA DE TABLAS

	Página
Tabla 1: Resumen de resultados de la integración térmica para la primera alternativa de la planta Combinada 1 (GOPV en 103EX1/104EX1).....	49
Tabla 2: Resumen de resultados de la integración térmica para la 2a alternativa de la planta Combinada 1 (GOLV en 103EX1 y GOPV104EX1)	51
Tabla 3: Resumen de resultados de la integración térmica para la primera alternativa de la planta Combinada 2 (extracción de GOP en torre fraccionadora y empleo de GOP en AEA13/E-3CD).....	53
Tabla 4: Resumen de resultados de la integración térmica para la 2a alternativa de la planta Combinada 2 (extracción de GOP en AEA13 y GOPV en E-3CD).....	55
Tabla 5: Resumen de resultados de la integración térmica para la 3a alternativa de la planta Combinada 2 (empleando como corrientes calientes: GOLV en AEA13 y GOPV en E-3CD).....	57
Tabla 6: Producciones en Bls./día de plantas Combinadas 1 y 2 a cargas promedio (92,500 y 110,000) y de diseño (100,000 y 135,000 B.P.D.), respectivamente.....	74
Tabla 7: Especificaciones de los productos de la Planta Combinada 1, a cargas promedio y de diseño, sin considerar torres de despunte.....	75
Tabla 8: Especificaciones de los productos de planta Combinada 2, a cargas promedio y de diseño, sin considerar torres de despunte.....	75
Tabla 9: Producciones en B.P.D. de ambas plantas Combinadas, considerando las torres de despunte y aumento en las capacidades de proceso...	76
Tabla 10: Especificaciones de los productos obtenidos en las plantas Combinadas 1 y 2, con cargas de 120,000 y 150,000 B.P.D. respectivamente, considerando operación de las torres despuntadoras.....	76
Tabla 11: Comparación de cargas y producciones de operación vs. simulación en B. P.D. para planta Combinada 1.....	77
Tabla 12: Comparación de cargas y producciones de operación vs. simulación en B.P.D. para planta Combinada 2.....	77

INTRODUCCION

INTRODUCCION

A finales del mes de noviembre de 1995, se inició la construcción de una planta de Coquización Retardada, de 50,000 B.P.D., en la Refinería "Ing. Héctor R. Lara Sosa" de Cadereyta, N. L.

El programa de construcción de dicha planta es de 30 meses. Recibirá carga de residuo de vacío proveniente de las plantas Combinadas 1 y 2, las cuales tienen una capacidad actual de 100,000 y 135,000 B.P.D., respectivamente.

La planta Coquizadora requiere una carga con una temperatura de 290 °C, mientras que la temperatura de salida del residuo de vacío de las plantas Combinadas, es de 210 °C en promedio. Actualmente, el residuo de vacío es enviado a una planta Reductora de Viscosidad de 50,000 B.P.D. de capacidad, a una planta Mezcladora de Asfaltos de 5,000 B.P.D., aproximadamente a 180 °C y a tanques de almacenamiento para preparación de combustóleo a 115 °C aproximadamente.

Las temperaturas inferiores a los 210 °C, se logran haciendo pasar el residuo de vacío por las celdas necesarias de Cajas de Enfriamiento (una en cada planta Combinada); donde el residuo es enfriado con agua de enfriamiento.

La presente tesis tiene como objetivo:

Proponer alternativas de operación que permitan proporcionar la carga de residuo de vacío a la temperatura de 290 °C que requiere el diseño de la planta Coquizadora, basadas en la integración térmica de los trenes de intercambio de calor de ambas plantas Combinadas, considerando las siguientes premisas:

- a) Considerar incrementos en las capacidades de proceso de crudo de las plantas Combinadas 1 y 2, a 120,000 y 180,000 B.P.D., respectivamente. Esto se conseguirá por la adición de 2 Torres de Despunte en la Combinada 1 y una Torre de Despunte en la Combinada 2.***
- b) Las alternativas propuestas tienen como meta, un mejor aprovechamiento de la energía.***
- c) Seleccionar la más rentable, procurando hacer el menor número de cambios operativos posibles.***

Las simulaciones fueron realizadas en Hysim, por ser el simulador con que cuenta la Refinería.

En la primera parte del Capítulo 1, se hace una descripción de los elementos que constituyen el Diseño de Procesos Químicos asistidos por computadora.

En la segunda parte del mismo Capítulo, se hacen descripciones de las plantas Combinadas 1 y 2, así como de la Coquizadora.

Para efectuar la integración térmica, se realizaron las simulaciones completas de las plantas Combinadas 1 y 2, sin las torres de despunte, a cargas promedio y de diseño originales (92, 500 y 100,000 B.P.D., Combinada 1 y 110,000 y 135,000 B.P.D., Combinada 2), con el propósito de obtener modelos que fueran representativos.

En el Capítulo 2, se presentan las simulaciones completas de ambas Combinadas, considerando las Torres de Despunte y el equipo adicional , a 120,000 B.P.D. para Combinada 1 y 150,000 B.P.D. para Combinada 2, procurando que los productos obtenidos cumplieran con las especificaciones internas de PEMEX.

En el Capítulo 3, se hace un análisis de los fines y beneficios de efectuar la integración de calor, en redes de intercambio de calor.

En el Capítulo 4; se utilizaron los resultados obtenidos de estas últimas simulaciones, para efectuar la integración térmica utilizando el programa "Super Target", mismo en el que se desarrollaron 5 propuestas de alternativas de operación; 2 para planta Combinada 1 y 3 para planta Combinada 2 .

Todas las alternativas, presuponen enviar el residuo de vacío a aproximadamente 290 °C, después del primer intercambio de calor en los trenes de precalentamiento de cada planta Combinada, como carga a la planta Coquizadora y sustituirlo en su segundo intercambio en dichos trenes, por otra[s] corriente[s].

Para la planta Combinada 1, la 1a. alternativa consiste en sustituir la corriente caliente de residuo de vacío en los intercambiadores de calor 103 EX1 y 104 EX1, por la corriente de gasóleo pesado de vacío [GOPV] producido. Mientras que en la 2a. se plantea usar como corrientes calientes, el gasóleo ligero de vacío [GOLV] en el 103 EX1 y el GOPV en el 104 EX1.

Para la planta Combinada 2; en la 1a. alternativa, se plantea como premisa la extracción de gasóleo pesado primario [GOP], de la Torre Fraccionadora C-1 y emplear dicha corriente, como sustituto del residuo de vacío en los intercambiadores de calor AEA-13 y E-3C/D.

La 2a. alternativa, también presupone que se cuenta con la extracción de GOP de la Torre C-1 y el empleo de la misma como corriente caliente en el Intercambiador de calor AEA-13; asimismo el empleo como corriente caliente, de GOPV en los intercambiadores de calor E-3C/D.

Y la 3a. alternativa, propone utilizar como corrientes calientes: GOLV en AEA-13 y GOPV en E-3C/D.

En el mismo capítulo, se hizo una determinación de los costos aproximados de cada alternativa.

Posteriormente, en el Capítulo 5, se hace un análisis de las alternativas para cada planta; por dos métodos: primeramente por el de Retorno sobre Incremento en la Inversión y a continuación por de Mínimo Retorno como un costo. [RVIII]

En el Capítulo 6, se establecen las Conclusiones y Recomendaciones de la Tesis en base a los resultados obtenidos y a continuación, se hace una lista de las referencias bibliográficas.

Al final de esta tesis, se incluyen dos "Apéndices". En el "A", se incluyen los resultados de las simulaciones en tablas con especificaciones y producciones en barriles/día de las plantas Combinadas 1 y 2, a:

- Cargas promedio (92,500 y 110,000 B.P.D.) y de diseño actuales (100,000 y 135,000 B.P.D., respectivamente).
- Cargas futuras (120,000 y 150,000 B.P.D.), considerando la operación de las torres de despunte.

Mientras que en el Apéndice "B", se presentan los datos de entrada de los equipos principales considerados en las simulaciones de ambas plantas Combinadas.

CAPITULO 1

GENERALIDADES

En la actualidad, el diseño de procesos químicos asistidos por computadora, se ha constituido como una de las principales subdisciplinas de la Ingeniería química y no existe planta química o petroquímica que se construya sin previamente haber efectuado la simulación del proceso en una computadora.

La expresión "sistemas de simulación", ha sido utilizada para describir el campo de la simulación del proceso químico asistido por computadora y su diseño.

Un sistema de simulación, incluye cualquier conjunto de programas de computadora al que se le proporciona información referente a un proceso químico y efectúa análisis fundamentales para el desarrollo, diseño u operación del proceso.

Dichos análisis incluyen aquellos utilizados de manera rutinaria, tales como: balances de materia y energía (simulación en estado estacionario), dimensionamiento de equipo, estimación de costos y evaluación económica del proyecto. Otros tipos importantes de análisis son:

- a) Simulación dinámica.- Para estudiar el comportamiento de los sistemas de control, arranque, paro, operación en condiciones de emergencia y fuera de diseño, asimismo para entrenamiento de operadores.
- b) Optimización.- En el nivel subsistema y para el proceso completo.
- c) Síntesis de Procesos.- Particularmente para subtareas tales como: integración de energía, determinación de secuencias de separación, etc.
- d) Programación y secuencia de operaciones por lote.- Involucra tanto a la simulación estocástica como algoritmos determinísticos.
- e) Análisis de eficiencia energética.- Basada en la segunda ley de la Termodinámica y utilizando conceptos de disponibilidad en sus diferentes formas y/o trabajo perdido.
- f) Análisis de confiabilidad y seguridad.- Con énfasis en la operabilidad de los procesos y en la determinación de probables factores de riesgo en las corrientes.
- g) Probabilística.- Sistemas que proporcionan estimaciones de riesgos económicos, comportamiento probable, y variancia estadística.

Todos estos tipos de análisis están basados en modelos matemáticos apropiados derivados del nivel de detalle de la información del proceso.

1.1 Elementos para solución de problemas asistidos por computadora.

Los elementos esenciales de cualquier sistema de computación a gran escala para el análisis de ingeniería se muestran en la Figura 1.

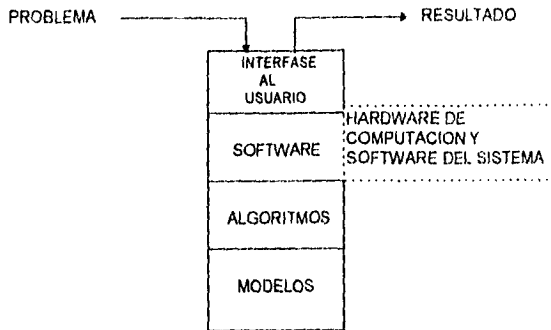


Figura 1 Construcción en bloques de un sistema de computación para ayuda en análisis de ingeniería.

El sistema puede ser visto como una estructura de bloques, los cuales son los modelos, los algoritmos, el software y la interfase al usuario.

- Los modelos, constituyen la base para el análisis. Son todas las relaciones matemáticas derivadas de las leyes de conservación, las ecuaciones, las relaciones de las propiedades físicas, las condiciones de conectividad y las restricciones de diseño y control. Los modelos matemáticos toman la forma de ecuaciones algebraicas y diferenciales que describen el proceso. El modelo matemático debe de ser apropiado a su uso en términos de rigor, nivel de detalle, exactitud, validez y generalidad. La estructura de cualquier modelo se indica en la Figura 2. Los modelos proveen una serie de relaciones de la forma: Variables de salida = f(Variables de entrada).

Las variables de entrada son las correspondientes a las corrientes de entrada y a los parámetros del modelo (por ejemplo las variables requeridas para especificar el comportamiento de la operación unitaria).

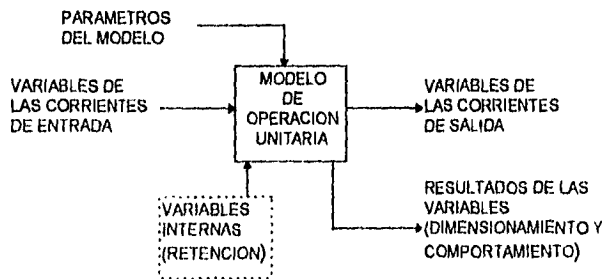


Figura 2 Diagrama esquemático del modelo de una operación unitaria

Las variables de salida; son las relativas a las corrientes de salida, los resultados de comportamiento y dimensionamiento (tales como los requerimientos de potencia para una bomba o la carga de calor para un

homo) y las variables internas o de retención (tales como temperaturas internas de platos, composiciones y valores de los coeficientes de distribución en una columna de destilación). Estas variables internas son valores intermedios no requeridos en otra parte del modelo, pero que pueden ser salvados para utilizarse como valores iniciales en la próxima iteración si la unidad forma parte de un ciclo.

Los resultados de comportamiento y dimensionamiento no son requeridos para la convergencia del modelo y son calculados después que el modelo completo ha llegado a la convergencia.

En el enfoque modular-secuencial, los modelos de operaciones unitarias son implementados como subrutinas en la computadora, la cual calcula las variables de las corrientes de salida como funciones de las variables de las corrientes de entrada y de los parámetros del modelo. La rutina llama al paquete de propiedades físicas para calcular las propiedades termofísicas necesarias, tales como entalpías, coeficientes de equilibrio vapor-liquido, densidades, etc. Funcionalmente, un modelo de operación unitaria, puede ser expresado como:

$$f(\underline{u}, \underline{x}, \underline{y}, \underline{z}, \underline{r}) = 0$$

donde: \underline{u} = vector de los parámetros del modelo

\underline{x} = variables de la corriente de entrada

\underline{y} = variables de la corriente de salida

\underline{z} = variables internas (retención)

\underline{r} = resultados (comportamiento y dimensionamiento) de las variables

El número de ecuaciones es igual a la suma del número de variables de la corriente de salida, variables internas y resultados de las variables. El número de grados de libertad es igual al número total de parámetros del modelo más las variables de la corriente de entrada. El número total de ecuaciones es generalmente mucho mayor que el número de grados de libertad, debido a que hay un gran número de variables internas.

En general, el número total de variables en un modelo de operación unitaria permanecerá sin variación para diferentes conjuntos de especificaciones; pero la selección de parámetros del modelo, variables de las corrientes de entrada, variables internas, o resultados de las variables cambiarán.

El flujo total de información en un sistema se muestra en la Figura 3. La entrada a la fase de cálculo del balance de materia y energía es definida con suficiente detalle para determinar todas las corrientes intermedias y de productos así como las variables de comportamiento de la unidad.

Los resultados del balance de materia y energía, adicionados a los datos de dimensionamiento proporcionan los datos de entrada al dimensionamiento del equipo. Ejemplos de datos de dimensionamiento incluyen el factor de fouling asumido en un intercambiador de calor o las velocidades de vapor permisibles en una columna. Si las dimensiones del equipo fueran usadas para definir el modelo entonces el dimensionamiento del equipo se convierte en un simple cálculo.

Si las especificaciones de rendimiento fueran utilizadas para definir el modelo, entonces el balance de materia y energía puede que sea relativamente fácil, pero el dimensionamiento será más complejo.

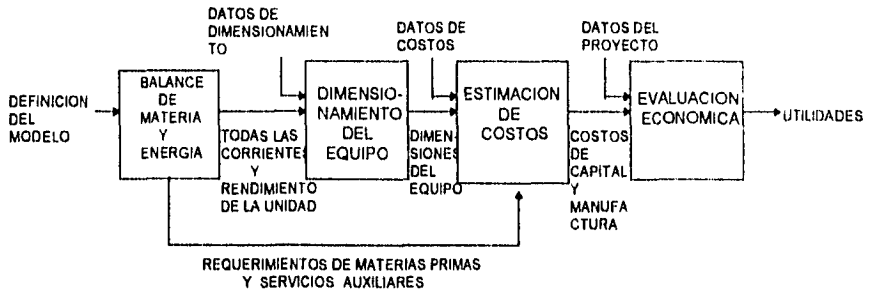


Figura 3 Flujo de información en un sistema

La estimación de costos requiere como dato de entrada las dimensiones de las partes principales de equipo, más materiales de construcción y otros datos necesarios para la inversión de capital. Los servicios auxiliares, las materias primas, mano de obra, mantenimiento y otros requerimientos son necesarios para determinar el costo de manufactura. Los datos de costos, tales como coeficientes en correlaciones de costo e índices de inflación, deben también ser provistos ya sea por el usuario o por un banco de datos.

Finalmente, la evaluación económica determina las utilidades del proyecto. Requiere como datos de entrada, el tiempo de vida del proyecto, el método de financiamiento, la tasa de inflación considerada, el método de depreciación, tasas de interés y perfiles proporcionales de la producción e inversión. Estos datos permiten determinar el retorno de la inversión.

- ◆ Los algoritmos resuelven los problemas matemáticos generados por los modelos. El tipo de problema matemático que debe resolverse, depende del tipo de análisis de interés, pero incluye la solución de ecuaciones diferenciales y algebraicas y programación no-lineal. Los requerimientos de los buenos algoritmos son que deben de ser robustos, tan generales como sea posible, eficientes en términos de ejecución y almacenamiento, limpios y elegantes.

El primer problema matemático a ser resuelto en la simulación de procesos en estado estacionario es la resolución de grandes sistemas de ecuaciones algebraicas no lineales.

El punto de partida para efectuar la simulación de dicho tipo de procesos, es el diagrama de bloques del modelo. Este diagrama especifica todas las ecuaciones que deben ser resueltas. Hay 3 enfoques generales que han sido propuestos para la solución de las ecuaciones: el modular secuencial, el orientado y el modular simultáneo o de doble rompimiento.

Enfoque Modular Secuencial

El término "modular secuencial" fue utilizado por Westenberg (1979) para describir el enfoque empleado actualmente en prácticamente todos los simuladores industriales. En este enfoque, se desarrolla una rutina de computadora para cada tipo de bloque con el propósito de calcular las variables de las corrientes de salida como funciones de las variables de las corrientes de entrada y de los parámetros del bloque. Las corrientes de recirculación son identificadas y convergen por medio de un proceso iterativo. Los estimados iniciales de las variables de la corriente de recirculación deben de ser proporcionados. Las especificaciones deben también ser resueltas iterativamente.

Para solucionar un modelo por el método modular secuencial es necesaria la partición del diagrama de flujo, seleccionar las corrientes, anidar los cálculos y determinar la secuencia de los mismos.

Métodos orientados a ecuaciones.

La idea básica de los métodos orientados a ecuaciones, es conjuntar todas las ecuaciones que describen el modelo y solucionarlas como un gran sistema de ecuaciones algebraicas no lineales. Matemáticamente el problema puede establecerse como

la solución de $F(\underline{X}, \underline{U}) = 0$

donde \underline{X} = vector de las variables de estado (dependientes)

\underline{U} = vector de variables de decisión (Independientes)

Las variables de decisión normalmente incluirían todos los parámetros del bloque y las variables de la corriente de alimentación. Las variables de estado incluirían todas las variables de las corrientes intermedias y de productos, las variables internas y los resultados de las variables. Una vez estructurado el sistema de ecuaciones, cualquiera de los métodos para el manejo de estas estructuras, es adecuado.

El punto de partida para los métodos de ecuación orientada es el mismo diagrama de bloques utilizado por el método secuencial modular. Sin embargo, en lugar de preparar subrutinas que calculen las variables de salida como funciones de las variables de entrada, los simuladores orientados a ecuaciones requieren procedimientos que generen y representen las ecuaciones para cada bloque. Dichas ecuaciones pueden luego alimentarse a un procedimiento eficiente para solución de ecuaciones.

Alternativamente, en un simulador orientado a ecuaciones, el problema podría formularse como un problema de optimización:

maximizar $P(\underline{X}, \underline{U})$

con $F(\underline{X}, \underline{U}) = 0$

agrega además, cualquier límite adicional o restricción impuesta para la optimización del problema. La restricción de igualdad $F(\underline{X}, \underline{U}) = 0$ es el mismo conjunto de ecuaciones descrito anteriormente, pero más bien que especificar arbitrariamente todas las variables de decisión, son seleccionadas para maximizar algunas funciones objetivo $P(\underline{X}, \underline{U})$ apropiadas. Westenberg (1980) señaló que el problema de diseño es formulado más naturalmente como un problema de optimización.

Los métodos orientados a ecuaciones, han sido utilizados ampliamente en modelos de operaciones unitarias individuales. El algoritmo de Naphtali-Sandholm (1971), para cálculo de columnas de destilación fue uno de las primeras aplicaciones de un algoritmo para solución de ecuaciones.

Los algoritmos para solución de ecuaciones han sido utilizados para el modelado individual de diferentes tipos de equipo, para solucionar problemas específicos que involucran conjuntos homogéneos de unidades operativas (tales como columnas de destilación o intercambiadores de calor) y para solucionar problemas en general de sistemas prototipo.

Enfoque Modular Simultáneo o de doble rompimiento.

Aunque los métodos orientados a ecuaciones ofrecen rápida convergencia; la formulación de problemas de diseño tales como problemas de optimización, tienen tres grandes desventajas:

Primero, necesitan buenos valores iniciales; segundo, no hacen uso de los modelos de operaciones unitarias basados en métodos modulares secuenciales; y tercero, cuando hay un error y los cálculos no convergen es difícil para el usuario diagnosticar el problema.

Los métodos de doble rompimiento, así denominados por Rosen (1980), tienen el potencial de sobrellevar las desventajas de los métodos orientados a ecuaciones, mientras que retienen muchas de las ventajas de los modulares secuenciales.

La idea básica se muestra en la Figura 4. Se emplean dos tipos de modelos: el riguroso y el simple. Los modelos rigurosos, son los modelos de operaciones unitarias tradicionales ahora usados en los simuladores modulares secuenciales.

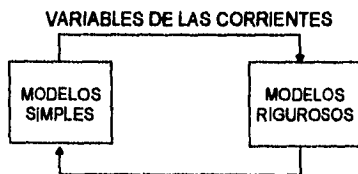


Figura 4 Algoritmo de doble rompimiento

Sin embargo, dichos modelos son usados para determinar parámetros en los modelos simples los cuales son representados como ecuaciones. Los modelos simples son resueltos por cualquier técnica para resolución de ecuaciones para determinar todas las variables de las corrientes las cuales permiten que los modelos rigurosos sean llamados nuevamente.

Los modelos simples pueden ser no lineales, cuyos coeficientes son determinados por perturbación numérica de los modelos rigurosos. Alternativamente los modelos simples pueden ser modelos aproximados de ingeniería, tales como el método de Kremser, para un absorbedor o el de Smith-Brinkley para una columna de destilación.

Sin embargo, los modelos simples están en la forma de ecuaciones. Estas tienen mucho menos variables internas que los modelos rigurosos. En un modelo lineal las únicas variables de estado son las variables de las corrientes de salida.

Los modelos simples, ya sean lineales o no lineales, son algunas veces referidos como "modelos reducidos", por involucrar mucho menos variables.

El algoritmo de doble rompimiento, ha sido llamado modular simultáneo, debido a que utiliza los modelos modulares tradicionales y resuelve simultáneamente todas las variables de las corrientes.

Este algoritmo tiene la ventaja sobre los modulares secuenciales existentes (los cuales están construidos en reglas heurísticas que proporcionan estimados iniciales); de que también proporciona estimados iniciales a la vez que lo hacen para el algoritmo secuencial modular y si ocurrieran errores en los cálculos que dieran lugar a la no convergencia del modelo, el usuario puede consultar a los resultados modulares para diagnosticar los errores.

- **Software.**

El software incluye todo lo requerido para implementar los algoritmos en el sistema operativo de una computadora en particular. Incluidos dentro de la categoría de software están: el programa y la arquitectura del sistema, la estructura de datos, la interfase sistema-archivo, el lenguaje de programación, el código de la computadora y la documentación del sistema. Los requerimientos de un buen software, son que sea fácil de entender, fácil de mantener y modificar, así como tan fácil de transportar como sea posible.

Como el costo del hardware de computación ha disminuido, los costos del software han venido a dominar los costos del sistema. Estos costos incluyen no sólo los costos de desarrollo, sino también los de mantenimiento, los incrementos y la utilización de un sistema durante su vida.

El problema de desarrollar un buen software para sistemas de modelamiento no ha recibido la misma atención de los diseñadores para sistemas asistidos por computadora, que la que tienen los problemas de desarrollo de buenos modelos y algoritmos. El problema de programación es con frecuencia tratado como un detalle de rutina que será resuelto de alguna manera y que no necesita de investigación específica.

Hay 5 etapas en el ciclo de vida de cualquier programa de computación a gran escala: definición, diseño, implementación, prueba y entrega.

Para un programa de simulación tal como Aspen, el tiempo entre la definición y la entrega es de casi 7 años.

La primera etapa es la definición de las especificaciones funcionales, o criterios de diseño, el cual establece que es lo que hará el sistema, pero no cómo. Las especificaciones funcionales responden a preguntas tales como: ¿ Qué modelos de ingeniería serán incluidos ? ¿ Qué tipos de análisis serán realizados ? ¿ Qué características de la interfase con el usuario son importantes ? ¿ Cuáles son los requerimientos para interfase con la computadora y el sistema operativo ?

Los diseñadores del sistema deben tener visión de lo que éste hará. Será de ayuda si las capacidades a ser implementadas en un nuevo sistema han sido ya demostradas en sistemas existentes, en sistemas prototipo, o en sistemas referidos a otras aplicaciones.

Es importante establecer una relación estrecha con los usuarios finales del sistema durante las etapas previas a su definición. Los usuarios tienden a ser excesivamente conservadores y preguntan sólo por lo que les es familiar. Existe la tendencia a evitar cambios en las maneras a que están acostumbrados a utilizar un sistema o de pensar acerca de un problema.

Al desarrollar un sistema avanzado, algunas veces es necesario proporcionar capacidades que nadie pidió (o peor aún, a las que algunos se opusieron) pero que en el juicio de los diseñadores del sistema representa una mejora. Una vez que dicha capacidad existe, creará su propia demanda y usuarios innovadores descubrirán cómo usarla.

Una vez que los requerimientos funcionales del sistema han sido definidos, el siguiente paso es el diseño del sistema. El diseño del sistema especifica con detalle cómo cumplirá con los requerimientos funcionales. Es en ésta etapa, en la que deben tomarse decisiones en cuanto al programa y a la arquitectura del sistema, la estructura de datos, la interfase sistema-archivo, y la selección de un lenguaje de programación. El diseño del sistema es una síntesis del proceso en la cual las alternativas necesitan ser consideradas y evaluadas.

Una vez que el diseño ha sido completado, comienza la implementación. Esta consiste en traducir el diseño del sistema en código de computación.

Un lenguaje de programación debe ser seleccionado, si esto no ha sido hecho ya como parte del diseño del sistema. Para el proyecto Aspen, se seleccionó Fortran para cumplir los requerimientos de portabilidad; ya que Fortran está disponible en prácticamente todas las computadoras y los expertos en Fortran están disponibles también en todos los sitios donde se utilice Aspen. En la codificación fueron empleados rigurosos estándares de estilo de programación para cumplir la portabilidad y la programación estructurada y hacer los programas tan autodocumentados y legibles como fue posible, a través del uso estandarizado de estatutos de observación.

Todos los programas fueron diseñados antes de ser codificados y el diseño del programa fue documentado en formato estándar y revisado antes de iniciar la codificación.

La cuarta etapa, de prueba; es una de las más costosas y de las que consume más tiempo en el ciclo de vida. El construir programas de computación en gran escala para sistemas de modelamiento, que garanticen confianza en la validez de las respuestas. Se prueba cada programa y subsistema independientemente, se corren algunos problemas típicos y se pide a algunos usuarios que prueben el sistema.

La fase final en la vida de un sistema es la fase de entrega, en la cual el sistema es usado rutinariamente, sobre una base de producción, para resolver problemas reales, sin permitir el acceso del grupo de desarrollo. Las estrategias para mantener y engrandecer el sistema, para entrenamiento y consulta de los usuarios se

convierten en importantes. Se requiere explorar mejores técnicas de manejo para lograr que las organizaciones utilicen sistemas de modelamiento en forma efectiva.

◆ Interfase al usuario.

La interfase al usuario es la ventana mediante la cual éste observa el sistema. Incluye el lenguaje de entrada u otros medios por los cuales el usuario describe sus problemas al sistema; incluye los reportes de salida, en los cuales el sistema presenta los resultados. Muchos de los requerimientos de la interfase al usuario, están en conflicto con otros. Por lo cual dicha interfase debe de ser poderosa, fácil de usar, flexible y fácil de aprender.

Cualquier sistema para modelamiento que sea emitido antes del año 2,000, se puede decir que tendrá las siguientes características: será afectado por las tendencias en el hardware y software de computación, las demandas de la sociedad por el uso de tal sistema, y el desarrollo de modelos y algoritmos. Se estima, de acuerdo a las tendencias actuales, que las características del sistema serían:

1. El sistema correrá en el medio ambiente informático de uso más común (Windows, por ejemplo).
2. El sistema tomará datos de una base de datos y pondrá los resultados también en otra base de datos.
3. La mayor parte de los usuarios lo correrá desde una terminal con capacidad gráfica.
4. El sistema será escrito en un nivel de lenguaje más elevado que el FORTRAN tradicional; posiblemente Pascal o C++.
5. La clase de problemas resueltos será similar a los resueltos en la actualidad: estudios de simulación asociados con el desarrollo, diseño y operación de procesos referidos a energía, materiales, alimentos y el medio ambiente.
6. La tendencia a extender el uso de la simulación a otras industrias además de la petrolera y la petroquímica, continuará. En particular, los combustibles sintéticos, la pulpa y el papel, metales y minerales así como la industria alimenticia.
7. La tendencia hacia la computación integrada continuará, es decir, los resultados que se obtengan de un software, servirán de datos de entrada para otro.
8. Los modelos y algoritmos del sistema, estarán basados en ecuaciones orientadas a la optimización.
9. El sistema será diseñado de tal manera que los modelos de ecuaciones orientadas, puedan ser utilizados como interfase con bloques de modelos modulares pre-establecidos.
10. Las soluciones del problema serán encontradas a partir de una implementación práctica de un sistema flexible orientado a ecuaciones.

Se observa la tendencia a enfatizar los sistemas de simulación probabilísticos en lugar de los determinísticos. Tales sistemas deberán proporcionar estimados de riesgo económico, comportamiento probable y variancia estadística.

Habrà también un énfasis en la creación de ayudas para el desarrollo de modelos, para ayudar a reducir el tiempo y las dificultades que afronta el ingeniero de proceso en el desarrollo de modelos.

1.2 Descripción de las Plantas de Proceso

♦ Planta Combinada 1.

Esta planta fue diseñada para procesar (sin considerar las torres despuntadoras) 100,000 BPD de crudo tipo Poza Rica y para obtener por destilación los siguientes productos en la torre fraccionadora atmosférica: Gasolina, turbosina, kerosina, diesel, gasóleo pesado primario y residuo.

Rendimientos de Productos

Los rendimientos de los productos, de acuerdo con las condiciones de operación son los siguientes:

PRODUCTO	M A X I M A P R O D U C C I O N (EN %) D E:		
	GASOLINA	TURBOSINA	KEROSINA
GAS	0.1	0.3	0.3
GASOLINA	19.7	10.1	9.8
TURBOSINA	5.4	17.9	9.8
KEROSINA	8.9	5.7	14.1
DIESEL	7.5	7.5	7.5
GASOLEO	2.7	2.7	2.7
RESIDUO	55.7	55.8	55.8

Descripción de Flujo.

Al final de este capítulo, en la Figura 5, "Diagrama de Flujo de la planta Combinada 1 (con torres de despunte), de la Refinería Cadereyta", que se utilizará para hacer la descripción del proceso; muestra los cambios operativos que se tendrán, los cuales fueron considerados en el desarrollo de esta tesis.

La Figura 6, "Diagrama de Flujo de la planta Combinada 1 (sin considerar torres de despunte), Refinería Cadereyta", presenta el diagrama de flujo actual.

El crudo a temperatura ambiente, proveniente de los tanques de almacenamiento, se envía por gravedad a la succión de las bombas de carga 101 P/PA/PB, donde se le añade agua (aproximadamente un 2 % del volumen del crudo de carga).

Al salir de dichas bombas, la presión del crudo se incrementa aproximadamente a 30 kg./cm² manométricos, dividiéndose en dos corrientes la descarga. Cada una pasa por un tren de intercambio de

calor independiente, en donde el crudo incrementa su temperatura aprovechando el calor que le ceden las corrientes calientes de los productos que proceden de las destilaciones fraccionada y al vacío.

Primero, el crudo intercambia calor con turbosina, residuo de vacío, reflujo de gasóleo ligero de vacío (GOLV) y kerosina. El crudo, a la salida de los intercambiadores de calor de kerosina, a 120 °C y 23 kg./cm² manométricas se le añade el agua necesaria para completar un 5 % del volumen de crudo de carga y entra a 2 desaladoras en serie; la 101-D y la 102-D, en las cuales se separan del crudo las sales, el agua y el lodo que pudiera haber arrastrado.

Al salir de las desaladoras, el crudo es obligado a pasar nuevamente por los trenes de intercambio de calor, intercambiando calor con diesel, gasóleo pesado atmosférico (GOP), la corriente de recirculación de gasóleo pesado de vacío y con gasóleo pesado de vacío producto.

Al salir del intercambio de calor, el crudo con 250 °C, entra a las Torres Despuntadoras DA-101 A/B; cada una de 6 platos, en las cuales se separan por el domo, vapores de gas y gasolina que son enfriados en los soloaires EC-101 A/B y condensados en los EA-101 A/B, pasando a los acumuladores FA-101 A/B, en los cuales se separan 3 fases; una superior de gas que se enviará a un paquete de recuperación de licuables, otra fase intermedia de gasolina, que se bombea a los precalentadores de carga EA-103 A/C y entra a la Torre Estabilizadora DA-102; la cual cuenta con 30 platos y un calentador de fuego directo para incrementar la temperatura del fondo de la torre DA-102, a 120 °C.

Los vapores del domo de la estabilizadora, son enfriados en el soloaire EC-102 y condensados en EA-102, recibiéndose en el acumulador FA-102, en el cual se separan 3 fases. Una en la parte superior; de gas, otra intermedia de LPG y la fase inferior de agua amarga.

La gasolina estabilizada del fondo de la torre DA-102, se envía a la planta Hidrodesulfuradora de Naftas o a Tratamiento Cáustico; después de precalentar la gasolina de carga a la misma torre.

El crudo despuntado del fondo de las torres DA-101 A/B, a una temperatura aproximada de 250 °C, se envía a los Calentadores de Fuego Directo 101-H y 102-H; saliendo de los cuales a aproximadamente 360 °C. Temperatura a la cual se alimenta a la Torre Fraccionadora 101-CO, en la cual entra por el plato 4.

La torre 101-CO cuenta con 36 platos y 3 rehervidores y un acumulador para las extracciones laterales de los productos: turbosina, kerosina, diesel y gasóleo pesado atmosférico. Dispone también de inyección de vapor de agotamiento al fondo de la torre y a cada uno de los rehervidores.

Los vapores del domo de 101-CO, son enfriados y condensados en los 121-EX 1/2/3/4/5/6, recuperándose en el acumulador 101-V, en el cual se separan 3 fases: gas, gasolina primaria y agua amarga.

La gasolina del acumulador es separada en dos corrientes; una de reflujo al domo de la torre 101-CO y otra de reflujo a las Torres de Despunte DA-101 A/B.

Del plato 28 de la torre 101-CO se obtiene turbosina; una parte de la cual es bombeada al tren de intercambio de calor y refluja a la torre fraccionadora y la otra es enviada hacia un rehervidor, del cual se bombea hacia un soloaire y a los enfriadores con agua 119-EX 1/2, antes de enviarse a almacenamiento.

Del plato 20 de la 101-CO, se obtiene kerosina como producto lateral, hacia un rehervidor, del cual se bombea al tren de intercambio de calor, después del cual una parte se refluja a la 101-CO y el resto de dicho producto va al tren de enfriamiento, para luego enviarse a almacenaje.

El diesel se obtiene del plato 14, captándose en el rehervidor 104-CO, del cual se bombea al tren de intercambio de calor, reflujiéndose una parte a la 101-CO y el resto se envía al tren de enfriamiento, para ir luego a almacenaje.

En el plato 8 se extrae gasóleo pesado atmosférico, enviándose al acumulador 102-V, de donde se bombea al tren de intercambio de calor, a la salida del cual, se refluja una parte a la 101-CO y la otra se envía a almacenamiento, pasando previamente por el tren de enfriamiento.

El residuo atmosférico del fondo de la torre 101-CO, se bombea a aproximadamente 335 °C al horno de vacío 150-H, donde es calentado y parcialmente vaporizado; saliendo a 380 °C y entrando a la zona de vaporización de la torre de vacío 150-CO.

Esta torre fue diseñada para procesar 55 677 BPD a 60 °F, de residuo primario y obtener por destilación al vacío: gasóleo ligero, gasóleo pesado y residuo de vacío.

Un sumario de los productos y la alimentación, así como las especificaciones, se enlistan a continuación:

Especificación	Alimentación	G. L. V.	%	G. P. V.	%	Residuo	%
BPD a 60 °F	55 677	16 071	29	16 188	29	23 353	42
API	18.63	28.28	-	23.15	-	10.05	-
K Watson	11.6	12.0	-	12.1	-	11.6	-
Peso Molecular	472	348	-	459	-	619	-

Siendo la unidad de vacío la de carga a la planta de Desintegración Catalítica y principal productora de combustibles, fue sobrediseñada en todas sus secciones: horno, torre, sistema de vacío, bombas, líneas, instrumentación, etc. con el objeto de mantenerla en operación el mayor tiempo con la mayor carga.

La torre 150-CO produce dos extracciones laterales, correspondientes a los gasóleos ligero y pesado de vacío y un producto de fondos; el residuo de vacío.

El fondo de la 150-CO, dispone de inyección de vapor de agotamiento.

El vacío se crea en la torre 150-CO, mediante un sistema de eyectores, obteniéndose aproximadamente 18 mm Hg en el domo y 35 mm Hg en el fondo.

El gasóleo ligero de vacío se extrae a una temperatura de 203 ° C, de la parte superior de la torre, a través de su plato colector y mediante una línea que une directamente la succión de las bombas 150-P/PA. La descarga de las bombas divide el flujo en dos corrientes; la de reflujo de GOLV, que va al tren de intercambio de calor y retorna a la misma torre; y la de GOLV producto empleado como "carga caliente" a planta Catalítica.

El gasóleo pesado de vacío, se extrae a 290 °C, por medio de 2 líneas que salen del plato colector hacia el acumulador 151-V y de éste a la succión común de las bombas de reflujo 151 P/PA y producto 152 P/PA.

Las bombas 151 P/PA, envían el GOPV al tren de intercambio de calor, a la salida del cual retorna como reflujo a la torre de vacío.

Las bombas 152 P/PA, envían el GOPV como "carga caliente" a la planta Catalítica.

El residuo de vacío del fondo de 150-CO, a una temperatura de aproximadamente 354 °C, se bombea con las 153 P/PA/PB a través del tren de precalentamiento de crudo y posteriormente al límite de batería de la planta.

◆ Planta Combinada 2.

Esta planta fue diseñada originalmente (sin considerar la Torre de Despunte) para procesar 135,000 BPD de un crudo tipo Poza Rica de 30 °API. Todo el equipo puede procesar este flujo cuando opera con las dos secciones produciendo dos diferentes cortes en los productos ligeros referidos como casos A y B.

El equipo de toda la unidad fue especificado para poder manejar adecuadamente un mínimo de 60 % del flujo de diseño en cada uno de los casos. Adicionalmente la sección atmosférica puede operar a flujo total de diseño con la sección de vacío fuera de servicio. Sin embargo la sección de vacío debe operarse a flujo reducido cuando la sección atmosférica está fuera de servicio.

El caso A de operación lleva a cabo la producción de nafta de 302 °F ASTM máximo, turbosina de 430 °F ASTM máximo, kerosina de 572 °F ASTM máximo y diesel de 644 °F 95 % ASTM. El caso B de operación produce nafta con un rango mayor y de 392 °F ASTM, con la misma kerosina y diesel del caso A, pero sin producir turbosina.

TABLA DE CARGA Y PRODUCTOS PARA CADA CASO DE DISEÑO.

CORRIENTE	CASO A. BPD	CASO B. BPD
Crudo	135,000	135,000
LPG	866	855
Nafta estabilizada	19,924	32,625
Turbosina	7,685	0
Kerosina	21,600	26,595
Diesel	15,525	15,525
GOL	4,811	4,811
GOP	27,589	27,589
Residuo	27,000	27,000

Características de la Carga.

El crudo de Poza Rica usado como carga para el diseño de ésta unidad tiene las siguientes características:

Gravedad API	30
Factor de Caracterización	11.8
% Peso de Azufre	1.9
BS-W % Peso	0.4
Sal lb/1000 bls.	2 - 150
PVR, lb/in ²	3.3
Carbón Ramsbottom	2.9
Punto de escurrimiento °F	10
Viscosidad CKS a 70 °F	20.5
Viscosidad CKS a 100 °F	12.5
Viscosidad CKS a 210 °F	8.4
Cenizas totales % peso	0.045

La curva TBP del crudo es la siguiente:

Crudo	TBP °F
0	85
10	235
30	450
50	645
70	865
90	1135

La composición y cantidad de la porción de ligeros de crudo de diseño es:

Componente	% Mol Ligeros
Propano	16.7
isobutano	12.6
N-Butano	68.7
Total	100

Características de los Productos.

Las características de diseño de los productos recuperados en la unidad son las siguientes:

Caso A

Producto	Definición ASTM °F	TBP; rango °F	Gravedad API	Azufre % peso	Viscosidad CKS/Temp °F
LPG	36 a 95 %	-	116.7	-	0.87/154
Nafta Estabilizada	302 Máx. EP	1BP - 300	66.9	0.026	0.56/130
Turbosina	430 EP	300 - 435	50.3	0.20	1.06/130
Kerosina	572 Máx. EP	435 - 590	30.2	0.70	2.15/130
Diesel	644 Máx. 95 %	590 - 710	30.0	1.36	4.55/130
GOL		710 - 750	23.5	1.92	6.4/249
GOP		750 - 986	18.3	2.56	15.0/262
Residuo		986 +	5.8	4.14	14.4/450

Caso B

Producto	Definición ASTM	°F	TBP; rango °F	Gravedad API	Azufre % peso	Viscosidad CKS/Temp °F
LPG	36 a 95 %		--	116.8	--	0.87/154
Nafta Estabilizada	392		IBP - 400	66.9	0.045	0.74/130
Kerosina	572 Máx. EP		400 - 590	40.3	0.64	1.92/130
Diesel	644 Máx. 95 %		590 - 710	30.0	1.36	4.55/130
GOL			710 - 750	23.5	1.92	8.4/249
GOP			750 - 986	18.3	2.58	15.0/282
Residuo			986 +	5.8	4.14	14.4/450

Descripción de Flujo.

La descripción de flujo que se hará, se muestra esquemáticamente en la Fig. 7, "Diagrama de Flujo de la planta Combinada 2 (con Torre Despuntadora), Refinería Cadereyta", al final de este capítulo.

Como una referencia, en la Fig. 8 "Diagrama de Flujo de planta Combinada 2 (sin considerar torre despuntadora), se muestra el diagrama de flujo actual de la planta.

El crudo a temperatura ambiente, fluye por gravedad desde los tanques de almacenamiento ubicados fuera del límite de batería a la succión de las bombas de carga P-1 A/B/C, las cuales lo descargan a aproximadamente 21 kg./cm² manométricas, al tren de precalentamiento de la unidad, donde intercambia calor con: vapores del domo de C-1, turbosina, reflujo intermedio ligero (RIL) y residuo de vacío; fluyendo de este tren de intercambiadores, a una temperatura de 120 °C, a dos trenes en paralelo del sistema de 2 etapas de desalado D-1 A/C y D-1 B/D.

Una pequeña cantidad de agua fresca de desalado se inyecta en la corriente de crudo a la entrada del tren de intercambiadores para solubilizar cualquier sal que tienda a precipitar durante el calentamiento.

El resto del agua fresca para complementar un 5 % del volumen de carga, se mezcla con el crudo conforme va entrando al equipo de desalado, corriente arriba de la segunda etapa.

El crudo desalado es transferido por las bombas P-2 A/B/C, a través de 4 conjuntos de intercambiadores en el tren de calentamiento de crudo, donde intercambia calor con: kerosina, reflujo de gasóleo pesado de vacío, gasóleo pesado de vacío producto y diesel, antes de entrar a la Torre de Despunte DA-201, en la cual se separa por el domo en forma de vapores, gran parte de la gasolina contenida en el crudo.

Dichos vapores son enfriados en el soloaire EC-201 y condensados en el EA-201, para de éste fluir al acumulador FA-201, en el cual se forman tres fases: gases, una fase líquida constituida por la gasolina despuntada, la cual se precalienta antes de entrar como carga a la Torre Estabilizadora C-5 y otra fase líquida, de agua amarga.

La torre C-5 tiene 36 platos y cuenta con el rehervidor E-48, para controlar la temperatura del fondo. Por el domo de la C-5, se separa el LPG, parte del cual se refluja al domo y el resto se envía a la unidad de craqueo catalítico. La gasolina del fondo de la torre, precalienta la de entrada en el E-44. Posteriormente se enfría, antes de enviarse a almacenamiento.

El crudo despuntado del fondo de la torre DA-201, se bombea de nuevo al tren de intercambio de calor, donde intercambia calor con reflujo intermedio pesado (RIP) en E-8 A/C, E-13CF y con residuo de vacío en E-8 B/D.

El crudo despuntado sale del tren de intercambio de calor con una temperatura de 250 °C aproximadamente y continúa hacia los hornos F-1A y F-1B; de los cuales sale con 360 °C aproximadamente y es vaporizado en la Torre Atmosférica C-1, alimentándolo abajo del plato 5.

La C-1, cuenta con 41 platos y dispone de un arreglo para introducir vapor de agotamiento por debajo del plato 1. El vapor disminuye la presión parcial de la alimentación de hidrocarburos en la zona de vaporización de la torre facilitando la vaporización de los ligeros del crudo despuntado.

Se remueve calor de la torre por medio del reflujo de gasolina al domo y los circuitos de reflujo intermedio ligero y reflujo intermedio pesado.

En C-1, se obtienen 5 productos: vapores de gasolina por el domo; turbosina, kerosina y diesel como productos laterales y residuo atmosférico por el fondo. Otras 3 corrientes son sacadas de la torre: el reflujo intermedio ligero, tomado entre las primera y segunda corrientes laterales, un reflujo intermedio pesado tomado con el diesel y un material de "sobreflasheo".

Los vapores de gasolina del domo son condensados por intercambio de calor con el crudo, con aire y posteriormente con agua de enfriamiento. La gasolina condensada y subenfriada fluye al acumulador D-2, donde el agua se separa mediante la bota del recipiente.

Gran parte de la gasolina obtenida en D-2 se refluja al domo de C-1 y el resto se une con la gasolina que se obtuvo en la torre DA-201.

Del plato 34 de C-1 se obtiene la turbosina, la cual fluye al agotador C-2, donde se agota con vapor y se envía al precalentamiento de crudo no desalado y posteriormente se enfría, para ser enviada a almacenamiento.

La kerosina es tomada como segunda corriente lateral del plato 24, y fluye a un rehervidor, donde sufre un agotamiento con vapor. La kerosina agotada fluye al tren de crudo desalado y luego es bombeada a E-3 J/K para calentar la alimentación a la estabilizadora, posteriormente a enfriamiento y a límite de baterías.

El diesel y el reflujo intermedio pesado (RIP), son tomados del plato colector entre los platos 14 y 15. El diesel se recibe en el rehervidor C-13, donde se agota con vapor. El diesel agotado fluye al tren de crudo

desalado y luego se bombea a E-3 L/M para calentar la alimentación a C-5; luego se enfría, antes de enviarse a límites de baterías.

El reflujo intermedio pesado (RIP), es tomado junto con el diesel. Esta corriente es bombeada a E-8 A/C y E-13 CF en el tren de crudo y regresada a C-1.

El condensado de sobreflasheo es colectado en el plato 5 y es bombeado al plato 4 en la zona de agotamiento.

El residuo atmosférico del fondo de C-1, se bombea a los hornos de vacío F-2 A/B, a aproximadamente 325 °C.

A la salida de F-2 A/B, el residuo con 365 °C aproximadamente, se vaporiza en la Torre de Vacío C-3, alimentándose arriba del plato 4. Existe la opción de introducir una pequeña cantidad de vapor de agotamiento por debajo del plato 1.

Se obtienen 3 productos de la torre C-3: gasóleo ligero de vacío (GOLV) y gasóleo pesado de vacío (GOPV) como productos laterales y residuo de vacío como producto de fondo.

Dos corrientes adicionales se sacan de la torre; una corriente del domo que va al equipo productor de vacío y un reflujo de recirculación de GOPV que se saca junto con el GOPV producto.

El GOLV es sacado de la torre por abajo de la reja superior de la sección de empaque. Parte del GOLV se retoma a la torre por abajo del plato de salida y actúa como reflujo de la sección de empaque arriba de la sección de condensación de GOPV.

El resto del GOLV se enfría parcialmente con aire en E-37, teniéndose la opción de enviarlo a planta Catalítica como carga caliente; o bien se enfría con agua atemperada en E-17, teniendo dos opciones: retomarlos como reflujo frío a C-3 o enviarlos a tanques de almacenamiento.

El GOPV producto y GOPV reflujo, son tomados del colector por abajo de la cama de condensación de GOPV. La porción producto se pasa por una torre agotadora (C-4) y se enfría con crudo, con aire en E-38 (pudiéndose enviar en éste punto como carga caliente a planta Catalítica) y con agua atemperada, siguiendo después hacia límites de batería.

La corriente de reflujo de GOPV se enfría parcialmente en el tren de crudo desalado y se retoma a la torre de vacío como enfriador de la cama de GOPV.

El residuo de vacío se bombea del fondo de la torre C-3 y es enfriado en E-10B/D y E-3CD/AEA-13, todos en el tren de crudo. En éste punto con aproximadamente 200 °C, se tiene la opción de enviarlo a dos plantas: la Mezcladora de Asfaltos y la Reductora de Viscosidad o bien enfriarlo añadiéndole un diluyente para convertirlo en combustóleo y pasarlo por una caja enfriadora E-61, para luego enviarlo a tanques de almacenamiento a una temperatura de aproximadamente 110 °C.

♦ Planta de Coquización Retardada.

La planta de coquización retardada está diseñada para procesar 50,000 BPD de un residuo de vacío de 1050 °F, proveniente de un crudo Maya.

Se ha establecido un diseño para procesar 53,973 BPD de un residuo de vacío de 1055 °F, proveniente de una mezcla de 70 % de crudo Istmo y 30 % de Maya.

Características Físicas de la Carga.

Las características de la carga de residuo de vacío derivadas de crudo 100 % Maya, son las siguientes:

Punto de corte TBP, en ° F	1050+
Gravedad, ° API	6.0
Azufre, % peso	5.15
Nitrógeno, ppm	5200
Carbón conradson, % peso	31.0
Viscosidad, cks a 210 °F	3,744,000
Viscosidad, cks a 275 °F	46,000
Níquel, ppm	125
Vanadio, ppm	700
Sodio, ppm	10
Insolubles en C7, % peso	28.7
Insolubles en C5, % peso	40.0

Las características de la carga de residuo de vacío derivada de un crudo 70 % Istmo y 30 % Maya, son las siguientes:

Punto de corte TBP, °F	1055+
Gravedad, ° API	5.79
Azúfre, % peso	4.5
Nitrógeno, ppm	4417
Carbón conradson, % peso	22.14
Viscosidad, cks a 210 °F	12,117
Viscosidad, cks a 275 °F	935
Níquel, ppm	96
Vanadio, ppm	425
Sodio, ppm	-
Insolubles en C7, % peso	-
Insolubles en C5, % peso	-

El proyecto incluye un sobrediseño en el circuito de gasóleo pesado, en el caso de emplear un residuo proveniente de dicha mezcla.

Adicionalmente, la unidad es capaz de procesar una corriente de lodos consistente de varios tipos de sedimentos de desecho y una corriente de productos fuera de especificación de 2000 BPD, la cual puede contener agua, nafta, diesel, gasóleo pesado, o una mezcla de estos productos.

La planta Coquizadora está diseñada para producir coque, gasóleo combinado, nafta desestabilizada y vapores de domo.

Rendimiento de Productos.

El balance de materiales total de la planta Coquizadora, para una carga de residuo de vacío, derivada de un crudo 100 % Maya, es el siguiente:

Producto	Punto de corte, °F	Rendimiento % en peso	Lbs/h	°API	BPD
H ₂ S		1.54	12,062		
H ₂		0.06	479		
C ₁		1.86	14,596		
C ₂ =		0.26	2,031		
C ₂		1.77	13,921		
C ₃ =		0.60	4,689		
C ₃		1.52	11,891		
iC ₄		0.19	1,464		
C ₄ =		0.58	4,585		
nC ₄		0.87	5,216		
Nafta sin					
Estabilizar	C ₅ - 350	9.21	72,225	61.2	6,752
Gasóleo lig.	350-650	23.23	182,208	31.3	14,386
Gasóleo pes.	850+	18.71	146,710	14.79	10,407
Coque		<u>39.80</u>	<u>312,130</u>	-	-
Total		100.0	784,207	-	-
Carga fresca	1050+	100.0	784,207	0.00	50,000
<u>Recirculación</u>		<u>4.72</u>	<u>37,042</u>	<u>7.89</u>	<u>2,500</u>
Carga al calentador		104.72	821,249	0.35	52,500

El balance de materiales total de la planta Coquizadora, para una carga de residuo de vacío, derivada de un crudo 70 % Istmo y 30 % Maya, es el siguiente:

Producto	Punto de corte, °F	Rendimiento % en peso	Lbs/h	°API	BPD
H ₂ S		1.35	10,921		
H ₂		0.05	389		
C ₁		1.79	14,495		
C ₂ =		0.25	2,017		
C ₂		1.77	13,825		
C ₃ =		0.57	4,657		
C ₃		1.48	11,808		
iC ₄		0.19	1,495		
C ₄ =		0.58	4,682		
nC ₄		0.66	5,326		
Nafta sin					
Estabilizar	C ₅ - 350	9.06	73,549	61.6	6,890
Gasóleo lig.	350-850	21.94	177,891	31.9	14,100
Gasóleo pes.	850+	30.40	246,406	15.3	17,543
Coque		<u>30.00</u>	<u>243,158</u>	-	-
Total		100.0	810,619	-	-
Carga fresca	1050+	100.0	810,619	5.8	53,973
<u>Recirculación</u>		<u>4.89</u>	<u>39,626</u>	<u>9.0</u>	<u>2,699</u>
Carga al calentador		104.89	850,245	5.9	56,672

Especificaciones de Productos.

La planta Coquizadora está diseñada con base en los siguientes temperaturas de corte (TBP):

Productos	Temperaturas de corte (TBP, °F)
Nafta sin estabilizar	C ₅ - 350
Gasóleo Ligero	350 - 650
Gasóleo Pesado	650+

Descripción de Flujo

El esquema del proceso, se muestra en las Figura 9, "Diagrama de Flujo Simplificado de la Planta de Coquización Retardada", anexo al final de este capítulo.

El residuo de vacío a 290 °C, es entregado desde límites de batería al intercambiador de calor carga/gasóleo de hidrocrackeo, E-31001. Luego de precalentarse con gasóleo, la carga fresca a aproximadamente 309 °C entra al fondo de la Torre Fraccionadora de Coque, V-31006

En el fondo de la torre, se combinan la recirculación con la carga fresca y fluyen a la bomba de carga P-31001/P-31002. El líquido es bombeado a través de los Calentadores de Coque 1 y 2, donde es rápidamente calentado a una temperatura aproximada a 509 °C, para la formación de coque en los Tambores de Coque, V-31001/V-31002 y V-31003/V-31004, respectivamente.

El efluente de los calentadores, fluye en cada par de tambores de coque, donde bajo condiciones apropiadas de tiempo-temperatura-presión, el líquido atrapado es convertido a coque y a vapores de hidrocarburo ligero. Cuando se llena un tambor, el efluente de los calentadores es dirigido mediante una válvula switch, hacia el otro tambor del par. El flujo de cada uno de los tambores de coque es mantenido durante 18 horas. El tambor lleno se vacía de coque en 18 horas. Así, cada tambor sigue un ciclo de 36 horas.

Un sistema de inyección antiespuma, es provisto para prevenir la formación de espuma encima de los tambores de coque y para permitir mayor exactitud en las lecturas de nivel. El antiespumante, es bombeado del tanque de almacenamiento a los tambores de coque en servicio.

Se cuenta con facilidades para la inyección de vapor de alta presión, hacia el interior de cada serpentín del calentador, para mantener la velocidad mínima requerida y el tiempo de residencia asimismo para suprimir la formación de coque en el interior de los tubos del calentador.

Fraccionamiento

El vapor sobrecalentado del tambor de coque fluye a la Fraccionadora de Coque, V-31006 y entra por la parte inferior, donde es "lavado" por un reflujo inducido, y una corriente de recirculación es condensada, para ser circulada a través de los calentadores y los tambores de coque. La corriente de recirculación es retrada del fondo de la torre con la carga fresca.

Por encima de la sección de lavado de la fraccionadora, es separada una corriente de gasóleo pesado. La corriente es bombeada en dos direcciones; una parte de la misma pasa a través del filtro de aceite para lavado y regresa como reflujo caliente, a la sección de lavado de la torre. Una segunda parte de la corriente es enviada a través del filtro de aceite de apagado y es utilizada para apagar los vapores que salen de los tambores de coque en servicio.

El remanente de la corriente de gasóleo pesado, precalienta la carga fresca en el intercambiador de calor gasóleo pesado/carga, genera vapor de media presión y es utilizado para calentar los rehedidores depropanizador y debutanizador; antes de retomar a la torre.

El gasóleo pesado HCGO, fluye por gravedad desde la fraccionadora al agotador V-31008, donde los componentes ligeros son agolados y retomados a la fraccionadora. El gasóleo pesado agotado producto, es bombeado, utilizándose para generar vapor y para precalentar la alimentación de agua para caldera en el intercambiador gasóleo pesado/agua. El gasóleo pesado se combina con el ligero para formar gasóleo combinado.

El gasóleo ligero fluye por gravedad al agotador V-31007. Los componentes ligeros son agotados con vapor y son retomados a la torre fraccionadora. El gasóleo ligero agotado, es bombeado para combinarlo

con el gasóleo pesado para formar gasóleo combinado. El gasóleo combinado fluye a la Hidrotratadora de Gasóleo o al enfriador de gasóleo producto, antes de enviarse a almacenaje.

El aceite esponja pobre es separado de la Fraccionadora de Coque con el gasóleo ligero sin agotar y es bombeado al intercambiador de calor de esponja pobre/rico, localizado en la planta de gas. En ésta planta, la corriente de aceite esponja pobre es enfriada en una serie de intercambiadores de calor y es alimentada al absorbedor. El aceite esponja pobre a contracorriente, entra en contacto con vapores de hidrocarburo ligero, también alimentados al absorbedor, en el que se absorben los cortes ligeros. El aceite esponja rico resultante es calentado y es reciclado nuevamente a la torre fraccionadora.

Los vapores del horno de la fraccionadora son parcialmente condensados antes de fluir al acumulador del domo de la fraccionadora V-31009. El vapor es separado del líquido en éste recipiente. El vapor fluye al tambor V-31507, de succión del compresor localizado en la planta de gas. El domo de la fraccionadora se refluja con parte del condensado líquido colectado en el acumulador del domo. Del acumulador V-31009, la nafta sin estabilizar, es bombeada al absorbedor depropanizador, V-31501, localizado en la planta de gas.

FIGURA 5.- "DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA COMBINADA 1(CON TORRES DE DESPUNTE), DE LA REFINERIA CADEREYTA

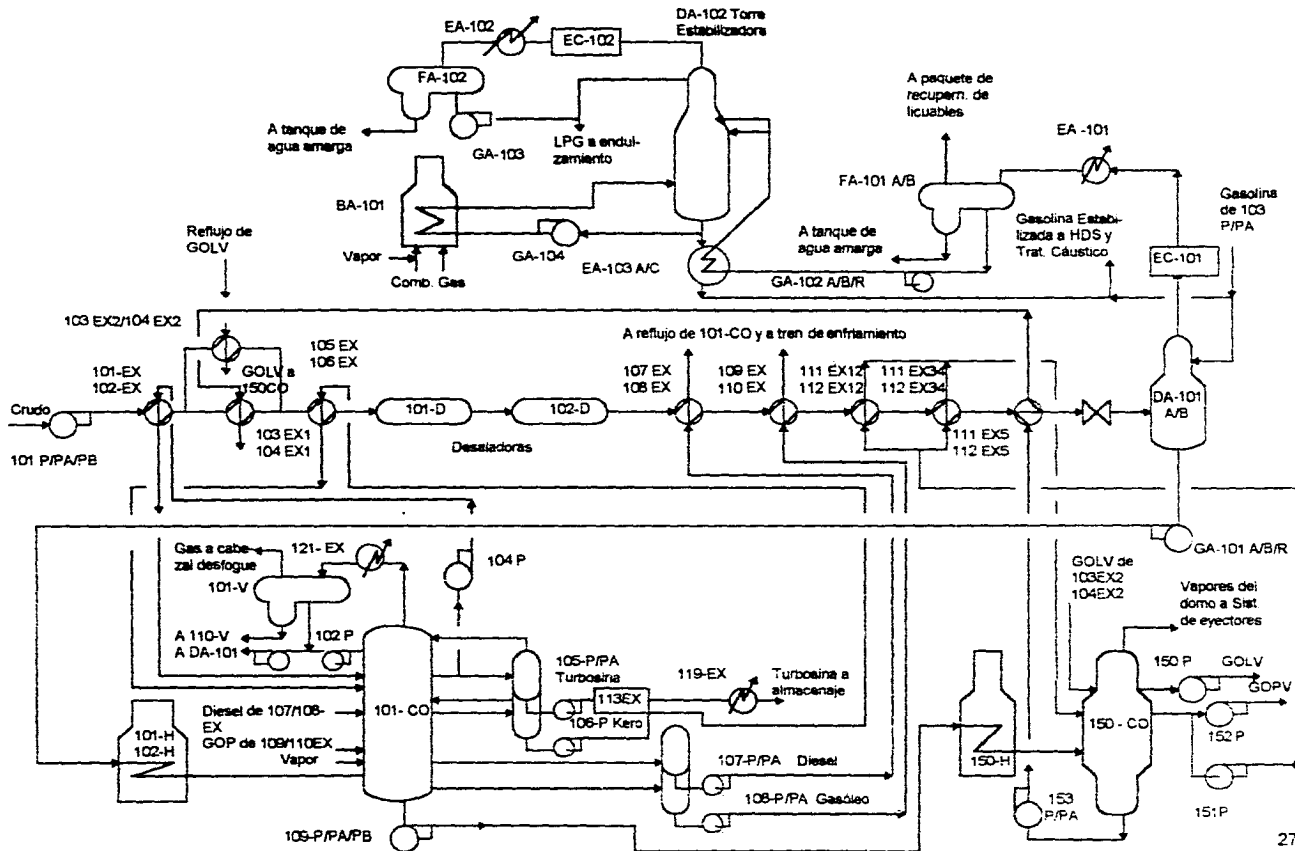


FIGURA 6.-DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA COMBINADA 1 (SIN CONSIDERAR TORRES DE DESPUNTE), REFINERIA CADEREYTA

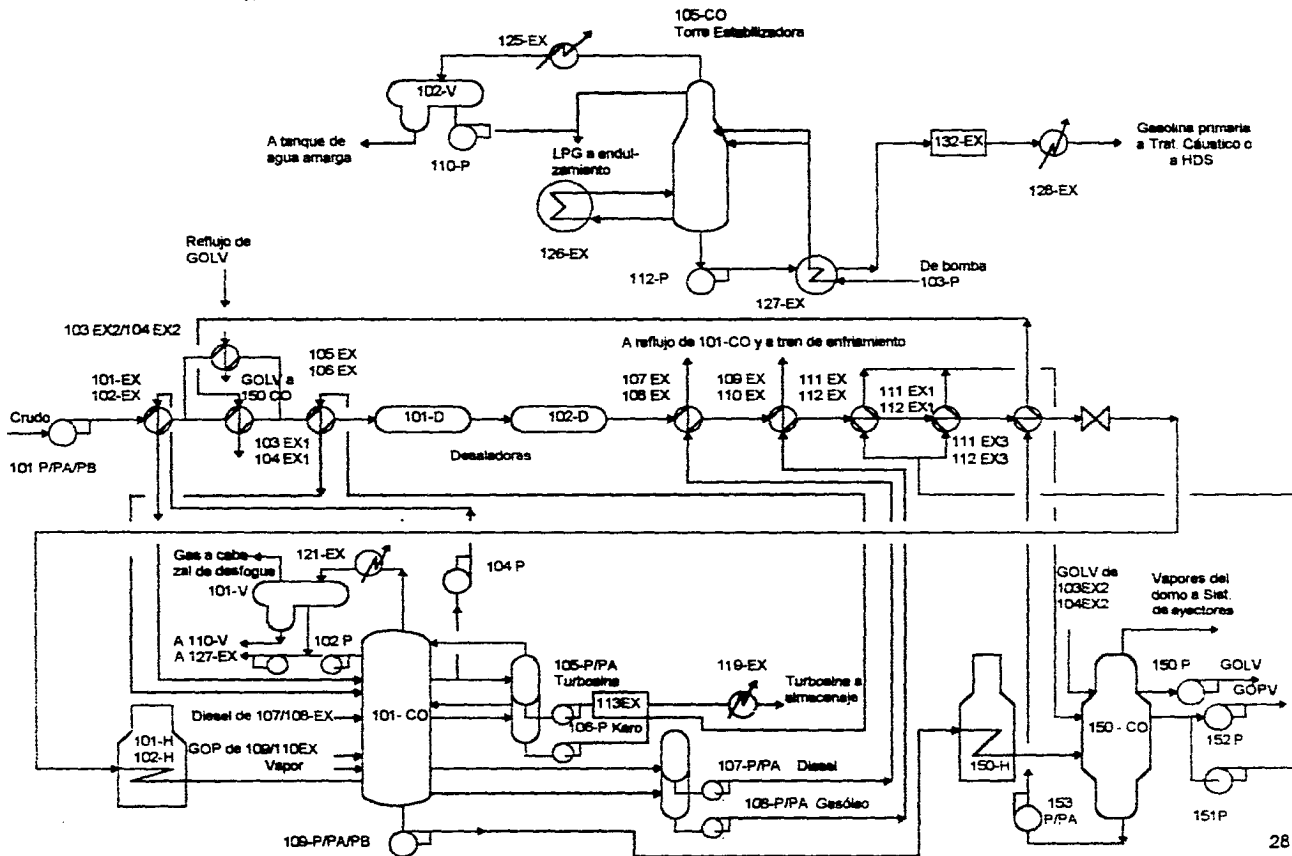


FIGURA 7.- "DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA COMBINADA 2 (CON TORRE DESPUNTADORA), REFINERIA CADEREYTA"

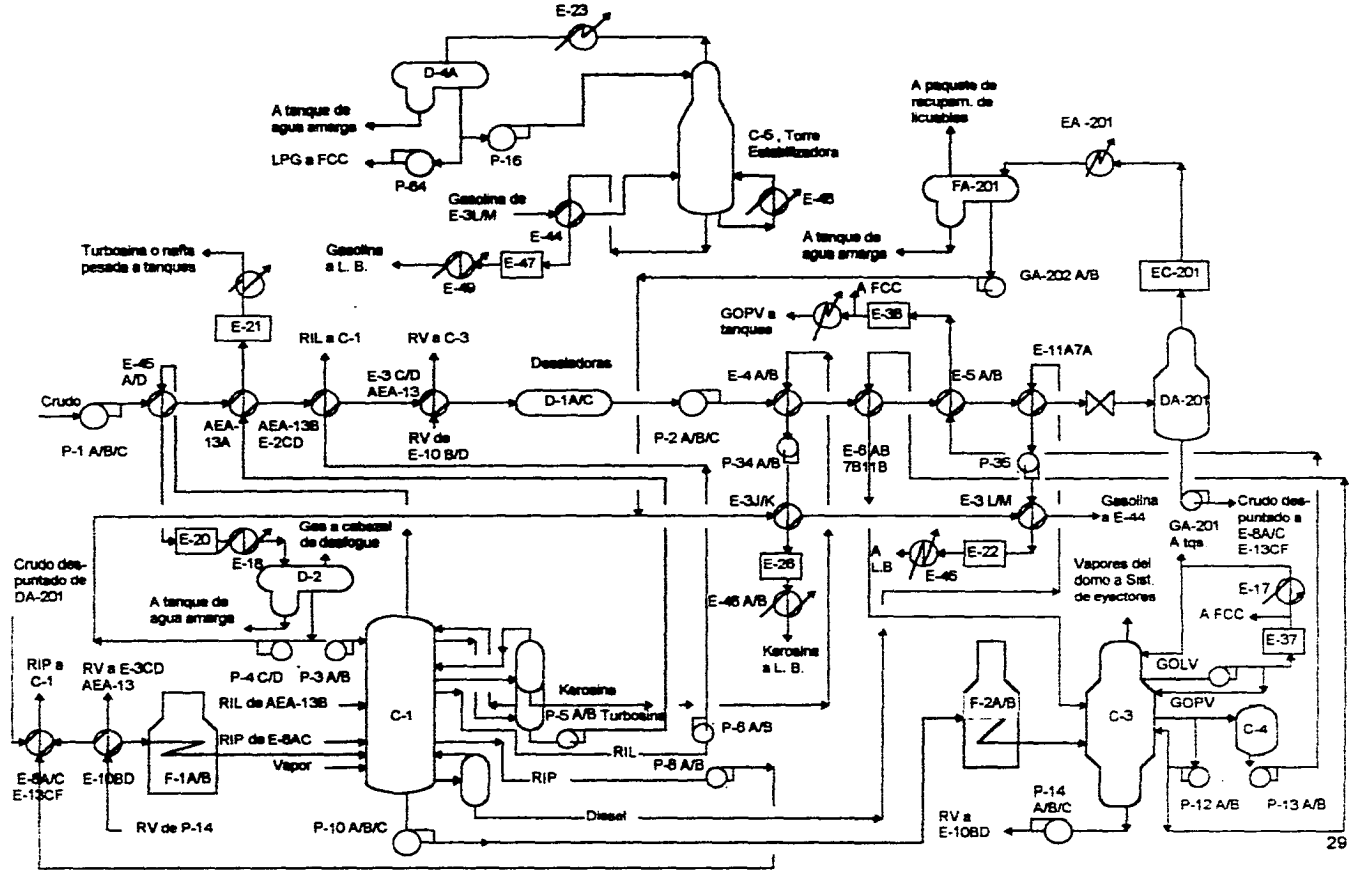


FIGURA 8.-DIAGRAMA DE FLUJO DE LA PLANTA COMBINADA 2 (SIN CONSIDERAR TORRE DESPUNTADORA, REFINERIA CADEREYTA

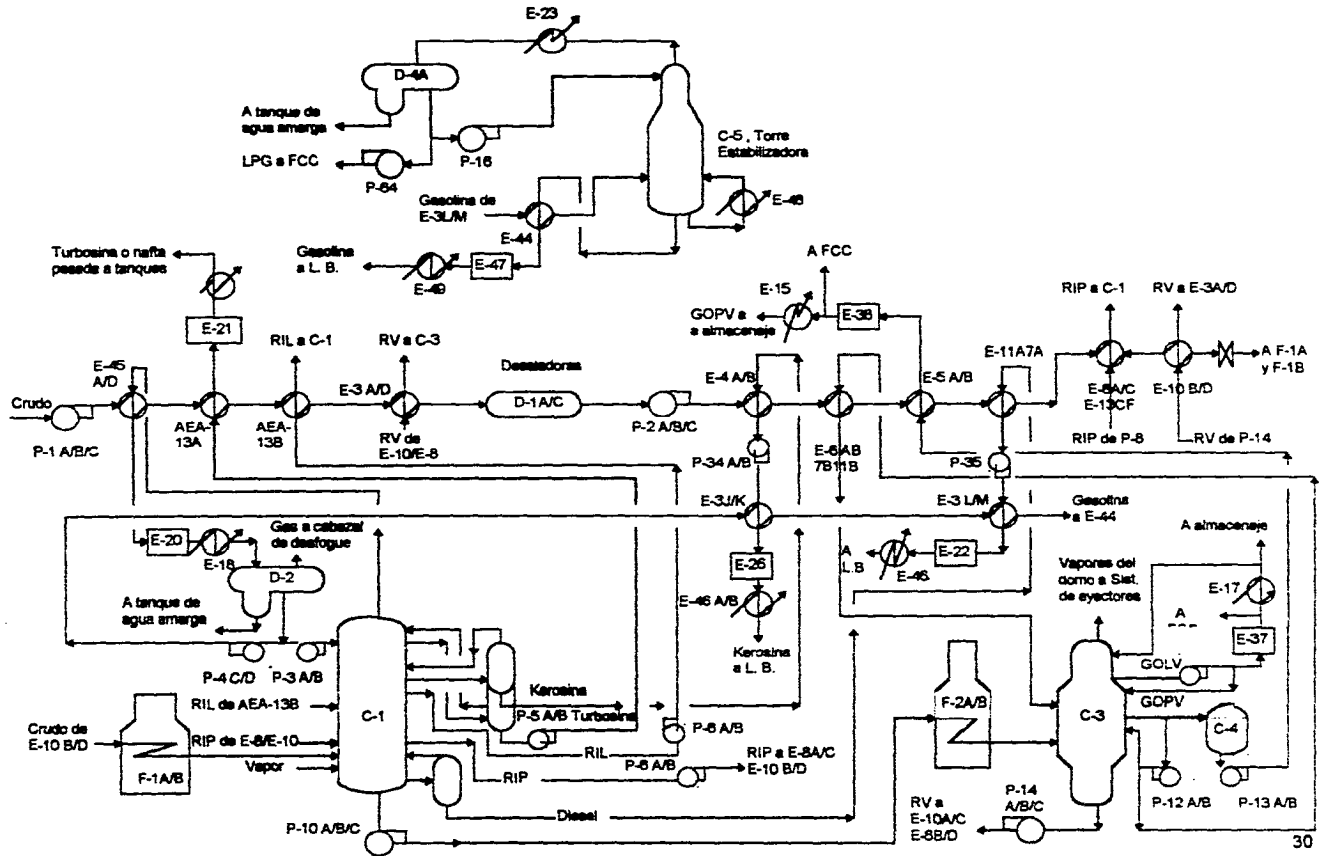
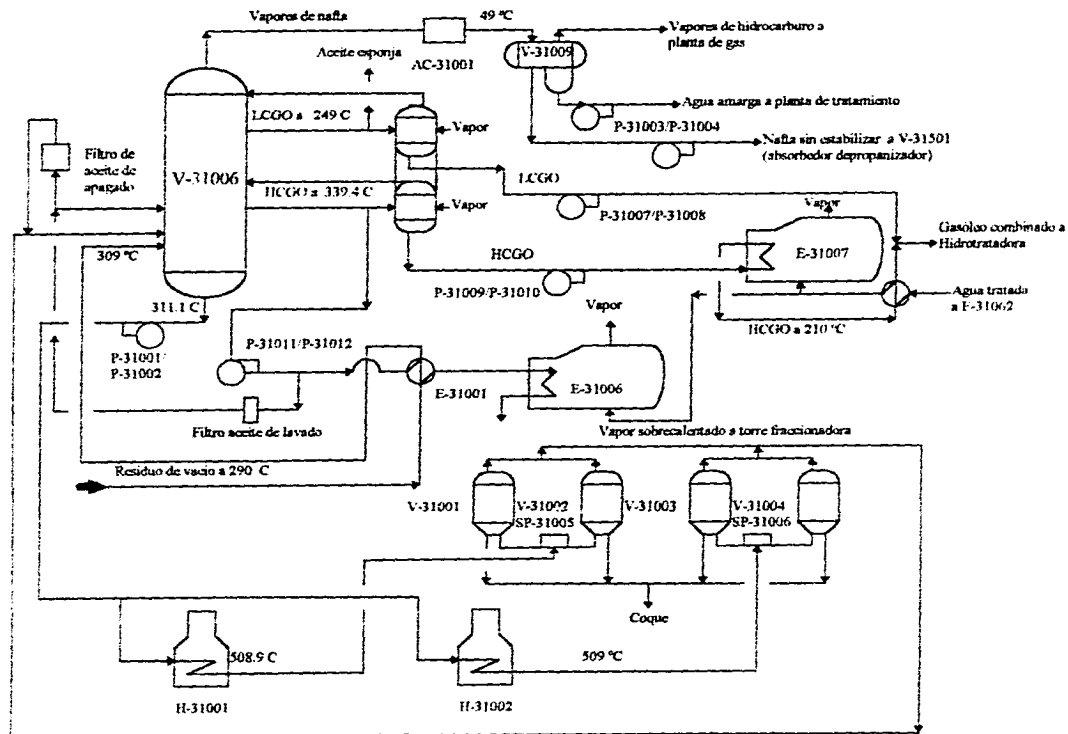


FIGURA 9.- DIAGRAMA DE FLUJO SIMPLIFICADO DE LA PLANTA DE COQUIZACION RETARDADA



CAPITULO 2

SIMULACION DE LAS PLANTAS COMBINADAS 1 Y 2

Como primer paso, se llevaron a cabo las simulaciones de las plantas Combinada 1 y Combinada 2, a cargas promedio de 92,500 y 110,000 B.P.D. y a las cargas de diseño originales: 100,000 y 135,000 B.P.D., respectivamente; considerando las condiciones actuales, sin las torres despuntadoras y se compararon los resultados de las simulaciones contra los operativos, para validar los modelos de ambas plantas.

Luego, se incluyeron en las simulaciones de cada planta, las Torres de Despunte y equipo accesorio involucrado, tales como la nueva Torre Estabilizadora de gasolina de Combinada 1, la DA-102, nuevas bombas y 6 cambiadores de calor provenientes de la Refinería de Tula, que substituyen a 12 de los de diseño en la planta Combinada 2.

Se incrementaron paulatinamente las cargas de las dos plantas hasta obtener 120,000 B.P.D. en Combinada 1 y 150,000 B.P.D. en Combinada 2, estableciendo como datos las áreas reales de intercambio de calor y los coeficientes globales de intercambio de calor de diseño para las corrientes de los trenes de precalentamiento de carga.

Las simulaciones de ambas plantas Combinadas fueron desarrolladas en Hysim, versión C2.51; el cual se decidió utilizar por dos razones:

- Es el software para simulación del que se dispone en la refinería.
- Utilizar las simulaciones desarrolladas como material de apoyo, para futuros trabajos en las mismas plantas.

Hysim es un programa de simulación interactivo, que opera dentro del sistema operativo MS-DOS, cuyos requerimientos mínimos son un microprocesador 386 y 8 megabytes en memoria RAM.

Opera en base a un menú general de opciones; las cuales al seleccionarias, conducen a sub-menús específicos de la actividad que se requiera del simulador y que permiten trabajar en modelos ya elaborados o generarlos.

Para llevar a cabo las simulaciones de las 2 plantas de proceso mencionadas, se siguió el siguiente procedimiento:

- 2.1 Definición del problema.
- 2.2 Selección de unidades y de componentes.

- 2.3 Elección de los modelos termodinámicos.
- 2.4 Establecimiento de la topología del proceso
- 2.5 Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo.
- 2.6 Seleccionar el modelo a emplear para cada operación unitaria
- 2.7 Definición de los parámetros de cada uno de los modelos.
- 2.8 Elección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte.

A continuación se explica cada paso con mayor detalle.

2.1 Definición del problema.

En la definición del problema se establece el objetivo de las simulaciones, que es generar los balances de materia y energía de las plantas Combinadas 1 y 2 para cargas futuras de 120,000 y 150,000 B.P.D. respectivamente, considerando las modificaciones que se tendrán en equipos y condiciones operativas; basados en modelos validados de cada planta.

2.2 Selección de unidades y componentes.

Se seleccionó como sistema de unidades, el inglés; debido a la comodidad para comparar resultados de las simulaciones contra datos de diseño.

Los crudos de carga que se emplearon en las simulaciones son de 27.52 y 28.67 °API, para Combinadas 1 y 2 respectivamente. Se proporcionaron también datos de destilación técnica (TBP) de cada crudo.

2.3 Elección de modelos termodinámicos.

Se eligió como ecuación de estado la de Peng - Robinson, para el cálculo de propiedades de las corrientes de corte de crudo.

Las razones fueron:

- Los parámetros a y b de la ecuación de Peng-Robinson, son aplicables a un rango más amplio de hidrocarburos en comparación a la ecuación de estado de Soave.
- Menor tiempo de convergencia con respecto a la ecuación de estado cúbica de Peng-Robinson-Stryjek-Vera; aún y cuando ésta última es más precisa.

2.4 Establecimiento de la Topología del Proceso.

La transferencia de la secuencia del diagrama de proceso a una matriz es una de las primeras actividades de la simulación.

Dicha matriz consta de bloques representativos de las operaciones unitarias del proceso. Sin embargo, esto no significa que todos los equipos equivalen a un bloque de simulación, como por ejemplo los separadores y mezcladores, los cuales se simulan como equipos.

Hysim, al igual que otros simuladores, dispone varios equipos integrados en una sola operación unitaria, como por ejemplo las torres de destilación, que cuentan con rehervidor, condensador y bombas de calor en un sólo bloque; lo cual permite reducir considerablemente los tiempos de convergencia. Una vez definidos los bloques a utilizar, se procede a la numeración e identificación de todas las corrientes que entran y salen de los equipos.

2.5 Determinación de las corrientes de corte y secuencia de cálculo.

Las corrientes de corte pueden suministrarse por el usuario o ser seleccionadas automáticamente por el simulador.

Para las simulaciones de las plantas Combinadas, se definieron por el usuario las corrientes de corte para las torres fraccionadoras, estabilizadoras, despuntadoras y de vacío, en base a información de los procesos de diseño y de proceso actual.

La secuencia de cálculo para ambas plantas, fue:

Bomba de carga<<1a. sección de tren de precalentamiento de crudo<<desaladoras<<2a. sección tren de precalentamiento<<torres despuntadoras<<calentadores atmosféricos<<torre fraccionadora<<torre estabilizadora<<calentadores de vacío<<torre de vacío.

2.8 Seleccionar el modelo a emplear para cada operación unitaria.

La selección del modelo apropiado para cada operación unitaria, se hizo en función de los modelos disponibles en Hysim y de las características reales de los equipos. Aunque otros por su simplicidad, se pueden simular con un sólo modelo; como por ejemplo un intercambiador de calor (heat exchanger) o una válvula (valve).

En el caso específico de las columnas, Hysim dispone de varios modelos. Para las torres fraccionadoras, se seleccionó: column→refluxed_absorber (columna con condensador y sin rehervidor), para las torres despuntadoras: column→distillation (columna con condensador y rehervidor) y para las torres de vacío: column→absorber (columna sin condensador ni rehervidor).

2.7 Definición de los parámetros de cada uno de los modelos.

Los parámetros a especificar para cada modelo, se determinan por los grados de libertad; por ejemplo para bombas, sólo se especifica la presión de descarga. En éstos equipos existe la opción de modificar la eficiencia mecánica, la cual por default en Hysim es 75 %.

En el caso de intercambiadores de calor entre dos corrientes de proceso se especifica la caída de presión lado tubos y la caída de presión lado coraza y la temperatura de salida de la corriente caliente o bien el producto $U \cdot A$ (coeficiente global de transferencia de calor por el área).

Para el caso de las simulaciones a máxima carga de ambas plantas Combinadas considerando las torres de desbunde, se especificó el producto U*A.

Para los calentadores a fuego directo, se especifica la caída de presión y la temperatura de salida de la corriente a calentar.

En los mezcladores (mixers), se especifican las presiones de las corrientes que se mezclan o la presión de salida, si se conoce. Esto para los casos que se especifique que no todas las corrientes tienen la misma presión.

En cambio para las torres de destilación fraccionada, se requiere de un análisis más detallado, ya que es necesario especificar:

- a) Número de platos reales.
- b) Presiones en el plato 1 (que representa el condensador), la del domo que se especifica como plato 2 y la del fondo.
- c) Estimaciones de las temperaturas en los platos 1 y de fondo.
- d) El plato de alimentación y la alimentación de vapor de agotamiento.
- e) Los productos y los platos donde se obtienen.
- f) Las bombas de calor, estableciendo de qué plato sale y a cual retorna, estimados de flujo y de temperatura de retorno.
- g) Cuántos rehervidores (side strippers), el número de platos de cada uno. También si tienen vapor de agotamiento, la cantidad de éste.

2.8 Elección de los métodos de convergencia para las corrientes de corte.

La elección del método de convergencia, está en función del número de corrientes de corte que se resuelven de manera simultánea, su interdependencia y de los estimados iniciales.

Se utilizó el método de Wegstein para las simulaciones. Las tolerancias de convergencia utilizadas para las columnas fueron: 0.0005 para error de energía y especificaciones y 0.00001 para el error de equilibrio.

2.9 Comparación de resultados de las simulaciones con especificaciones de productos y producciones.

En el caso de las plantas Combinadas 1 y 2 de la Refinería Cadereyta, una comparación de las producciones de diseño contra las de las simulaciones no sería representativa por las siguientes razones:

Para la planta Combinada 1, el diseño considera 3 casos de operación para un crudo de carga de 30 ° API: máxima producción de gasolina, máxima de turbosina y máxima de kerosina.

Sin embargo, desde inicio de operaciones, nunca ha operado bajo ninguno de dichos casos. En realidad su operación ha sido intermedia entre los casos de máximas producciones de gasolina y kerosina.

Para la planta Combinada 2; el diseño señala 2 casos, también para un crudo de carga de 30 ° API: el A, de producción de gasolina con 150 °C de TFE, con producciones de turbosina, kerosina y diesel. El caso B, señala máxima producción de gasolina (200 °C TFE), sin producción de turbosina y con producciones de kerosina y diesel.

Cabe mencionar que conforme se incrementa la temperatura final de ebullición de un producto, se amplía el rango de corte y la producción del mismo. Y viceversa, al disminuir la temperatura final de ebullición del mismo (TFE), se disminuye el rango de corte y su producción.

La planta Combinada 2, tampoco ha operado bajo ninguno de los casos mencionados. su operación tiende a producir gasolina de 190 °C de TFE, nunca sin dejar de producir turbosina. Las razones a que obedece esta operación son dos principalmente:

- a) Evitar daños al catalizador de la planta Hidrodesulfuradora de Naftas; planta a la cual se alimenta como carga la gasolina primaria, obtenida de las plantas Combinadas. Ya que la actividad del catalizador disminuye con cortes de gasolina superiores a los 190 °C de TFE.
- b) Producir considerando la limitante anterior, el máximo posible de gasolina primaria y de turbosina para cubrir la demanda de estos combustibles en la zona norte de nuestro país.

En vista de lo anterior, los resultados de las simulaciones se orientaron al cumplimiento de las especificaciones internas de los productos de PEMEX, considerando el proceso de crudos más densos (menores de 30 °API) para ambas plantas Combinadas.

Dichas especificaciones corresponden a las establecidas por la A. S. T. M. (American Society of Testing Materials), para productos derivados del petróleo. Los cuales cumplen los requisitos para preparación y venta al consumidor.

En la Tabla 6, Apéndice A; se incluyen las producciones de ambas plantas Combinadas obtenidas de las simulaciones; sin considerar las torres de despunte, a cargas promedio y de diseño. Así como las Tablas 7 y 8; comparativas de las especificaciones obtenidas por los productos de la simulación vs. las especificaciones de la A. S. T. M.

Los valores obtenidos en dichas tablas, sirvieron para validar el modelo para cada planta Combinada.

Posteriormente, en las Tablas 9 y 10 del Apéndice A, se presenta la misma información, considerando las torres despuntadoras, equipo adicional involucrado e incrementos en las cargas a 120,000 y 150,000 B.P.D. para plantas Combinadas 1 y 2, respectivamente.

El cumplimiento de las especificaciones se logró ajustando los reflujos de las torres, las extracciones de los productos y las condiciones de operación (éstas últimas en base a información de la Ingeniería Básica, de las Torres Despuntadoras).

Analizando en dichas tablas, resultados anteriores y posteriores a las Torres de Despunte, se observa para la planta Combinada 1 por ejemplo, incrementos de: 17.9 % a 22 % en volúmen en la producción de gasolina primaria; 14.6 a 17.5 % en la de diesel.

Por otra parte, hay disminuciones en los porcentajes de producción de turbosina y kerosina de 9.2 a 7.91 y de 7.5 a 5.13, respectivamente. Mientras que las producciones de gasóleos de vacío, prácticamente se mantienen.

Por lo que respecta a los resultados de la planta Combinada 2, hay ligeros incrementos en los porcentajes de producción de: gasolina de 15.48 a 16.69 y turbosina de 9.6 a 10.48. Por otra parte, disminuyen los porcentajes de producción de kerosina y diesel de 6.7 a 7.2 y de 14.81 a 11.85, respectivamente. Sin embargo, hay incremento en el porcentaje de producción de gasóleos de vacío de 24.09 a 27.7.

Por último, en las Tablas 11 y 12, se hace una comparación de cargas y producciones reales de cada planta vs. las de las simulaciones; determinándose el error de la simulación con respecto a los datos operativos para cada producto.

Los errores de los resultados de las simulaciones, son debidas principalmente a la presencia en el crudo de carga de moléculas polares, tales como el agua.

CAPITULO 3

INTEGRACION DE CALOR EN REDES DE INTERCAMBIO DE CALOR

El aumento creciente en los costos de las fuentes de energía durante los últimos años, ha motivado a los ingenieros de proceso a desarrollar nuevas estrategias para rediseñar plantas químicas y diseñar nuevos procesos.

Se ha hecho mucho énfasis en la integración de calor, teniendo como primer objetivo: reducir los costos de los servicios auxiliares para calentamiento y enfriamiento. Linnhoff y Flower (1978) popularizaron el método del intervalo de temperatura. Luego Linnhoff y Hindsmarsh (1983), dieron a conocer el concepto del punto pinch; asimismo Papoullas y Grossmann (1983) formalizaron un programa lineal para configurar una red de intercambio de calor constituida por la mínima cantidad de intercambiadores de calor, teniendo un mínimo de servicios auxiliares.

A continuación se hace una breve descripción de los conceptos principales de la integración de energía.

Representación de redes.

Como primer paso, se debe representar la red de intercambiadores de calor del proceso como una malla (ver Figura 13); en la cual:

- Las corrientes calientes (corrientes que requieren enfriarse), son trazadas en la parte superior, partiendo de izquierda a derecha.
- Las corrientes frías (corrientes que requieren calentarse), son trazadas en la parte inferior, partiendo de derecha a izquierda.
- Un intercambiador de calor se representa por una línea vertical uniendo dos círculos en las corrientes que intercambian calor. La carga del intercambiador de calor puede escribirse abajo del círculo inferior.
- Tanto calentadores (H) como enfriadores (C) pueden representarse de la manera descrita. En la malla, se indican también las temperaturas de las corrientes con el fin de permitir una rápida revisión de la temperatura de acercamiento final para cada unidad de intercambio de calor.
- Algunos otros datos, como calores específicos y cargas térmicas, son incluidos también.

Con el propósito de descubrir si aún podemos mejorar la red de intercambio de calor, sería de mucha utilidad el responder estas preguntas:

- ¿Qué tan alejada está la red actual de la "mejor"?

Para responder a esta pregunta, se necesita desarrollar un análisis o un procedimiento de objetivos para determinar los requerimientos de energía mínimos.

- ¿Cómo debemos diseñar la "mejor" red?

Para dar respuesta a lo anterior, se necesita una síntesis o procedimiento de diseño.

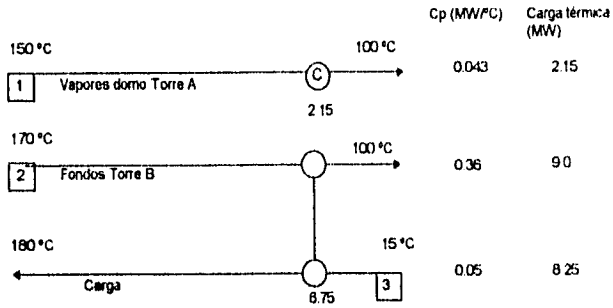


Figura 10.- Ejemplo de una representación en malla de una red de intercambio de calor.

Para definir la "mejor" red, debemos determinar la máxima recuperación posible de energía para dicha red. Para esto, se deben elaborar diagramas temperatura-entalpía de las corrientes frías y calientes; en los cuales, se trazan dos curvas: la curva compuesta fría y la curva compuesta caliente.

Se llaman curvas compuestas porque cada curva representa el contenido de energía de todas las corrientes. Así, para trazar la curva compuesta caliente (una simple curva representando el calor de todas las corrientes calientes), simplemente se suman las energías disponibles en cada uno de los intervalos de temperatura.

De manera similar, usando un procedimiento idéntico, se puede crear la curva compuesta fría, para todas las corrientes de proceso frías.

La Figura 11, ilustra éstos conceptos:

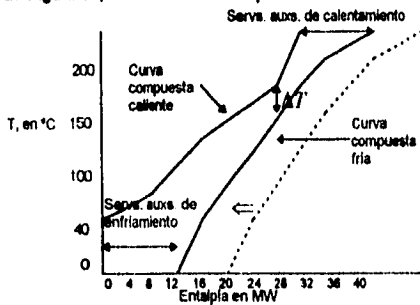


Figura 11.- Curvas compuestas caliente y frías

De esta Figura, se puede observar que para un valor dado de ΔT , se pueden calcular los requerimientos mínimos de servicios auxiliares de enfriamiento y calentamiento.

Además, si se disminuye el valor de ΔT , se reducen los requerimientos mínimos de servicios auxiliares de calentamiento y enfriamiento, pero se incrementa el área de transferencia de calor requerida por la red y en consecuencia el costo de capital.

En la misma Figura, existe un ΔT_{\min} que corresponde a los puntos más próximos de las dos curvas. Las temperaturas que corresponden a éste intervalo, se conocen como temperaturas del punto pinch (algunas veces se utiliza el valor promedio de las temperaturas caliente y fría del intervalo).

En éste intervalo de temperatura no hay transferencia o flujo de energía.

La temperatura de punto pinch, divide en dos el problema de diseño: la zona "arriba del pinch" y la zona "abajo del pinch". "Arriba del pinch", hay un déficit de energía por lo que solamente se suministra energía al diseño, mientras que "abajo del pinch", hay un excedente de energía, requiriéndose servicios auxiliares de enfriamiento.

La gran curva compuesta.

La gran curva compuesta, es una representación gráfica de la cascada de energía, en un diagrama temperatura-entalpía. Se parte de la condición de punto pinch, estableciendo que en el promedio de las temperaturas pinch caliente y fría, es cero el flujo de energía, lo cual determina el primer punto. Los demás puntos, son sólo la diferencia entre las curvas compuestas caliente y fría. Esta curva es particularmente útil para delinear el intercambio de calor en los estudios de integración de energía y potencia.

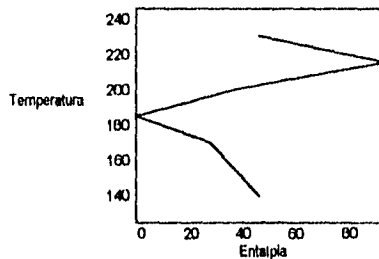


Figura 12.- Gran curva compuesta

3.1 Fines de la Integración de Calor.

El diseño de las redes de intercambio de calor, ofrece un gran potencial para ahorrar energía, aunque se caracterizan por un cierto grado de complejidad.

El reconocimiento del concepto del punto pinch y sus consecuencias junto con el objetivo de diseñar sistemas óptimos desde el punto de vista de costos que cumplan con máxima recuperación de energía y mínimo número de unidades, ha conducido a muchas técnicas exitosas de síntesis.

Todas éstas técnicas generan redes que son diseñadas para operar con valores fijos de flujos y temperaturas de suministro / objetivo. Sin embargo, en un medio ambiente industrial, son inevitables las variaciones de parámetros, debido a que éstas son dictadas por cambios en el entorno operativo y económico de un proceso. Por lo que las nuevas técnicas de síntesis, deben además, enfrentarse con el problema de la operabilidad, o sea la versatilidad de una red de adaptarse a cambios en los valores nominales de los parámetros y de mantener la factibilidad de ser tan eficientes como sea posible cuando éstos parámetros asuman cualquier valor dentro de un rango pre-establecido.

3.2 Procedimiento para diseñar redes de intercambio de calor.

La conservación de energía siempre ha sido importante en el diseño de procesos.. Sin embargo, la integración térmica es un enfoque diferente desarrollado durante las dos últimas décadas que toma en consideración la integración total de la energía del proceso.

Debido a que los conceptos de la tecnología pinch no eran conocidos hace algunas décadas, es posible con frecuencia, reducir de manera significativa los requerimientos de energía de los procesos existentes. A continuación, se describe un procedimiento general para el diseño de nuevas redes de intercambio de calor:

- 1.- Sólo debe añadirse calor a un proceso arriba de la temperatura pinch.
- 2.- Sólo se debe eliminar calor a un proceso abajo de la temperatura pinch.
- 3.- Un intercambiador de calor por encima de la temperatura pinch requiere que se cumpla que $F_H C_{pH} \leq F_C C_{pC}$ (donde F_H , C_{pH} , F_C y C_{pC} , representan flujo y capacidad calorífica de la corriente caliente e ídem de la corriente fría), mientras que lo opuesto sólo se cumple por debajo de la temperatura pinch.
- 4.-Para eliminar un intercambiador de calor de una red, se debe primeramente romper un ciclo que incluya que menor carga calorífica.
- 5.-Si se añade calor extra a un proceso, se debe eliminar esa misma cantidad de calor a un servicio auxiliar frío.
- 6.- Cuando se rompen ciclos que atraviesan el pinch con el fin de eliminar cambiadores de calor de una red, frecuentemente se viola la condición de ΔT_{min} .
- 7.- Si es posible, siempre se debe instalar máquinas de calor y potencia ya sea por encima o por debajo de la temperatura pinch.
- 8.- Si es posible, siempre se deben instalar bombas de calor que crucen el pinch.
- 9.- Si es posible, siempre se deben instalar columnas de destilación ya sea por encima o por debajo del pinch.

Este trabajo involucra un rediseño de las redes de intercambio de calor de cada planta Combinada en la región "arriba del punto de pinch", ya que este último se determinó en cada planta, después de dichas redes, antes de los calentadores de fuego directo.

Del procedimiento para diseño arriba descrito, sólo se aplican los puntos 1 y 3.

3.3 Beneficios.

El punto de partida de cualquier análisis de integración térmica, es el cálculo de los requerimientos mínimos de calentamiento y enfriamiento del sistema en consideración. El siguiente paso es tratar de cumplir dichos requerimientos aprovechando la energía disponible en las corrientes de proceso.

Los beneficios de efectuar la integración térmica, son los siguientes:

- ◆ No se requiere hacer inversiones cuantiosas para lograr el objetivo, tales como invertir en la compra de un calentador de fuego directo que proporcione al residuo de vacío la energía necesaria para incrementar su temperatura a 290 °C; sino sólo aprovechar mejor la energía disponible de las corrientes de proceso.
- ◆ Al efectuar las integraciones térmicas en cada planta Combinada para cumplir con el objetivo de este trabajo, se observa la conveniencia de enviar el residuo de vacío como carga a la planta Coquizadora después del primer intercambio de calor, lo cual implica la sustitución de la misma corriente (residuo de vacío) en su segundo Intercambio de calor en los respectivos trenes de precalentamiento de cada planta Combinada; por otras corrientes calientes. Así pues, planta Combinada 1, la energía que se requiere para elevar la temperatura del crudo en 103-EX1 y 104-EX1(segundo intercambio de calor del residuo de vacío), de 52.96 °C a 118.6 °C es:

Energía requerida en Combinada 1 = Entalpia del crudo a 118.6 °C - Entalpia del crudo a 52.96 °C

Substituyendo valores de entalpia obtenidos de la simulación:

Energía req. en Combinada 1 = 1.37491E+07 BTU/h - (- 3.26971E+07 BTU/h)

$$= 46'446,200 \text{ BTU/h}$$

De igual manera, para la planta Combinada 2, en el bloque de intercambiadores de calor AEA-13 y E-3CD correspondiente al segundo intercambio de calor del residuo de vacío, se necesita incrementar la temperatura del crudo de 100.45 a 126.25 °C, por lo que:

Energía req. en planta Combinada 2 = Entalpia del crudo a 100.45 °C - Entalpia del crudo a 126 25 °C

Energía req. en planta Combinada 2 = 6.5264E+07 - 1.73902

$$= 47'873,600 \text{ BTU/h}$$

Por lo que la energía total requerida es: $46'446,200 + 47'873,800 = 94'320,000$ BTU/h
 Considerando un calentador de fuego directo tipo caja, con tubos horizontales, de acero al carbón, se tendrían los siguientes costos :

Costo directos.

Costo de adquisición aprox = 1'400,000 dólares

Costo de instalación (aprox. 40 % de costo de adquisición) = 560,000 dólares

Costos indirectos.

Ingeniería y supervisión = 140,000 dólares

Contingencias = 168,000 dólares

Costo total = 2'268,000 dólares

Además, se requeriría consumir diariamente, el combustible necesario para generar los 94.3 MM BTU/h, lo cual estaría determinado por:

Cantidad de combustible = $\frac{\text{Carga de calor del Horno}}{\text{Cap. calorif. combustible}}$

Si se empleara gas combustible, el costo del mismo sería: 5,732.54 dólares/día

Si fuera combustóleo pesado el combustible utilizado, su costo sería: 4,071.15 dólares/día

Suponiendo que los quemadores del calentador operaran con 50 % gas y 50 % combustóleo (como generalmente operan en la refinería) :

Costo diario del combustible = 4,901.84 dólares.

Lo anterior, se resume en la siguiente:

Tabla de costos de construcción y operación de un calentador de fuego directo de 94.32 MM BTU/h, de carga de calor.

<i>Costos directos (D) e indirectos (I)</i>	<i>Dólares</i>
Adquisición (D)	1'400,000
Instalación (D)	560,000
Ingeniería y Supervisión (I)	140,000
Contingencias (I)	168,000
Total de construcción	2'268,000
Costo diario de consumo de combustible	4,901.84

- ◆ Se tienen ahorros en los consumos de agua de enfriamiento y energía eléctrica, al evitarse el uso de enfriadores y soloaires, para enfriar las corrientes de GOLV y GOPV.
- ◆ Al disminuir su uso, se reducen también los costos por mantenimiento correctivo en dichos equipos

- ◆ Se contribuye a proteger el ecosistema, al reducir las disipaciones de energía al medio ambiente, como es el caso del aire caliente de los soloaires y de los gases de combustión de los calentadores de fuego directo, al disminuir sus consumos de combustible.

- ◆ Prácticamente dejarán de emplearse las "cajas de agua", que actualmente se utilizan parcialmente en cada planta; para el enfriamiento del residuo de vacío. Lo cual también disminuirá los consumos de agua de las Combinadas.

CAPITULO 4

PROPUESTAS DE MEJORA

Todas las propuestas de mejora están basadas en integraciones térmicas de las redes de intercambio de calor de ambas plantas Combinadas.

Con el propósito de simplificar dichas redes, se representan generalmente en las Figuras correspondientes; varios intercambiadores de calor en un bloque, considerando que la corriente caliente es la misma para ese bloque.

Así, para la red de intercambio de calor de la planta Combinada 1:

Bloque	Representa los intercambiadores de calor
101EX102EX	101-EX y 102-EX
103EX1104EX1	103-EX1 y 104-EX1
103EX2104EX2	104-EX2 y 104-EX2
106EX106EX	105-EX y 106-EX
107EX108EX	107-EX y 108-EX
109EX110EX	109-EX y 110-EX
111EX12112EX12	111-EX1, 111-EX2, 112-EX1 y 112-EX2
111EX34112EX34	111-EX3, 111-EX4, 112-EX3 y 112-EX4
111EX5112EX5	111-EX5 y 112-EX5

Y para la red de Intercambio de calor de la planta Combinada 2:

Bloque	Representa los intercambiadores de calor
E-45A/D	E-45A, E-45B, E-45C y E-45D
AEA13A	AEA-13A
AEA-13BE2CD	AEA-13B, E-2C y E-2D
AEA-13E3CD	AEA-13, E-3C y E-3D
E-4A/B	E-4A y E-4B
E-6A/B7B11B	E-6A, E-6B, E-7B y E-11B
E-5A/B	E-5A y E-5B
E-11A7A	E-11A y E-7A
E-8A/CE-13CF	E-8A, E-8C y E-13CF
E-10BD	E-10B y E-10D

4.1 Propuestas de alternativas de operación para planta Combinada 1.

1a. Alternativa:

Enviar el residuo de vacío a la salida de los intercambiadores de calor 111EX-3/4 y 112EX-3/4 como carga a la planta Coquizadora a la temperatura de 282.2 °C y substituir el residuo de vacío en 103EX1 y 104EX1 por GOPV (gasóleo pesado de vacío).

Al final de este capítulo, se ilustra esta alternativa en la Figura 13, "Tren de Intercambio de Calor de planta Combinada 1, 1a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora". En la misma se indican las temperaturas resultantes de la integración térmica. También se incluye la Tabla 1, "Resumen de resultados de la integración térmica para la primera alternativa de la planta Combinada 1 (GOPV en 103 EX1 / 104 EX1)".

La temperatura que se obtiene a la entrada de desaladoras es de 122.7 °C, contra 123.88 °C que es la temperatura de diseño.

Después del intercambio de calor, el crudo sale con 217 °C hacia las Torres Despuntadoras, las cuales de acuerdo a diseño requieren 213.7 °C.

2a. Alternativa:

Enviar el residuo de vacío a la salida de los intercambiadores de calor 111EX-3/4 y 112EX-3/4 como carga a la planta Coquizadora a la temperatura de 282.2°C y substituir el residuo de vacío en 103EX1 por GOLV (gasóleo ligero de vacío) y en 104EX1 por GOPV (gasóleo pesado de vacío).

En la Figura 14, al final de este capítulo, se muestra esta alternativa; también se incluye la Tabla 2, "Resumen de resultados de la integración térmica para la segunda alternativa de la planta Combinada 1 (GOLV en 103 EX1 y GOPV en 104 EX1)".

Con ésta alternativa, se obtiene una temperatura de entrada a desaladoras de 136.7 °C, mayor a la temperatura de diseño y una temperatura de 228.6 °C a la entrada de las Torres Despuntadoras; superior en 15 °C a la de diseño.

4.2 Propuestas de alternativas de operación para planta Combinada 2.

1a. Alternativa:

Esta alternativa tiene como premisa, hacer los arreglos necesarios para extraer GOP (gasóleo pesado primario) de la Torre Fraccionadora C-1.

Se enviaría el residuo de vacío a la salida de los intercambiadores de calor E-10BD como carga a la planta Coquizadora a la temperatura de 289.9 °C y se substituiría el residuo de vacío en AEA-13E3C/D por GOP.

La Figura 15, "Tren de Intercambio de Calor de planta Combinada 2, 1a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora" y la Tabla 3, "Resumen de resultados de la integración térmica para la primera alternativa de la planta Combinada 2 (extracción de GOP en torre fraccionadora y empleo de GOP en AEA13/ E-3CD) al final de este capítulo; presentan esta alternativa.

Se obtienen 125.37 °C en la entrada de crudo a desaladoras, temperatura muy próxima al diseño. La temperatura del crudo a la Torre Despuntadora sería 202.46 °C, comparado contra 197.85 °C de diseño. El crudo después del intercambio de calor alcanzaría 239.29 °C comparado contra 252.4 °C de diseño.

2a. Alternativa:

Esta alternativa también presupone la extracción de GOP de la Torre Fraccionadora C-1.

Se enviaría el residuo de vacío a la salida de los intercambiadores de calor E-10BD como carga a la planta Coquizadora a la temperatura de 300 °C y se substituiría el residuo de vacío en: AEA-13 con GOP (gasóleo pesado primario); y en E-3C y E-3D con GOPV.

Esta alternativa implica hacer las modificaciones requeridas para que AEA-13 opere en paralelo con E-3C y E-3D.

La representación esquemática de ésta alternativa se presenta en la Figura 16, "Tren de Intercambio de Calor planta Combinada 2, 2a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora ", a la vez que la Tabla 4, "Resumen de resultados de la integración térmica para la segunda alternativa de la planta Combinada 2 (extracción de GOP en torre fraccionadora y empleo de GOP en AEA13 y de GOPV en E-3CD)", ambas al final de este capítulo.

Con esta alternativa se obtendría una temperatura de 204.7 °C a la entrada a la Torre Despuntadora y una temperatura de 254.8 °C, en la entrada de crudo a los calentadores de fuego directo.

3a. Alternativa:

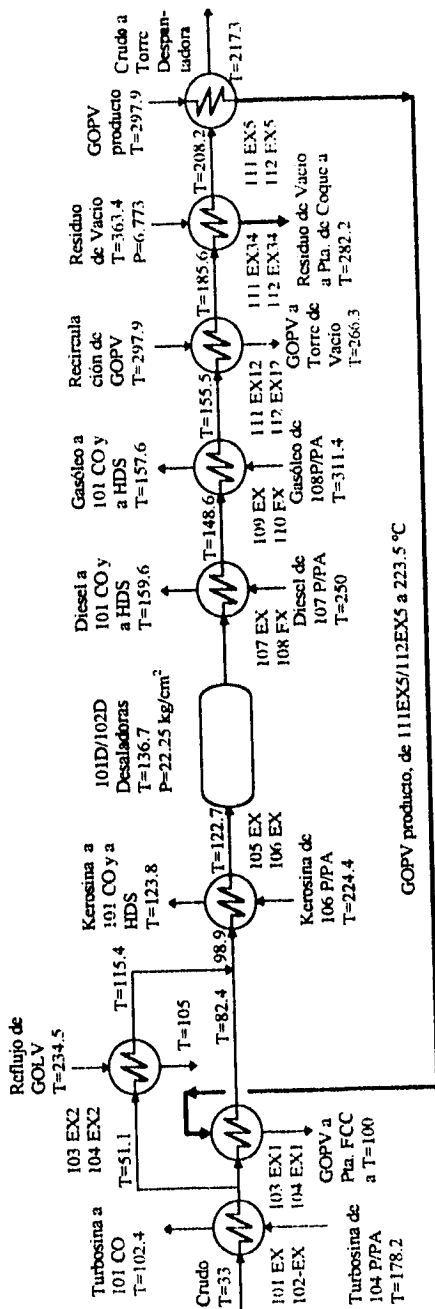
Enviar el residuo de vacío a la salida de los intercambiadores de calor E-10BD como carga a la planta Coquizadora a la temperatura de 291.9 °C y substituir el residuo de vacío en: AEA-13 con la corriente de GOLV (gasóleo ligero de vacío), la cual en el esquema actual no intercambia calor; y en E-3C y E-3D con la corriente de GOPV.

Lo anterior, permitiría obtener 131.3 °C, en la entrada de crudo a desaladoras, 211.8 °C en la entrada a la Torre Despuntadora y 262.6 °C en la entrada a calentadores F-1A y F-1B.

La Figura 17, "Tren de Intercambio de Calor planta Combinada 2, 3a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora" y la Tabla 5, "Resumen de resultados de la integración térmica para la tercera alternativa de la planta Combinada 2 (empleando como corrientes calientes: GOLV en AEA-13 y GOPV en E-3C/D) al final del capítulo; muestran los resultados de esta alternativa.

FIGURA 13.-TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE PLANTA COMBINADA 1

1a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora



TEMPERATURAS EN °C

TABLA 1.- RESUMEN DE RESULTADOS DE LA INTEGRACION TERMICA PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE LA PLANTA COMBINADA 1 (GOPV EN 103 EX1/ 104 EX1).

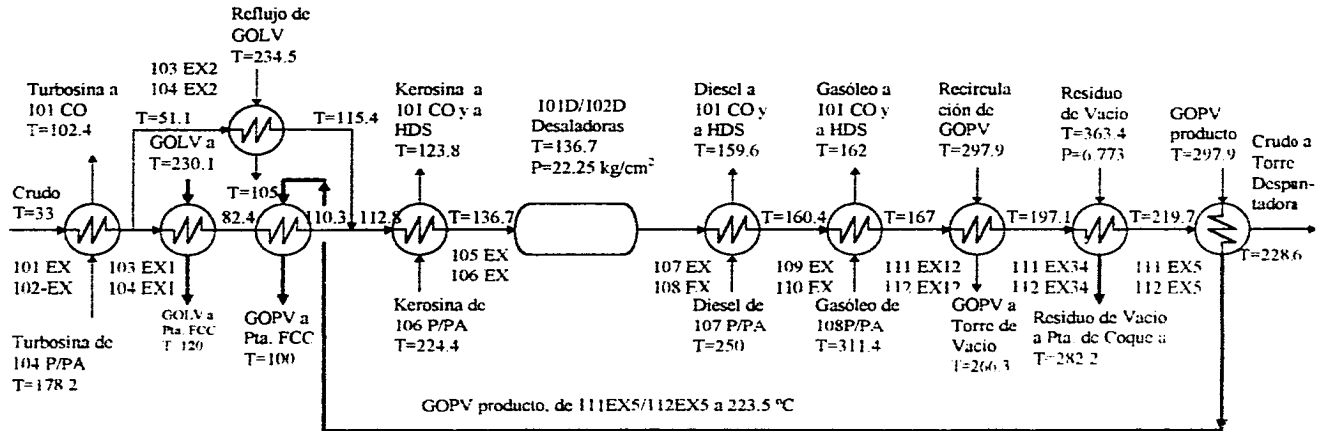
INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO EN LB/H	FLUIDO FRIO TEMP. ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	FLUJO EN LB/H	FLUIDO CALIENTE TEMP ENT. °F	TEMP. SAL EN °F	CARGA CALORIFICA EN BTU/H
		CRUDO			TURBOSINA		
101 EX/ 102 EX	1.55845E+06	91.46	123.98	325843.66	352.76	216.32	2.57272E+07
		CRUDO			GOPV		
103 EX1/ 104 EX1	779227.37	123.98	180.32	173652.65	434.3	212	2.21837E+07
		CRUDO			REF. GOLV		
103 EX2/ 104 EX2	779227.37	123.98	239.72	333620.7	454.1	221	4.555E+07
		CRUDO			KEROSINA		
105 EX/ 106 EX	1.55845E+06	210.02	252.86	307069.5	435.92	254.84	3.3810E+07
		CRUDO			DIESEL		
107 EX/ 108 EX	1.5604E+06	252.86	299.48	379175.9	482	319.28	3.8959E+07
		CRUDO			GOP ATM.		
109 EX/ 110 EX	1.5604E+06	299.48	311.9	63782.43	592.52	315.68	1.1521E+07
		CRUDO			REC. GOPV		
111EX12/112EX12	1.5604E+06	311.9	366	985471.97	686.12	539.96	5.0593E+07
		CRUDO			RESIDUO VAC.		
111EX34/112EX34	1.5604E+06	366	406.76	504232.25	568.22	511.34	3.8028E+07
		CRUDO			GOPV PROD.		
111 EX5/ 112EX5	1.5604E+06	406.76	423.14	173652.65	568.22	434.3	1.5357E+07

CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO

ATMOSFERICOS: 101 H Y 102 H	TEMP. ENT. °F= 411.618	TEMP. SAL. °F= 660.2	CARGA CALORIF = 2.894E+08 BTU/H
VACIO: 150 H	TEMP. ENT. °F = 637.84	TEMP. SAL. °F= 737.6	CARGA CALORIF = 1.111E+08 BTU/H

FIGURA 14.- TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE PLANTA COMBINADA 1

2a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora



TEMPERATURAS EN °C

TABLA 2.- RESUMEN DE RESULTADOS DE LA INTEGRACION TERMICA PARA LA SEGUNDA ALTERNATIVA DE LA PLANTA COMBINADA 1 (GOLV EN 103 EX1 Y GOPV EN 104 EX1).

INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO EN LB/H	FLUIDO FRIO TEMP. ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	FLUJO EN LB/H	FLUIDO CALIENTE TEMP. ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	CARGA CALORIF. EN BTU/H
		CRUDO			TURBOSINA		
101 EX/ 102 EX	1.55845E+06	91.4	123.98	326686.23	352.76	216.3	2.5727E+07
		CRUDO			GOLV		
103 EX1	779227.37	123.98	180.32	168809.56	446.18	248	1.9778E+07
		CRUDO			GOPV		
104 EX1	779227.37	180.32	230.54	173587.08	434.3	212	2.11869E+07
		CRUDO			REF. GOLV		
103 EX2/ 104 EX2	779227.37	123.98	239.72	333073.2	455	221	4.555E+07
		CRUDO			KEROSINA		
105 EX/ 106 EX	1.55845E+06	235.04	278.06	307957.23	435.92	254.84	3.381E+07
		CRUDO			DIESEL		
107 EX/ 108 EX	1.5604E+06	278.06	320.72	380273.17	482	319.28	3.89589E+07
		CRUDO			GOP ATM.		
109 EX/ 110 EX	1.5604E+06	320.72	325.62	64031.18	592.52	323.6	1.119527E+07
		CRUDO			REC. GOPV		
111EX12/112EX12	1.5604E+06	325.62	386.78	985099.95	568.22	511.36	3.8028E+07
		CRUDO			RESIDUO VAC.		
111EX34/112EX34	1.5604E+06	367.386	427.46	505609.44	686.12	540	5.0595E+07
		CRUDO			GOPV PROD.		
111 EX5/ 112EX5	1.5604E+06	443.48	435.83	173587.08	568.22	434.3	1.53567E+07

CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO

ATMOSFERICOS: 101 H Y 102 H	TEMP. ENT. °F= 417.25	TEMP. SAL. °F= 660.2	CARGA CALORIF.= 2.8079E+08 BTU/H
VACIO: 150 H	TEMP. ENT. °F = 638.7	TEMP. SAL. °F= 737.6	CARGA CALORIF.=1.07963E+08 BTU/H

FIGURA 15.-TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR DE PLANTA COMBINADA 2

1a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.

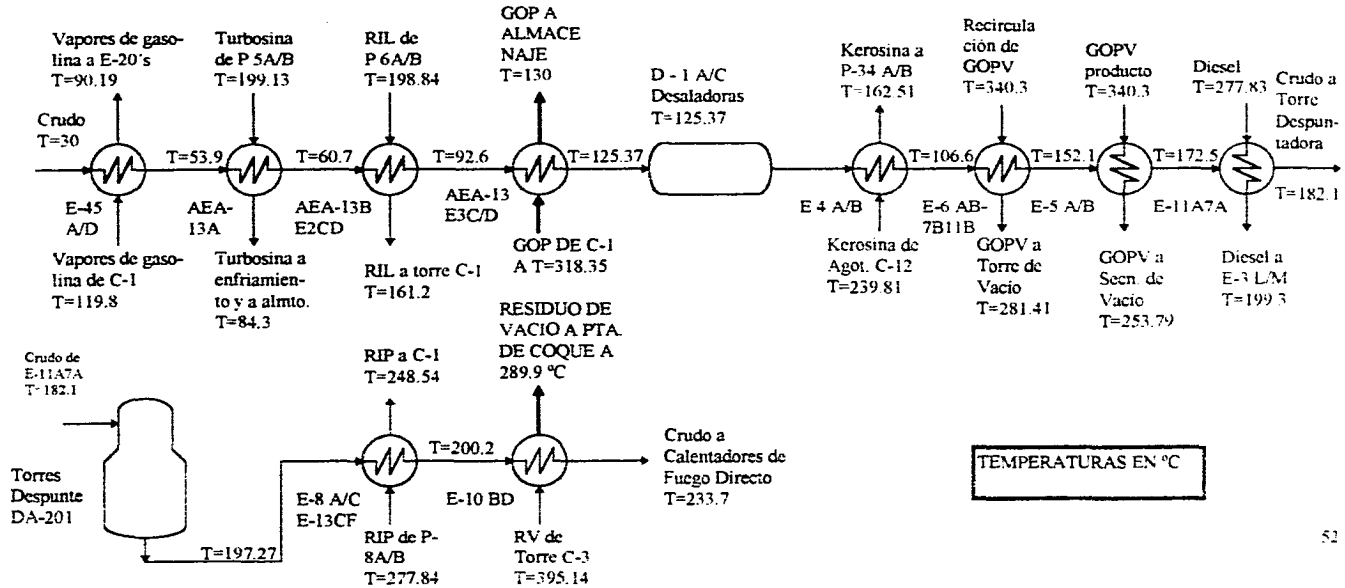


TABLA 3.- RESUMEN DE RESULTADOS DE LA INTEGRACION TERMICA PARA LA PRIMERA ALTERNATIVA DE LA PLANTA COMBINADA 2 (EXTRACCION DE GOP EN TORRE FRACCIONADORA Y EMPLEO DE GOP EN AEA13/ E-3CD).

INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO EN LB/H	FLUIDO FRIO TEMP. ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	FLUJO EN LB/H	FLUIDO CALIENTE TEMP ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	CARGA CALORIFICA EN BTU/H
		CRUDO			VAP. GASOLINA		
E-45 A/D	1.93406E+06	86	129.02	568973.4	247.64	194.36	3.552E+07
		CRUDO			TURBOSINA		
AEA13A	1.93406E+06	129.02	141.26	179358.18	390.38	183.74	1.0144E+07
		CRUDO			RIL		
AEA13B/E2CD	1.93406E+06	141.26	198.68	1.31734E+06	389.84	322.16	4.75313E+07
		CRUDO			GOP		
AEA13/E3CD	1.93406E+06	198.68	213.44	102909.147	615.12	266	1.21573E+07
		CRUDO			KEROSINA		
E-4A/B	1.93544E+06	213.44	223.88	119882.37	463.64	324.5	0.863616E+07
		CRUDO			RECIRC. GOPV		
E6A11B7B	1.93544E+06	223.88	305.78	1.17041E+06	644.54	538.52	7.5306E+07
		CRUDO			GOPV		
E-5A/B	1.93544E+06	305.78	342.5	375563.32	644.54	488.84	3.61688E+07
		CRUDO			DIESEL		
E-11A7A	1.93544E+06	342.5	359.78	209751.74	532.04	390.74	1.69549E+07
		CRUDO			RIP		
E-8AC/E-13CF	1.85061E+06	359.78	392.36	1.02817E+06	532.04	479.3	3.21458E+07
		CRUDO			RESIDUO VAC.		
E-10B/D	1.85061E+06	392.36	452.66	569198.509	743.18	553.8	5.92349E+07

CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO

A: MOSFERICOS: F-1A Y F-1B	TEMP. ENT. °F= 414.33	TEMP. SAL. °F= 648.5	CARGA CALORIF = 3.48759E+08 BTU/H
VACIO: F-2A Y F-2B	TEMP. ENT. °F = 631.23	TEMP. SAL. °F= 734	CARGA CALORIF. = 1.27506E+08 BTU/H

FIGURA 16.-TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR PLANTA COMBINADA 2

2a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.

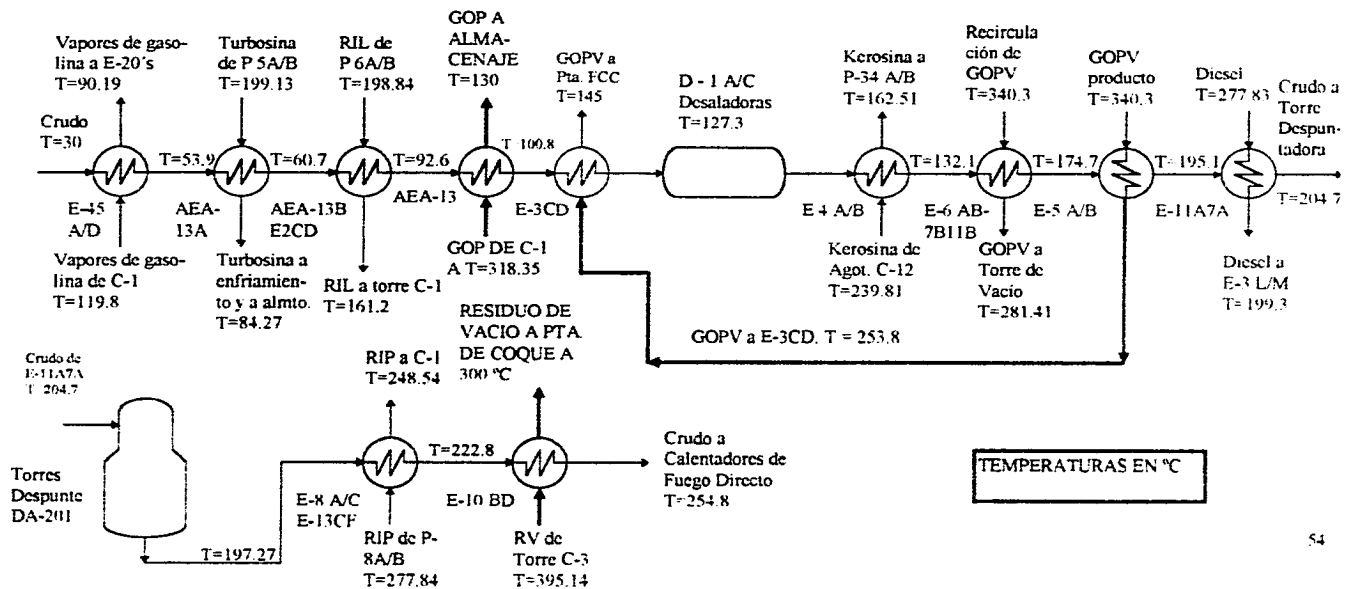


TABLA 4.- RESUMEN DE RESULTADOS DE LA INTEGRACION TERMICA PARA LA TERCERA ALTERNATIVA DE LA PLANTA COMBINADA 2 (EXTRACCION DE GOP DE TORRE C-1; EMPLEO DE GOP EN AEA13 Y GOPV EN E-3CD)

INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO EN LB/H	FLUIDO FRIO TEMP. ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	FLUJO EN LB/H	FLUIDO CALIENTE TEMP ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	CARGA CALORIFICA EN BTU/H
		CRUDO			VAP. GASOLINA		
E-45 A/D	1.93406E+06	86	129.02	568973.4	247.64	194.36	3.552E+07
		CRUDO			TURBOSINA		
AEA13A	1.93406E+06	129.02	141.26	179358.18	390.38	183.74	1.0144E+07
		CRUDO			RIL		
AEA13B/E2CD	1.93406E+06	141.26	198.68	1.31734E+06	389.84	322.16	4.75313E+07
		CRUDO			GOP		
AEA13	1.93406E+06	198.68	213.44	102909.147	605.12	266	1.21573E+07
		CRUDO			GOPV		
E-3CD	1.93406E+06	213.44	261.14	375563.32	488.84	293	3.99806E+07
		CRUDO			KEROSINA		
E-4A/B	1.93544E+06	261.14	269.78	119882.37	463.64	324.5	0.86361E+07
		CRUDO			RECIRC. GOPV		
E6A11B7B	1.93544E+06	269.78	346.46	1.17041E+06	644.54	538.52	7.5316E+07
		CRUDO			GOPV		
E-5A/B	1.93544E+06	346.46	383.18	375563.32	644.54	488.84	3.61688E+07
		CRUDO			DIESEL		
E-11A7A	1.93544E+06	383.18	400.46	209751.74	532	390.74	1.69549E+07
		CRUDO			RIP		
E-8AC/E-13CF	1.85061E+06	400.46	433.04	1.02817E+06	532	479.3	3.21458E+07
		CRUDO			RESIDUO VAC.		
E-10B/D	1.85061E+06	433.04	490.64	569198.509	743.18	572	5.35501E+07

CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO

ATMOSFERICOS: F-1A Y F-1B	TEMP. ENT. °F= 490.64	TEMP. SAL. °F= 648.5	CARGA CALORIF. = 3.22913E+08 BTU/H
VACIO: F-2A Y F-2B	TEMP. ENT. °F = 631.23	TEMP. SAL. °F= 734	CARGA CALORIF = 1.27506E+08 BTU/H

FIGURA 17.-TREN DE INTERCAMBIO DE CALOR PLANTA COMBINADA 2

3a. alternativa para dar carga a la planta Coquizadora.

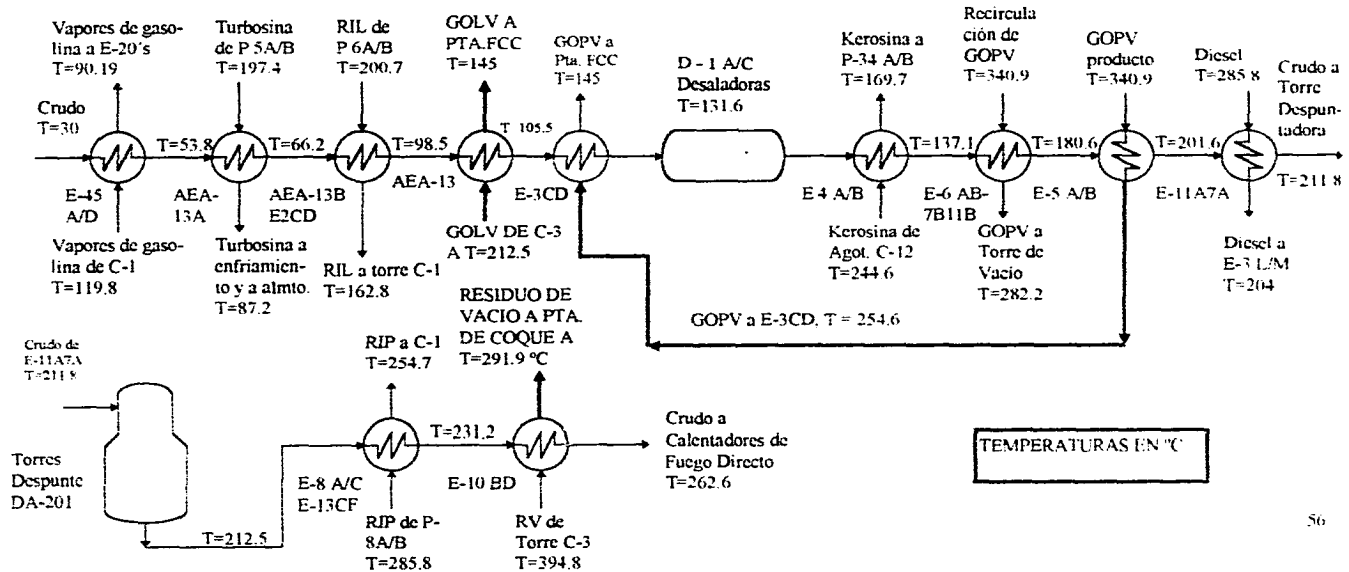


TABLA 5.- RESUMEN DE RESULTADOS DE LA INTEGRACION TERMICA PARA LA TERCERA ALTERNATIVA DE LA PLANTA COMBINADA 2 (EMPLEANDO COMO CORRIENTES CALIENTES: GOLV EN AEA-13 Y GOPV EN E-3C/D).

INTERCAMBIADOR DE CALOR	FLUJO EN LB/H	FLUIDO FRIO TEMP. ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	FLUJO EN LB/H	FLUIDO CALIENTE TEMP ENT. °F	TEMP. SAL. EN °F	CARGA CALORIFICA EN BTU/H
E-45 A/D	1.93406E+06	CRUDO 86	128.84	568973.4	VAP. GASOLINA 247.64	194.36	4.129E+07
AEA13A	1.93406E+06	CRUDO 128.94	151.16	179358.18	TURBOSINA 387.32	188.96	2.1372E+07
AEA13B/E2CD	1.93406E+06	CRUDO 151.16	209.3	1.31734E+06	RIL 393.26	325.04	5.5988E+07
AEA13	1.93406E+06	CRUDO 209.3	221.9	157781.66	GOLV 414.5	284	1.2117E+07
E-3CD	1.93406E+06	CRUDO 221.9	268.34	375563.32	GOPV 490.28	293	4.6815E+07
E-4A/B	1.93544E+06	CRUDO 268.34	278.78	119882.37	KEROSINA 472.28	337.46	1.0901E+07
E6A11B7B	1.93544E+06	CRUDO 278.78	357.08	1.17041E+06	RECIRC. GOPV 645.62	539.96	8.7366E+07
E-5A/B	1.93544E+06	CRUDO 357.08	394.88	375563.32	GOPV 645.62	490.28	4.1982E+07
E-11A7A	1.93544E+06	CRUDO 394.88	414.5	209751.74	DIESEL 546.44	399.2	2.2017E+07
E-8AC/E-13CF	1.85061E+06	CRUDO 414.5	448.16	1.02817E+06	RIP 546.44	490.46	4.0221E+07
E-10B/D	1.85061E+06	CRUDO 448.16	504.68	569198.509	RESIDUO VAC. 742.64	557.42	6.7615E+07

CALENTADORES DE FUEGO DIRECTO

ATMOSFERICOS: F-1A Y F-1B	TEMP. ENT. °F= 504.68	TEMP. SAL. °F= 648.5	CARGA CALORIF.= 3.09915E+08 BTU/H
VACIO: F-2A Y F-2B	TEMP. ENT. °F = 631.23	TEMP. SAL. °F= 734	CARGA CALORIF.=1.27506E+08 BTU/H

CAPITULO 5

ANÁLISIS DE RESULTADOS

Todas las alternativas propuestas permiten obtener en mayor o menor grado el objetivo de la tesis: proporcionar a la planta Coquizadora el residuo de vacío de las plantas Combinadas 1 y 2, a la temperatura requerida, aprovechando la energía disponible de las corrientes de proceso de ambas Combinadas.

1a. alternativa para Combinada 1 (GOPV producto en 103EX1 y 104EX1):

La temperatura que se obtiene a la entrada a desaladoras es de 122.7 °C, contra 123.88 °C que es la temperatura de diseño.

Después del intercambio de calor, el crudo sale con 217 °C hacia las Torres Despuntadoras, las cuales de acuerdo a diseño requieren 213.7 °C.

Se aprovecharía la energía de la corriente de GOPV producto, a la salida de los cambiadores de calor 111-EX5 y 112-EX5 para suplir el residuo de vacío en 103-EX1 y 104-EX1; a la salida de los cuales se enviaría a 100 °C a planta Catalítica, como carga "caliente".

Se puede concluir que ésta alternativa se apega a las condiciones de diseño futuras de la planta.

Determinación del costo aproximado (1).

Tubería

Soldable, acero al carbón, cédula 40.

Diámetro de tubería:

Para el GOPV la velocidad (v) recomendada es de 5 a 8 ft/s.

$$Q = 12,702 \text{ B.P.D.} = 0.825524 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$\text{Para } v = 6.5 \text{ ft/s; } A (\text{área}) = 0.127 \text{ ft}^2$$

$$\text{Conociendo } A, \text{ se obtiene: } D = 0.4 \text{ ft} = 4.8 \text{ in} \Rightarrow 4 \text{ in}$$

Costos de Tubería.

Longitud aproximada: 400 m = 1,312 ft

(1) La determinación de los costos de todas las alternativas, se efectúa en dólares norteamericanos, debido a que la mayoría de las adquisiciones de equipo para PEMEX, son en dicha moneda; además de la fuerte dependencia del peso mexicano, en relación a la citada divisa.

	Dólares
Costos de adquisición = (4.5 dólares/ft lin.)(1312 ft) =	5,904
Costos de instalación = (0.13)(5904)=	767.5
Codos de 45 y 90 ° = (90)(8)=	720
Válvulas de compuerta=(200)(3) =	600
Válvulas check = (160)(1) =	160
Aislamiento = (4.8 dóls./ft lin.)(1312 ft)=	6,297

Total de costos estimados de tubería = 14,446.5 dólares

Equipo de Bombeo.

Capacidad requerida = 12,702 B.P.D. = 370.54 GPM

Presión de descarga mínima = 130 psig

Debido a que las 152P y 152PA, bombas principal y de relevo actuales para el GOPV producto, están diseñadas para 575 GPM y presión de 175 psig; no se requiere de equipo adicional de bombeo.

Equipo de intercambio de calor.

Se utiliza el área de transferencia de diseño de los intercambiadores de calor 103EX1 y 104EX1 en las simulaciones, siendo suficiente; por lo cual no se requiere área adicional o nuevos intercambiadores de calor.

Costo total estimado de la 1a. alternativa: 14,448.5 dólares

Beneficios.

Valor de la energía ahorrada en dólares por año.

Se determina considerando: la carga calorífica del bloque de intercambiadores de calor donde se sustituye el residuo de vacío como corriente caliente, la cantidad de combustible que se requeriría para obtener esa energía en un horno y el costo del combustible.

$$\text{Energía ahorrada} = \frac{(\text{Carga calorífica de 103EX1 y 104EX1}) \cdot (\text{Costo combustible})}{(\text{Capacidad calorífica del combustible})}$$

Energía ahorrada = 420,807 dólares/año

Ahorro anual.

Se determina en base a la siguiente fórmula:

Ahorro anual = Valor Energía Ahorrada - (% Cargos Fijos)(Costo Total Inicial) - Costos Operación

Los cargos fijos son los atribuibles a depreciación, aseguramiento, etc. Se considera 20 % para todas las alternativas.

Los costos de operación se consideran de un 3% con relación al costo total inicial. Por lo que:
costos de operación = 433.45 dólares.

Sustituyendo valores :

Ahorro anual = 420,807 - (0.2)(14,448.5) - 433.45 = 417,483 dólares

2a. alternativa para Combinada 1 (GOLV en 103 EX1 y GOPV en 104EX1):

Se requeriría modificar los cambiadores de calor 103-EX1 y 104-EX1 que actualmente operan en serie, para que el primero operara con GOPV producto y el segundo con GOLV como corrientes calientes; aprovechando en éste caso la energía de la corriente de GOLV (a la salida de la Torre de Vacío 150-CO), que actualmente no interviene en la red de intercambio de calor.

Esta alternativa permite obtener una temperatura de entrada a desaladoras de 136.7 °C, mayor a la temperatura de diseño y una temperatura de 228.6 °C a la entrada de las Torres Despuntadoras; superior en 15 °C a la de diseño. Los gasóleos ligero y pesado de vacío se enviarían como carga "caliente" a planta Catalítica a 120 y 105 °C, respectivamente.

Una temperatura superior a la de diseño, no afecta la operación de las desaladoras; en cambio una temperatura de 228.6 °C a las Torres Despuntadoras, implicaría mayor separación por los domos de los cortes ligeros del crudo; mayores requerimientos de reflujo para enfriar los domos. Sin embargo, también permitiría que los calentadores atmosféricos operaran más desahogados, con menor consumo de combustible y que la Torre Fraccionadora operara a menor presión.

Determinación del costo aproximado.

Se considera emplear los totales de producción de GOLV y GOPV en el intercambio de calor.

Tubería

Soldable, acero al carbón, cédula 40.

Diámetro de tubería para el GOLV:

La velocidad (v) recomendada es también de 5 a 8 ft/s.

$Q = 12705 \text{ B.P.D.} = 0.825719 \text{ ft}^3/\text{s}$

Para $v = 6.5 \text{ ft/s}$; $A = 0.127 \text{ ft}^2$

Por lo que: $D = 0.4 \text{ ft} = 4.8 \text{ in} \Rightarrow 4 \text{ in}$

Costos de Tubería.

Longitud aproximada: 400 m = 1312 ft

	Dólares
Costos de adquisición = (4.5 dólares/ft lin.)(1312 ft) =	5,904
Costos de instalación = (0.13)(5904)=	767.5
Codos de 45 y 90 ° = (90)(8)=	720
Válvulas de compuerta= (200)(3) =	600
Válvulas check = (180)(1) =	180
Aislamiento = (4.8 dóls./ft lin.)(1312 ft)=	6,297

Costos estimados de tubería para el GOLV = 14,448.5 dólares

Costos totales de tubería para el GOLV y el GOPV = 28,897 dólares

Equipo de Bombeo.

Capacidad requerida para el GOLV= 12,705 B.P.D. (producto) + 25,058 B. P. D. (reflujo a Torre de Vacío)= 37,763 B.P.D. = 1,101.6 GPM

Presión de descarga mínima = 145 psig

Debido a que las 150P y 150PA, bombas principal y de relevo actuales para el GOLV producto, están diseñadas para 1,205 GPM (operación normal) y 1,460 GPM (máxima) y presión de 175 psig; las bombas actuales son adecuadas.

Para el GOPV, como ya se había establecido en la alternativa anterior, tampoco se requiere nuevo equipo de bombeo.

Equipo de Intercambio de calor.

Se utiliza el área de transferencia de diseño de los Intercambiadores de calor 103EX1 y 104EX1 en las simulaciones, siendo suficiente; por lo cual no se requiere área adicional o nuevos Intercambiadores de calor.

Costo total aproximado de la 2a. alternativa: 28,897 dólares

Beneficios.

Valor de la energía ahorrada en dólares por año.

Siguiendo el mismo criterio considerado en la 1a. alternativa:

$$\text{Energía ahorrada} = \frac{\text{Carga calorífica de 103EX1 y 104EX1} \times (\text{Costo combustible})}{(\text{Capacidad calorífica del combustible})}$$

Energía ahorrada = 777,071 dólares/año

Ahorro anual.

$$\text{Ahorro anual} = 777,071 - (0.2)(26.897) - 866.91 = 770,424.69$$

Ahorro anual = 770,424.69 dólares

1a. alternativa para Combinada 2 (extracción de GOP de Torre C-1 y GOP en AEA13/E3CD):

Parte de la premisa de extraer un nuevo corte de gasóleo pesado primario de la Torre Fraccionadora. Se aprovecharía la energía de la nueva corriente para sustituir la corriente de residuo de vacío en los cambiadores de calor AEA-13 y E-3C/D; obteniendo 125.37 °C en la entrada de crudo a desaladoras, temperatura muy próxima al diseño.

La temperatura del crudo a la Torre Despuntadora sería 182.1 °C, comparado contra 197.85 °C de diseño. Esto implicaría una menor destilación de los componentes ligeros del crudo en la torre despuntadora, lo cual a su vez originaría un aumento en la presión de operación de la torre C-1, disminuyendo su eficiencia.

El crudo después del intercambio de calor alcanzaría 233.7 °C comparado contra 252.4 °C de diseño.

Determinación del costo aproximado.

Costos de modificación de internos en torre fraccionadora (empacar torre C-1 en zona de extracción de gasóleos) = 5'580,000 dólares.

Tubería

Soldable, acero al carbón, cédula 40.

Determinación del diámetro para el GOP:

Velocidad (v) recomendada : 5 ft/s.

$Q = 5,175 \text{ B.P.D. (considerando } 4,500 \text{ B.P.D. + 15 \% de sobrediseño)} = 0.3383 \text{ ft}^3/\text{s}$

$A = 6.726E-02 \text{ ft}^2$

$D = 0.2928 \text{ ft} = 3.51 \text{ in} \Rightarrow 3 \text{ in}$

Costos de Tubería.

Longitud aproximada: 500 m = 1312 ft

	Dólares
Costos de adquisición = (2.8 dólares/ft lin.)(1640 ft) =	4,592
Costos de instalación = (0.13)(4592)=	597
Codos de 45 y 90 ° = (58)(16)=	928
Válvulas de compuerta= (160)(5) =	800
Válvulas check = (130)(1) =	130
Aislamiento = (3.9 dóls./ft lin.)(1640 ft)=	6,398

Costo total estimado de tubería para el GOP = 13,443 dólares

Costo para instalación de un rehervidor para GOP.

	Dólares
Costo de adquisición	59,000
Costo de instalación	95,000

Equipo de Bombeo.

2 bombas centrífugas con motor trifásico horizontal; c/u con capacidad de:

5,175 B.P.D. = 150,9659GPM

Presión de descarga mínima = 150 psig

Costo aproximado de las bombas, en dólares : 14,400

Equipo de Intercambio de calor.

Se utiliza el área de transferencia de diseño de los intercambiadores de calor AEA13 y E-3C/D en las simulaciones, siendo suficiente; por lo cual no se requiere área adicional o nuevos intercambiadores de calor.

Costo total aproximado de esta alternativa = 5'741,843 dólares

Beneficios.

Valor de la energía ahorrada en dólares por año.

Energía ahorrada = $\frac{\text{(Carga calorífica de AEA13 y E-3CD)}}{\text{(Capacidad calorífica combustible)}} \times \text{(Costo combustible)}$

Energía ahorrada = 230,611 dólares/año

Ahorro anual.

Para determinar el ahorro anual en esta alternativa, deberá considerarse los ingresos anuales que obtendría PEMEX por la producción de GOP, los cuales equivalen a 101330.1 dólares.

Ahorro anual = 230,611 + 101,330.1 - (0.2)(5'741,843) - 172,255.29 = - 988,682.79 dólares

Ahorro anual = - 988,682.79 dólares

2a. alternativa para Combinada 2 (extracción de GOP de Torre C-1, GOP en AEA13 y GOPV en E-3CD):

Al igual que la alternativa 1 de planta Combinada 2, se requeriría disponer de un corte de GOP en la Torre Fraccionadora C-1.

A diferencia de dicha alternativa, la energía de la corriente de GOP, se emplearía sólo en el C/Calor AEA-13 y en los C/Calor E-3C/D, se aprovecharía la energía de la corriente de GOPV producto, a la salida de E-5A/B.

Se tendría una temperatura de entrada a desaladoras de 127.3 °C; una temperatura de 204.7 °C a la entrada a la Torre Despuntadora y una temperatura de 254.8 °C, en la entrada de crudo a los calentadores de fuego directo.

Se mantendrían las condiciones de operación próximas al diseño en las desaladoras y la Torre de Despunte, llegando el crudo en éste caso prácticamente a la temperatura de diseño a los calentadores.

Determinación del costo aproximado.

Costos de modificación de internos en torre fraccionadora (empacar torre C-1 en zona de extracción de gasóleos) = 5'560,000 dólares

Tubería

Soldable, acero al carbón, cédula 40.

Costos totales aproximados para el GOP = 5'741,843 dólares

Determinación del diámetro para el GOPV:

Velocidad (v) recomendada : 6.5 ft/s.

$Q = 28,731 \text{ B.P.D.} = 1.86727 \text{ ft}^3/\text{s}$

$A = 0.28727 \text{ ft}^2$

$D = 0.604786 \text{ ft} = 7.25 \text{ in} \Rightarrow 8 \text{ in}$

Costos de Tubería.

Longitud aproximada: 450 m = 1,476 ft

	Dólares
Costos de adquisición = (12 dólares/ft lin.)(1476 ft) =	17,712
Costos de instalación = (0.13)(17712)=	2,303
Codos de 45 y 90 ° = (85)(8)=	520
Válvulas de compuerta= (2000)(4) =	8,000
Válvulas check = (1500)(1) =	1,500
Aislamiento = (8.5 dólares./ft lin.)(1476 ft)=	12548
Costo total estimado de tubería para el GOPV =	42,581 dólares

Equipo de Bombeo.

Para el GOPV:

Capacidad requerida: 28,731 B.P.D. = 838.14 GPM

Presión de descarga: 140 psig.

Las bombas para GOPV producto, P-13 A y B actuales, están diseñadas c/u para 1,100 GPM, por lo que no se requiere equipo adicional de bombeo.

Equipo de intercambio de calor

Se utiliza el área de transferencia de diseño de los intercambiadores de calor AEA13 y E-3C/D en las simulaciones, siendo suficiente: por lo cual no se requiere área adicional o nuevos intercambiadores de calor.

Costo total aproximado de ésta alternativa = 5'784.424 dólares

Beneficios.

Valor de la energía ahorrada en dólares por año.

Energía ahorrada = $\frac{\text{(Carga calorífica de AEA13 y E-3CD)} \times (\text{Costo combustible})}{\text{(Capacidad calorífica combustible)}}$

Energía ahorrada = 989,014 dólares/año

Ahorro anual.

Ahorro anual = 989,014 + 101,330.1 - (0.2)(5'784,424) - 173,252.72 = - 239,793.42 dólares

Ja. alternativa para Combinada 2 (GOLV en AEA13 y GOPV en E3C/D):

Aprovecharía las energías de las corrientes de GOLV producto (que no interviene en la red de intercambio de calor actual) en AEA-13 y de GOPV producto en E-3C/D; permitiendo obtener 131.3 °C, en la entrada de crudo a desaladoras, 211.8 °C en la entrada a la Torre Despuntadora y 262.6 °C en la entrada a calentadores F-1A y F-1B. Los gasóleos ligero y pesado de vacío, se enviarían como carga "caliente" a planta Catalítica a 145 °C.

De éstos resultados se observa que la temperatura de operación de las desaladoras se mantiene dentro de lo normal (en condiciones de operación se llegan a alcanzar temperaturas de 140 °C). El excedente en la temperatura de entrada a la Torre Despuntadora, aumentaría la separación de los cortes ligeros del crudo por el domo y se requeriría de un mayor reflujo para controlar la temperatura del mismo.

Los calentadores de fuego directo consumirían menos combustible y operarían más desahogados al reducirse su ΔT de operación.

Determinación del costo aproximado.

Inversión para GOLV:

Tubería

Soldable, acero al carbón, cédula 40.

Determinación del diámetro para el GOLV:

La velocidad (v) recomendada es de 5 a 8 ft/s.

$$Q = 12,816 \text{ B.P.D.} = 0.832933 \text{ ft}^3/\text{s}$$

$$A = 0.128143 \text{ ft}^2$$

$$D = 0.403927 \text{ ft} = 4.8471 \text{ in} \Rightarrow 6 \text{ in}$$

Costos de Tubería.

Longitud aproximada: 450 m = 1,476 ft

	Dólares
Costos de adquisición = (8 dólares/ft lin.)(1476 ft) =	11,808
Costos de instalación = (0.13)(11808)=	1,535
Codos de 45 y 90 ° = (56)(8)=	448
Válvulas de compuerta= (1400)(4) =	5,600
Válvulas check = (850)(1) =	850
Aislamiento = (6.7 dólares./ft lin.)(1476 ft)=	9,889

Costos estimados de tubería para el GOLV = 30,130 dólares

Equipo de bombeo.

Para el GOLV, la capacidad requerida es:

$Q = 39,407 \text{ B.P.D.}$ (12,816 B.P.D. para manejo del GOLV producto + 26,591 B.P.D. de GOLV
reflujo a torre de vacío) = 1,149,587 GPM

El diseño de las bombas actuales de GOLV P-11A y P-11B, es de 1,400 GPM para c/u; no
requiriéndose por lo tanto otro equipo de bombeo.

Área de intercambio de calor para el GOLV.

Se requiere un intercambiador de calor de 8,097 ft²; o bien, aumentar el área de intercambio de
calor actual en 531 ft².

Se considera un intercambiador de calor nuevo, de 8,097 ft², con los siguientes costos:

	Dólares
Adquisición	42,000
Instalación (60 % adquisn.)	25,200
Total	67,200

Para el GOPV:

El área requerida es 4,569 ft², no siendo necesario otro intercambiador de calor.

Inversión requerida para el GOPV = 42,581 dólares

Costo total estimado de la alternativa 3 = 139,911 dólares

Beneficios.

Valor de la energía ahorrada en dólares por año.

Energía ahorrada = $\frac{\text{Carga calorífica de AEA13 y E-3CD}}{\text{Capacidad calorífica combustible}} \times (\text{Costo combustible})$

Energía ahorrada = 1'117,893 dólares/año

Ahorro anual.

Ahorro anual = 1'117,893 - (0.2)(139,911) - 4,197.33 = 1'085,713.47 dólares

ANÁLISIS COMPARATIVO DE ALTERNATIVAS PARA CADA PLANTA.

Análisis comparativo de alternativas para la planta Combinada 1.

Haciendo un resumen de los resultados obtenidos de las alternativas propuestas para esta planta:

Diseño	Alternativa 1	Alternativa 2
Costo total inicial, en dólares	14,448.5	28,897
Costos de Operación	433.45	866.91
Cargos Fijos (depreciación, aseguramiento, etc), % costo Inicial /año	20	20
Valor de la energía ahorrada en dólares/año	420,807	777,071
Ahorro anual en dólares	417,483	770,425
Tasa de retomo anual, en %	2,889.45	2,666.1

Análisis Alternativo por el Método de Retorno sobre Incremento en la Inversión.

Comparando la alternativa 2 con la 1, el porcentaje de retorno anual es:

$$\frac{(770,425 - 417,483) * 100}{(28,897 - 14448.5)} = 2,442.75 \%$$

Por lo cual, la alternativa 2 es preferible sobre la 1.

Análisis Alternativo incorporando el Mínimo Retorno como un costo.

En éste análisis, se selecciona la alternativa que da mayor beneficio o ahorro anual.

Estableciendo que se tenga al menos un 15 % anual de retorno, basado en la inversión inicial:

Para la alternativa 1:

$$\text{Ahorro anual} = 417,483 - (0.15)(14,448.5) = 415,315.72 \text{ dólares}$$

Para la alternativa 2:

$$\text{Ahorro anual} = 770,425 - (0.15)(28,897) = 766,090.45 \text{ dólares}$$

Siendo mayor el ahorro anual en la alternativa 2; ésta es la alternativa que se recomienda.

Análisis comparativo de alternativas para la planta Combinada 2.

Sintetizando los resultados obtenidos de las alternativas propuestas para esta planta, se tiene:

Diseño	Alternativa 1	Alternativa 2	Alternativa 3
Costo total inicial en dólares	5'741,843	5'784,424	139,911
Costos de Operación, en dólares	172,255.29	173,532.72	4,197.33
Cargos Fijos (depreciación, seguro), % costo inicial /año	20	20	20
Valor de la energía ahorrada, dólares/año	230,611	989,014	1'117,893
Ganancia por producn. de GOP	101 330.1	101 330.1	-
Ahorro anual en dólares	-988,682.79	-239,793.42	1'065,713.47
Tasa anual de retorno, en %	-17.21	-4.14	776

Análisis alternativo por el Método de Retorno por Incremento en la Inversión.

Comparando la 3a. alternativa con la 2a.:

$$\text{Tasa de retorno anual} = \frac{(1'117,893 - 989,014) * 100}{(139,911 - 5'784,424)} = -2.28 \%$$

Comparación de la 3a. alternativa con la 1a.:

$$\text{Tasa de retorno anual} = \frac{(1'117,893 - 230,611)}{(139,911 - 5'741,843)} * 100 = - 15.83 \%$$

Análisis Alternativo aplicando el Mínimo Retorno como un costo.

Considerando un 15 % anual de retorno, basado en la inversión inicial.

Para la alternativa 1:

$$\text{Ahorro anual} = - 988682.79 - (0.15)(5'741,843) = - 1'849,959.24 \text{ dólares.}$$

Para la alternativa 2:

$$\text{Ahorro anual} = -239,793.42 - (0.15)(5'784,424) = - 1'107,457.02 \text{ dólares.}$$

Para la alternativa 3:

$$\text{Ahorro anual} = 1'085,713.47 - (0.15)(139,911) = 1'064,726.82 \text{ dólares.}$$

Por ser la de mayor beneficio anual, la alternativa 3 es la recomendable.

CAPITULO 6

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

En las simulaciones se consideraron crudos con 27.52 y 28 67°API, los cuales comparados con los crudos de diseño de las plantas, implica que se consideró el proceso de crudos de mayor peso específico.

Esto se hizo debido a que en el futuro inmediato, conforme se vayan agotando los yacimientos de crudo, la tendencia será procesar crudos cada vez más densos.

Las alternativas presentadas en esta tesis, obviamente no son todas las posibles. Se pretende con la misma, crear la inquietud de generar otras ideas para mejorar la operación de las plantas Combinadas, por ejemplo:

- a) Emplear una mezcla de gasóleos ligero y pesado de vacío en los intercambiadores de calor 103-EX1 y 104-EX1, de Combinada 1; ó en AEA13 y E-3C/D, de Combinada 2.
- b) Hacer los arreglos de tubería necesarios para operar de acuerdo a conveniencias operativas, con la corriente caliente de GOLV producto o con la de GOPV producto.

Se puede concluir que:

- 1.- Los resultados de las simulaciones de las plantas Combinadas 1 y 2, a cargas de 120.000 y 150.000 B.P.D., implican que se haga una revisión de las capacidades y características de diseño de cada equipo, para efectuar los cambios necesarios; actividad que no se realizó por estar fuera de los objetivos de la tesis.
- 2.- La mejor alternativa es la 2a. para planta Combinada 1; consistente en emplear como corrientes calientes, GOLV en el Intercambiador de calor 103-EX1 y GOPV en el 104-EX1. Ya que como se demostró en su análisis respectivo, es la que proporciona mayor ahorro o beneficio anual.
- 3.- Para la planta Combinada 2, la mejor es la 3a. alternativa; consistente en emplear como corrientes calientes, GOLV en E-3C/D y GOPV en AEA-13. Ya que las inversiones que se requieren son pequeñas, en comparación con los beneficios anuales que produce por ahorro de energía.
- 4.- En las alternativas 1 y 2 para la planta Combinada 2. se concluye que los beneficios que se obtendrían de modificar los internos de la torre fraccionadora para obtener una extracción de GOP, empezarían a obtenerse más de 5 años después de comenzar a producir el GOP y que los mismos, no justifican la elevada inversión inicial que requiere hacerse.

5.- Las plantas Combinadas son de las más ineficientes de la refinería, en lo que a aprovechamiento de energía se refiere, motivo por el cual presentan muchas áreas potenciales de mejoramiento.

Recomendaciones:

1.- Definir una "política" operativa de las plantas Combinadas, en lo que respecta al manejo de residuales. Esto es:

Establecer que sea sólo una planta, la que entregue carga a planta Reductora de Viscosidad, a la planta de Asfaltos y a tanques de preparación de combustibles y otra planta la que entregue carga a la nueva planta Coquizadora.

2.- Aún y cuando se establezca lo anterior, se debe hacer la integración térmica en las dos plantas, para que en caso de una eventualidad en una de ellas (planta fuera de operación por reparación general, rotura de tubos en cambiadores de calor, etc), la otra proporcione la carga que necesita la planta Coquizadora.

La temperatura del residuo que diera carga a la planta Reductora de Viscosidad, beneficiaría la operación de ésta planta, en la cual su diseño establece que el residuo de vacío de la carga esté a 270 °C, permitiendo que sea menor la carga térmica del calentador de fuego directo de ésta planta.

3.- Implementar un sistema de precalentamiento de aire en los calentadores de fuego directo actuales, utilizando los gases de combustión reduciría las pérdidas de energía irreversibles del proceso de combustión, las pérdidas de energía a la atmósfera y permitiría mejorar su eficiencia.

4.- Efectuar un análisis térmico de la red de intercambio de calor de la planta Catalítica; el cual requiere hacerse para analizar integralmente la recuperación de calor en la refinería y los efectos de recibir la carga de gasóleos ligero y pesado de vacío a temperaturas más bajas que las actuales.

Dicho análisis, no se incluye en el presente trabajo, por estar fuera de los objetivos trazados.

BIBLIOGRAFIA

Douglas J. M., "Conceptual Design of Chemical Processes", 1st. edition, ISBN 0-07-017762-7. McGraw-Hill Chemical Engineering Series, Singapore 1988.

Subdirección de Capacitación del Instituto Mexicano del Petróleo, "Operación de Arranque Unidad de Destilación Primaria Refinería en Cadereyta N. L.", México.

PEMEX (Superintendencia de Proceso Refinería Cadereyta), "Planta Combinada 2 Manual de Operación", Cadereyta N.L.

March L., "Super Target for Windows Version 2.1, User Guide", Linnhoff March Ltd.

H. Mah R. S.; Seider W. D., "Foundations of Computer-Aided Chemical Process Design". Vol. 1, ISBN 0-08169-0189-0, Engineering Foundation, New York 1979.

Peters. M. S.; Timmerhaus T. D., "Plant Design and Economics for Chemical Engineers", 4th edition, ISBN 0-07-049613-7, Mc Graw Hill Chemical Engineering Series, Singapore 1991.

Pemex-Refinación, "Catálogo de Precios para Resultados de Operación", México Abril 1996.

Calandranis J.; Stephanopoulos G., "Structural Operability Analysis of Heat Exchanger Networks", Vol. 64, Chem Eng Res Des, U.S.A. 1986, pp.347-364.

Smith G.; Patel A., "Step by step through the pinch", The Chemical Engineer, U.S.A. 1987, pp. 28-31.

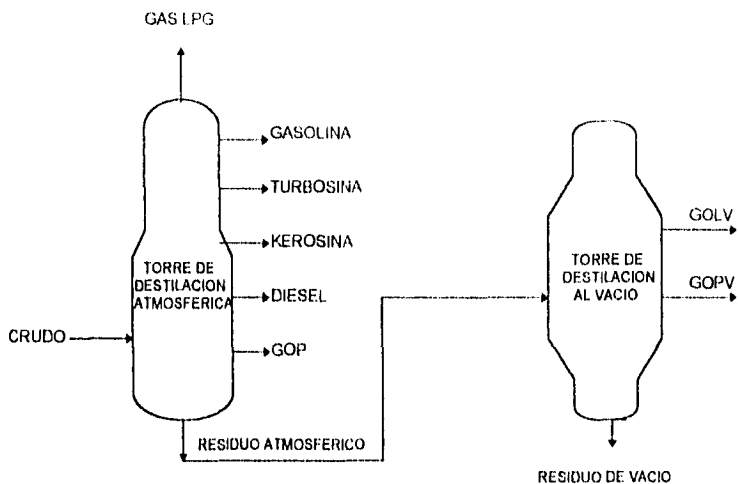
Linnhoff B.; Polley G., "Sleeping beyond the pinch", The Chemical Engineer, U.S.A. 1987.

Colmenares, T. R.; Seider W. D., "Heat and Power Integration of Chemical Processes", Vol. 33, No. 6, AIChE Journal, U.S.A. 1987, pp. 898-915.

APENDICES

APENDICE "A"

RESULTADOS DE LAS SIMULACIONES



PRODUCTOS	PLANTA COMBINADA 1		PLANTA COMBINADA 2	
	92,500 B.P.D.	100,000 B.P.D.	110,000 B.P.D.	135,000 B.P.D.
LPG	1,300	1,100	1,000	1,800
GASOLINA	16,282	17,907	18,000	20,900
TURBOSINA	8,554	9,247	13,175	12,971
KEROSINA	8,937	7,500	8,200	11,749
DIESEL	11,880	14,598	13,800	20,000
GOP	1,425	1,798		
RESIDUO ATM.	46,144	47,884	55,825	68,480
GOLV	9,504	9,244	6,499	7,947
GOPV	9,979	9,858	20,098	24,583
RESID. VACIO	26,645	28,764	29,228	35,950

Tabla 6.-Producciones en Bls./día, de plantas combinadas 1 y 2 a cargas promedio (92,500 y 110,000) y de diseño (100,000 y 135,000 B.P.D.), respectivamente.

TABLA 7.- ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE PLANTA COMBINADA 1, A CARGAS PROMEDIO Y DE DISEÑO, SIN CONSIDERAR TORRES DE DESPUNTE.

PRODUCTO	PRUEBA	ESPECIFICACION ASTM	RESULTADOS DE LA SIMULACION A 92 500 BPD	RESULTADOS DE LA SIMULACION A 100 000 BPD
Gasolina	Destilación TFE °C	190 máximo	190.38	190.5
	PVR, psia	6.5 a 9.5	5.74	6.69
Turbosina	Temp. de inflamación	38 °C mínimo	58.7	58.73
	Temp. de congelación	-50 °C máximo	-50.08	-50
Kerosina	Temp. de inflamación	41 °C mínimo	88.57	88.75
	Destilación TFE °C	310 máximo	309.6	310
Diesel	Temp. de inflamación	52 °C mínimo	108.73	110
	Temp. de congelación	+1 a +4 °C	-10.87	-9
G.O.P.	Destilación al 90 %	350 - 355 °C máx.	338	347.7
	Temp. de inflamación	52 °C mínimo	128.69	129.8
	Destilación TFE °C		385.8	392.6

TABLA 8.- ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS DE PLANTA COMBINADA 2, A CARGAS PROMEDIO Y DE DISEÑO, SIN CONSIDERAR TORRES DE DESPUNTE.

PRODUCTO	PRUEBA	ESPECIFICACION ASTM	RESULTADOS DE LA SIMULACION A 110 000 BPD	RESULTADOS DE LA SIMULACION A 135 000 BPD
Gasolina	Destilación TFE °C	190 máximo	187.4	183
	PVR, psia	6.5 a 9.5	9.45	8.76
Turbosina	Temp. de inflamación	38 °C mínimo	53.63	50
	Temp. de congelación	-50 °C máximo	-51.44	-55.71
Kerosina	Temp. de inflamación	41 °C mínimo	88.8	80
	Destilación TFE °C	310 máximo	310.2	307.3
Diesel	Temp. de inflamación	52 °C mínimo	107.85	105.4
	Temp. de congelación	+1 a +4 °C	-6.5	-8
	Destilación al 90 %	350 - 355 °C máx.	344.7	351.4

TABLA 9.- PRODUCCIONES EN B.P.D. DE AMBAS PLANTAS COMBINADAS, CONSIDERANDO LAS TORRES DE DESPUNTE Y AUMENTO EN LAS CAPACIDADES DEL PROCESO

	PLANTA COMBINADA 1	PLANTA COMBINADA 2
	CARGA: 120,000 B. P. D.	CARGA: 150,000 B. P. D.
L.P.G.	739	1,769
GASOLINA	26,406	25,046
TURBOSINA	9,500	15,727
KEROSINA	6,165	10,839
DIESEL	21,000	17,786
G. O. P.	1,849	
RESIDUO ATM.	61,356	79,384
GOLV	12,705	12,816
GOPV	12,702	28,731
RESIDUO DE VACIO	34,095	35,055

TABLA 10.- ESPECIFICACIONES DE LOS PRODUCTOS OBTENIDOS EN LAS PLANTAS COMBINADAS 1 Y 2, CON CARGAS DE 120,000 Y 150,000 B. P. D. RESPECTIVAMENTE, CONSIDERANDO OPERACION DE LAS TORRES DESPUNTADORAS.

PRODUCTO	PRUEBA	ESPECFCN. ASTM	PLANTA COMBINADA 1	PLANTA COMBINADA 2
GASOLINA	Dest. TFE °C	190 Máx.	173.2	192.38
	P. V. R., PSIA	6.5 a 9.5	6.9	6.8
TURBOSINA	Temp. Inflamn.	38 °C Mín.	47.75	52.58
	Temp. Congeln.	-50 °C Máx.	-55.5	-52.76
KEROSINA	Temp. Inflamn.	41 °C Mín.	74.5	84.79
	Dest. TFE °C	310 °C Máx.	297.1	303
DIESEL	Temp. Inflamn.	52 °C Mín.	97.27	103.3
	Dest. al 90 %	350 A 355 °C	332	345.3
		Máx.		
	Temp. Congeln.	+1 a +4 °C	-17.64	-11.57

TABLA 11.-COMPARACION DE CARGAS Y PRODUCCIONES DE OPERACION VS. SIMULACION, EN BARRILES POR DIA PARA PLANTA COMBINADA 1.

PRODUCTOS	OPERACION	SIMULACION	% ERROR
	100,015	100,000	
	29.9 ° API	27.52	
LPG	1,000	1,100	9.96
GASOLINA	16,819	17,907	6.08
TURBOSINA	9,486	9,247	-1.60
KEROSINA	6,270	7,500	17.19
DIESEL	13,245	14,598	10.13
GOP	2,075	1,798	-14.83
RESIDUO ATMOSF.	51,320	47,884	-6.15
GASOLEO LIG. VACIO	6,796	9,244	27.18
GASOLEO PES. VAC.	10,985	9,658	-10.37
RESIDUO DE VACIO	33,539	28,764	-15.49

TABLA 12.- COMPARACION DE CARGAS Y PRODUCCIONES DE OPERACION VS. SIMULACION, EN BARRILES POR DIA PARA PLANTA COMBINADA 2.

PRODUCTOS	OPERACION	SIMULACION	ERROR
	134,679	135,000	
	29.84 ° API	28.67	
LPG	1,349	1,600	18.49
GASOLINA	21,854	20,900	-4.04
TURBOSINA	20,757	12,971	-58.5
KEROSINA	12,336	11,749	-3.99
DIESEL	17,361	20,000	14.02
RESIDUO ATMOSF.	61,239	68,480	11.42
GASOLEO LIG. VACIO	4,715	7,947	41.23
GASOLEO PES. VAC.	23,766	24,583	4.24
RESIDUO DE VACIO	32,759	35,950	9.74

APENDICE "B"

DATOS DE ENTRADA DE EQUIPOS PRINCIPALES

PLANTA COMBINADA 1
 Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX - REFINACION
 Date 96/05/30 Version C2.51 Case Name C1120AT1.SIM
 Time 9:39:06 Prop Pkg PR Column Name 0101-CO

**** Column Input ****

Number of Real Stages 49
 Stage 1 Pressure 21.808 psia
 Stage 2 Pressure 23.230 psia
 Stage 37 Pressure 28.788 psia
 Stage 1 Temperature Estimate 120.200 F
 Stage 37 Temperature Estimate 640.400 F
 Feed stream CRUDO16 enters on stage 33
 Feed stream VAP-AGOT enters on stage 37
 Feed stream VAP-T enters on stage 41
 Feed stream VAP-K enters on stage 45
 Feed stream VAP-D enters on stage 49
 Estimated top stage reflux ratio is 1.0000
 Top stage reflux is subcooled to 120.200 F
 Side Liquid draw from stage 1 to stream GNA-ATM
 Side Liquid draw from stage 29 to stream GOP
 Side Exchanger on stage 1 is energy stream 0121-EX
 Side Exchanger on stage 9
 Side Exchanger on stage 17
 Side Exchanger on stage 23
 Side Exchanger on stage 29
 Side Exchanger on stage 41 is energy stream REHTUR
 Side Exchanger on stage 45 is energy stream REHKER
 Side Exchanger on stage 49 is energy stream REHDIE
 Side Water draw on stage 1 to stream AGUA-AMARGA
 Pumparound 1 moves liquid from stage 9 to stage 9
 Represented by stream PMPA-T
 Pumparound 2 moves liquid from stage 17 to stage 17
 Represented by stream PMPA-K
 Pumparound 3 moves liquid from stage 23 to stage 23
 Represented by stream PMPA-D
 Pumparound 4 moves liquid from stage 29 to stage 29
 Represented by stream PMPA-G
 Side stripper 1 has 4 stages [38 to 41]
 Draws liquid from stage 9 and returns vapour to stage 7
 Bottom flow goes to stream TURBOSINA
 Draw stage stream represented by T2
 Return stage stream represented by T1
 Side stripper 2 has 4 stages [42 to 45]
 Draws liquid from stage 17 and returns vapour to stage 14
 Bottom flow goes to stream KEROSINA
 Draw stage stream represented by K2
 Return stage stream represented by K1
 Side stripper 3 has 4 stages [48 to 49]
 Draws liquid from stage 23 and returns vapour to stage 20
 Bottom flow goes to stream DIESEL
 Draw stage stream represented by D2
 Return stage stream represented by D1
 Bottom liquid product goes to stream RES-ATM
 Note - stage efficiencies are being used!

**** Specifications ****

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 lbmole/hr
2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 8514.00 barrel/day
3: Pump Around Flow from stage 9 to 9 is to be 27553.00 barrel/day
4: Pump Around Return Temp from stage 9 to 9 is to be 258.800 F
5: Pump Around Flow from stage 17 to 17 is to be 19083.00 barrel/day
6: Pump Around Return Temp from stage 17 to 17 is to be 347.000 F
7: Pump Around Flow from stage 23 to 23 is to be 10209.00 barrel/day
8: Pump Around Return Temp from stage 23 to 23 is to be 325.400 F
9: Pump Around Flow from stage 29 to 29 is to be 3080.00 barrel/day
10: Pump Around Return Temp from stage 29 to 29 is to be 269.800 F
11: Flow of the stage 41 Liquid is to be 9500.00 barrel/day
12: Flow of the stage 45 Liquid is to be 6165.00 barrel/day
13: Flow of the stage 49 Liquid is to be 21000.00 barrel/day
14: Flow of the stage 29 Side Liquid is to be 1849.00 barrel/day
15: Heat Exchanger Duty on stage 41 is to be 2.0000E+06 Btu/hr
16: Heat Exchanger Duty on stage 45 is to be 1.0000E+06 Btu/hr
17: Heat Exchanger Duty on stage 49 is to be 1.0000E+06 Btu/hr

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX - REFINACION
Date 06/05/30 Version C2.51 Case Name C1120AT1.SIM
Time 9:39:07 Prop Pkg PR Column Name DA-102

**** Column Input ****

Number of Ideal Stages 22
Stage 1 Pressure 119.664 psia
Stage 22 Pressure 121.371 psia
Stage 1 Temperature Estimate 102.200 F
Stage 22 Temperature Estimate 392.000 F
Feed stream GNA-ATM2 enters on stage 10
Top stage reflux is subcooled to 113.000 F
Side Liquid draw from stage 1 to stream P-LPG
Side Exchanger on stage 1 is energy stream 0125-EX
Side Exchanger on stage 22 is energy stream 0126-EX
Bottom liquid product goes to stream GNA-DEBUT

**** Specifications ****

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 barrel/day
2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 740.000 barrel/day
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 12.000

ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX - REFINACION
Date 96/05/30 Version C2.51 Case Name C1120AT1.SIM
Time 9:39:07 Prop Pkg PR Column Name 0150-CO

**** Column Input ****

Number of Real Stages 16
Stage 1 Pressure 0.350 psia
Stage 16 Pressure 0.450 psia
Stage 1 Temperature Estimate 181.800 F
Stage 16 Temperature Estimate 871.000 F
Feed stream RES-ATM1 enters on stage 13
Feed stream VAP-AGOT2 enters on stage 16
Overhead Vapour Estimated Flow 100.0000 barrel/day
Estimated top stage reflux ratio is 3.0000
Side Liquid draw from stage 5 to stream GOLV
Side Liquid draw from stage 10 to stream GOPV
Side Exchanger on stage 1
Side Exchanger on stage 7
Side Exchanger on stage 16 is energy stream E.ENF.QCH
Pumparound 1 moves liquid from stage 5 to stage 1
Represented by stream PMPA-1
Pumparound 2 moves liquid from stage 10 to stage 7
Represented by stream PMPA-2
Pumparound 3 moves liquid from stage 16 to stage 16
Represented by stream QUENCH
Overhead vapour product goes to stream CONDENSADO
Bottom liquid product goes to stream RES-VACIO
Note - stage efficiencies are being used!

**** Specifications ****

- 1: Pump Around Flow from stage 5 to 1 is to be 25058.00 barrel/day
- 2: Pump Around Return Temp from stage 5 to 1 is to be 140.000 F
- 3: Pump Around Flow from stage 10 to 7 is to be 72072.00 barrel/day
- 4: Pump Around Return Temp from stage 10 to 7 is to be 455.000 F
- 5: Flow of the stage 5 Side Liquid is to be 12700.00 barrel/day
- 6: Flow of the stage 10 Side Liquid is to be 12700.00 barrel/day
- 7: Pump Around Flow from stage 16 to 16 is to be 4758.00 barrel/day
- 8: Heat Exchanger Duty on stage 16 is to be -8.5000E+08 Btu/hr

Hyprotech's Process Simulator HYSIM - Licensed to PEMEX - REFINACION
Date 96/05/30 Version C2.51 Case Name C1120AT1.SIM
Time 9:39:07 Prop Pkg PR Column Name DA-101A/B

**** Column Input ****

Number of Ideal Stages 5
Stage 1 Pressure 43.143 psia
Stage 5 Pressure 50.254 psia
Stage 1 Temperature Estimate 302.000 F
Stage 5 Temperature Estimate 417.200 F
Feed stream REFDESP enters on stage 1
Feed stream CRUDO enters on stage 5
Overhead Vapour Estimated Flow 17721.0005 barrel/day
Overhead vapour product goes to stream VAPDESP
Bottom liquid product goes to stream CRDESP

**** Specifications ****

PLANTA COMBINADA 2

Time 10:15:52 Prop Pkg PR Column Name C-1

**** Column Input ****

Number of Real Stages 54
 Stage 1 Pressure 23.000 psia
 Stage 2 Pressure 27.000 psia
 Stage 42 Pressure 35.100 psia
 Stage 1 Temperature Estimate 109.400 F
 Stage 42 Temperature Estimate 640.400 F
 Feed stream CRUDO16 enters on stage 38
 Feed stream VAPAGOT enters on stage 42
 Feed stream VAPT enters on stage 46
 Feed stream VAPK enters on stage 50
 Feed stream VAPD enters on stage 54
 Estimated top stage reflux ratio is 1.0000
 Top stage reflux is subcooled to 114.800 F
 Side Liquid draw from stage 1 to stream GNAATM
 Side Exchanger on stage 1 is energy stream E-18
 Side Exchanger on stage 9
 Side Exchanger on stage 24
 Side Exchanger on stage 46 is energy stream REHTUR
 Side Water draw on stage 1 to stream AGUA-AMARGA
 Pumparound 1 moves liquid from stage 11 to stage 9
 Represented by stream PMPA-1
 Pumparound 2 moves liquid from stage 27 to stage 24
 Represented by stream PMPA-2
 Side stripper 1 has 4 stages [43 to 46]
 Draws liquid from stage 8 and returns vapour to stage 7
 Bottom flow goes to stream TURBOSINA
 Draw stage stream represented by T-2
 Return stage stream represented by T-1
 Side stripper 2 has 4 stages [47 to 50]
 Draws liquid from stage 19 and returns vapour to stage 16
 Bottom flow goes to stream KEROSINA
 Draw stage stream represented by K-2
 Return stage stream represented by K-1
 Side stripper 3 has 4 stages [51 to 54]
 Draws liquid from stage 27 and returns vapour to stage 26
 Bottom flow goes to stream DIESEL
 Draw stage stream represented by D-2
 Return stage stream represented by D-1
 Bottom liquid product goes to stream RES.ATM
 Note - stage efficiencies are being used!

**** Specifications ****

- 1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 lbmole/hr
- 2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 15819.00 barrel/day
- 3: Pump Around Flow from stage 11 to 9 is to be 110763.00 barrel/day
- 4: Pump Around Return Temp from stage 11 to 9 is to be 314.600 F
- 5: Pump Around Flow from stage 27 to 24 is to be 82283.00 barrel/day
- 6: Pump Around Return Temp from stage 27 to 24 is to be 467.600 F
- 7: Flow of the stage 46 Liquid is to be 15727.00 barrel/day
- 8: Flow of the stage 50 Liquid is to be 10339.00 barrel/day
- 9: Flow of the stage 54 Liquid is to be 17786.00 barrel/day
- 10: Heat Exchanger Duty on stage 46 is to be 3.0000E+06 Btu/hr

Time 10:15:52 Prop Pkg PR Column Name C-3

**** Column Input ****

Number of Real Stages 18
Stage 1 Pressure 0.213 psia
Stage 18 Pressure 0.677 psia
Stage 1 Temperature Estimate 127.400 F
Stage 18 Temperature Estimate 694.400 F
Feed stream CARGA-VAC enters on stage 12
Feed stream VAPAGOT2 enters on stage 16
Overhead Vapour Estimated Flow 100.0000 barrel/day
Estimated top stage reflux ratio is 3.0000
Side Liquid draw from stage 5 to stream GOLV
Side Liquid draw from stage 10 to stream GOPV
Side Exchanger on stage 7
Side Exchanger on stage 1
Pumparound 1 moves liquid from stage 10 to stage 7
Represented by stream PMPA-4
Pumparound 2 moves liquid from stage 5 to stage 1
Represented by stream PMPA-3
Overhead vapour product goes to stream CONDENSADO
Bottom liquid product goes to stream RES-VACIO
Note - stage efficiencies are being used!

**** Specifications ****

1: Pump Around Flow from stage 10 to 7 is to be 86422.00 barrel/day
2: Pump Around Return Temp from stage 10 to 7 is to be 406.400 F
3: Pump Around Flow from stage 5 to 1 is to be 28591.00 barrel/day
4: Pump Around Return Temp from stage 5 to 1 is to be 129.200 F
5: Flow of the stage 5 Side Liquid is to be 12817.00 barrel/day
6: Flow of the stage 10 Side Liquid is to be 28731.00 barrel/day

Time 10:15:52 Prop Pkg PR Column Name C-5

**** Column Input ****

Number of Ideal Stages 22
Stage 1 Pressure 141.284 psia
Stage 22 Pressure 148.395 psia
Stage 1 Temperature Estimate 100.400 F
Stage 22 Temperature Estimate 379.400 F
Feed stream 5 enters on stage 12
Top stage reflux is subcooled to 100.400 F
Side Liquid draw from stage 1 to stream P-LPG
Side Exchanger on stage 1 is energy stream E-23
Side Exchanger on stage 22 is energy stream E-46
Bottom liquid product goes to stream GNA-DEBUT.

**** Specifications ****

1: Flow of the stage 1 Vapour is to be 0.0000E+00 lbmole/hr
2: Flow of the stage 1 Side Liquid is to be 1788.00 barrel/day
3: Reflux Ratio of stage 1 is to be 8.000

Time 10:15:52 Prop Pkg PR Column Name DA-201

*** Column Input ***

Number of Ideal Stages 5
Stage 1 Pressure 39.000 psia
Stage 5 Pressure 81.000 psia
Stage 1 Temperature Estimate 302.000 F
Stage 5 Temperature Estimate 419.000 F
Feed stream REF.DESP. enters on stage 1
Feed stream CRUDO enters on stage 5
Overhead Vapour Estimated Flow 27194.9999 barrel/day
Overhead vapour product goes to stream VAP.DESP.
Bottom liquid product goes to stream CR.DESP.