



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTÓNOMA DE MÉXICO

FACULTAD DE ESTUDIOS SUPERIORES ZARAGOZA

"SIMULACIÓN, OPTIMIZACIÓN E INTEGRACIÓN DE
LA INFORMACIÓN EN LA INDUSTRIA PETROLERA"
UN ACERCAMIENTO PRÁCTICO

REPORTE DE EXPERIENCIA PROFESIONAL
PARA OBTENER EL TÍTULO DE

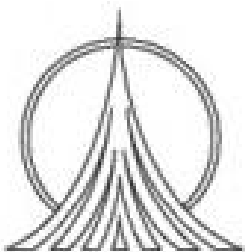
INGENIERO QUÍMICO

PRESENTA

JOSÉ JULIO AGUIRRE BENÍTEZ

DIRECTOR

I.Q. JOSÉ MACIEL ORTÍZ



MÉXICO D.F.

9 DE SEPTIEMBRE DE 2005



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



FACULTAD DE ESTUDIOS
SUPERIORES ZARAGOZA

JEFATURA DE LA CARRERA
DE INGENIERIA QUIMICA

OFICIO: FESZ/JCIQ/042/05

ASUNTO: Asignación de Jurado

ALUMNO: AGUIRRE BENÍTEZ JOSÉ JULIO
P r e s e n t e .

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

PRESIDENTE	I.Q. René de la Mora Medina
VOCAL	I.Q. José Maciel Ortiz
SECRETARIO	I.Q. Balbina Patricia García Aguilar
SUPLENTE	I.Q. Francisco Vidal Caballero Domínguez
SUPLENTE	I.Q. Ana Lilia Maldonado Arellano

Sin más por el momento, reciba un cordial saludo.

A t e n t a m e n t e
"POR MI RAZA HABLARA EL ESPIRITU"
México, D.F., 15 de Agosto del 2005.

EL JEFE DE LA CARRERA

M. EN C. ANDRES AQUINO CANCHOLA

SECRETARÍA DE EDUCACIÓN PÚBLICA
SECRETARÍA DE INGENIERÍA QUÍMICA

DEDICATORIAS

A mis Padres

Julio y Ernestina

A mis Hermanos

Laura, Elsa, Ivonne y Jesús

AGRADECIMIENTOS

A mi director del Reporte, Ing. José Maciel Ortiz quien con su amistad, invaluable soporte, guía, y entusiasmo me permitió llevar a buen término este proyecto.

Al Ing. Pedro Enrique Orihuela quien ha contribuido enormemente a mi desarrollo profesional a lo largo de todos estos años con su ejemplo de profesionalismo, decisión, tenacidad y honestidad. Igualmente agradezco su apoyo para la conclusión de este proyecto.

A Erika Molar y Claudia Valdez por su amistad, apoyo, comprensión y compañía.

A la Universidad Nacional Autónoma de México, a la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza, a la Jefatura de la Carrera y especialmente a los profesores que contribuyeron en mi formación.

Al Instituto Mexicano del Petróleo, a Simsci Latinoamérica C.A., a Edinburgh Petroleum Services Ltd., a Corporativo Medio Ambiente S.A. y a Upstream Downstream Simulation Services Inc.



Resumen

El presente reporte describe el uso de algunos simuladores de proceso y de flujo de fluidos en estado estacionario empleados en la industria petrolera para la simulación, optimización y desarrollo de proyectos para la integración de la información. El acercamiento a esta área de la ingeniería química y petrolera es práctico sin descuidar aspectos básicos para el correcto planteamiento de los esquemas de simulación y optimización de los procesos.

El documento esta dividido en dos secciones: la primera describe el fundamento de la simulación en estado estacionario y el procedimiento para su creación, los métodos de reconciliación y optimización más usados en la industria del petróleo y los principales elementos para la integración de la información en proyectos de administración inteligente de los activos. La sección segunda aborda casos de estudio de la industria del petróleo de acuerdo a los diferentes esquemas de procesamiento de este recurso (explotación y producción, gas y refinación). Los casos de estudio han sido desarrollados con el software PRO II con PROVISIÓN, PIPEPHASE – NETOPT, HEXTRAN y DATACON, (propiedad de Simulation Sciences, Inc.), WellFlo, ReO, y i – DO (propiedad de Edinburgh Petroleum Services Ltd.).



Generalidades



CONTENIDO

Resumen	IX
Introducción	XIII
Generalidades	1
Parte I	5
1. Simulación	7
2. Optimización	33
3. Reconciliación	45
4. Integración de la Información	73
Parte II	83
1. Explotación y Producción	85
A. Simulación de Instalaciones Superficiales	87
B. Optimización del Flujo Multifásico en un Campo Productor de Aceite y Gas	149
C. Manejo Inteligente de Activos	169
2. Gas	181
A. Optimización de Procesos en Plantas de Gas	183
3. Refinación	199
A. Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de Precalentamiento de Crudo	201
B. Refinación de Crudo	245
C. Contabilidad y Reconciliación de la Producción	317
Conclusiones	327
Bibliografía	331



Introducción

La demanda de combustibles originada a partir de la Primer y especialmente la Segunda Guerra Mundial así como el desarrollo industrial y auge económico de la posguerra hizo que la industria petrolera usara herramientas tecnológicas que le permitan extraer más petróleo crudo y producir más combustibles. En este momento, la simulación de procesos no se había definido propiamente puesto que sólo había algunos procedimientos, gráficos la mayor parte de ellos, para el cálculo de propiedades de fluidos y el diseño de algunos equipos de uso común (intercambiadores de calor, torres de destilación, separadores, filtros, etc.).

La invención de los plásticos y su uso en bienes de consumo en los años sesentas originó una nueva demanda masiva de derivados del petróleo lo que contribuyó al desarrollo de nuevas tecnologías de explotación de los campos petroleros, el transporte del gas y del crudo así como de su procesamiento. Por otro lado, el desarrollo de los circuitos electrónicos a partir de los años cincuenta y creación de las primeras computadoras y los lenguajes de programación permitió el desarrollo de métodos numéricos y algoritmos cada vez más complejos para calcular de forma más precisa las de propiedades de los fluidos y empezar a simular los procesos más apegados a la realidad.

La crisis petrolera de la década de los setentas ocasionó que la industria requiriera de herramientas que le permitieran producir igual o más cantidad de petróleo crudo y sus derivados con menor cantidad de recursos. Esta situación obligó a que las herramientas tecnológicas se desarrollaran nuevamente para responder a estas necesidades y así la optimización de procesos empezó a incursionar en las operaciones unitarias vitales de los procesos de producción.

La combinación de estos factores económicos y tecnológicos fueron el campo fértil para el desarrollo de los primeros simuladores de proceso a principios de los años setenta utilizando lenguajes y algoritmos más estructurados. Sin embargo, esta tecnología sólo estaba al alcance de unas cuantas compañías y algunas universidades de los países industrializados debido a la gran cantidad de recursos necesarios para el sostenimiento de una infraestructura de este tipo. La invención del circuito integrado y de los lenguajes de programación estructurados a finales de los setentas y principios de los ochentas hizo posible la estandarización de ambientes de desarrollo y la creación de la computadora personal; se había iniciado la masificación de la tecnología computacional y la caída de sus costos. Cada vez más ingenieros tuvieron a su alcance el hardware y software necesarios para el desarrollo de nuevas herramientas de simulación de procesos en las computadoras personales.

La consolidación del uso de la computadora personal como herramienta del ingeniero durante los años ochenta y la llegada de hardware con mayor capacidad para efectuar cálculos matemáticos a principio de los noventas ofrecieron las condiciones para que los simuladores de proceso fueran cada vez más robustos y más sencillos de usar debido a la adición de interfaces gráficas. Así las



simulaciones y optimizaciones pudieron ser cada vez más complejas y de mayor valor económico dado que permitían evaluar integralmente a todo un proceso de forma rigurosa. Para mediados de los años noventa, la simulación y optimización de procesos empezaron a integrarse con otras tecnologías que iban desde herramientas de oficina (hojas electrónicas, bases de datos, visualizadores gráficos, etc.) hasta la automatización y control de los procesos. La motivación para la integración de tecnologías buscó nuevamente extraer más petróleo crudo y producir más derivados utilizando la menor cantidad de recursos. Esto es, la optimización de procesos por primera vez se llevó de unidades aisladas a todo el proceso integral de explotación y producción – refinación – gas y petroquímicos básicos – petroquímicos y químicos.

Las técnicas de optimización incorporadas a los simuladores de proceso se combinaron con la tecnología de automatización y control haciendo que los simuladores ya no sólo fueran utilizados en el diseño de la ingeniería básica y en la evaluación de cambios de los procesos, sino que se convertían en una herramienta para el control y optimización. La evolución de la tecnología de información permitió que todos los datos generados por los sistemas de automatización y control fueran alimentados directamente a los simuladores y así se disminuyera el tiempo de ingreso de éstos y se eliminaran errores. Por primera vez se hablaba del uso de los simuladores de proceso para la optimización en un ciclo cerrado.

El final de los años noventa e inicio del siglo veintiuno vieron nacer el manejo inteligente de las operaciones diarias en los procesos y de los activos de una empresa. Esta tecnología se fundamenta en la experiencia adquirida de la automatización, control y optimización a ciclo cerrado de los procesos. El manejo inteligente de las operaciones y de los activos tiene como punto de partida el análisis de los procesos para encontrar los cambios necesarios que logren la optimización y ganancias deseadas, y finalmente sostener el esquema de proceso optimizado para que el nivel de ganancias no disminuya.

La segunda mitad de esta década será marcada por nuevas crisis petroleras las que nuevamente incentivarán cambios en la tecnología de la simulación y optimización, el manejo de los datos de procesos, la automatización y control. Igualmente, la evolución de la tecnología de información (hardware y software) y la consolidación de Internet como el nuevo ambiente de trabajo, ayudarán a que la simulación y optimización sean cada vez tecnologías más robustas disponibles para un número mayor de profesionales que harán posible un mejor uso de los recursos provenientes del petróleo crudo.



Generalidades

El presente Reporte de Titulación por Experiencia Profesional incluye algunos de los proyectos en simulación, optimización e integración de la información en los que he participado a lo largo de catorce años para la industria petrolera de México y Latinoamérica en las áreas de explotación y producción, refinación y gas.

La formación como Ingenieros Químicos que recibimos en la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza proporciona el fundamento teórico necesario para que, de forma natural, el profesional se inicie en el campo de la simulación y optimización de procesos, particularmente en estado estacionario. Por ejemplo, para que la simulación de un proceso en general pueda ser establecida, es imprescindible:

- El conocimiento pleno del comportamiento de las especies químicas involucradas, así como una sólida base matemática y en algunos casos estadística (Ciclo Básico).
- El proceso debe ser analizado para la correcta representación del transporte de materia y energía (Ciclo Intermedio).
- Finalmente las operaciones unitarias deben ser analizadas tanto de forma particular y como elementos de un proceso integral cuyos resultados serán parte, normalmente, de un proyecto (Ciclo Terminal).

Es decir, el ingeniero químico egresado de esta institución debe tener un manejo claro de prácticamente todas las asignaturas cubiertas en el plan de estudios.

El área de la industria en la que se basa este reporte es la que en mayor proporción la simulación, optimización y ahora la integración de la información han tenido auge en Latinoamérica debido fundamentalmente a las reservas de hidrocarburos propias de la región y a las ganancias generadas por su explotación.

La simulación inicialmente se desarrolló para procesos muy particulares dentro de las plantas industriales (sistemas de compresión, destilaciones, reactores, etc.) pero paulatinamente cubrió otros campos: la ingeniería de servicios, sistemas de alivio, redes de intercambio de calor, flujo de fluidos multifásicos en pozos y sistemas de recolección y distribución de hidrocarburos, etc. Una vez que la simulación adquirió la madurez y confiabilidad suficientes (finales de los años 70's) y que el hardware y software estuvieron disponibles para un número mayor de ingenieros (segunda mitad de los años 80's) la simulación se convirtió en una herramienta cotidiana para el ingeniero. Dado el comportamiento del mercado de hidrocarburos a nivel mundial en los últimos treinta años, se ha tenido que sostener la producción minimizando el uso de recursos o maximizar las ganancias; así la optimización de los procesos fue igualmente requerida con más frecuencia como parte de las actividades del ingeniero.



Generalidades

El dinamismo dentro de los procesos mismos y del mercado de productos petrolíferos demandó que la información generada dentro de los procesos empezara a ser un factor clave para la toma de decisiones en los Activos (sistemas de producción, recolección, distribución, refinerías, criogénicas, petroquímicas, etc.) de la industria petrolera.

Por ello, la optimización de un sistema aislado ya no fue suficiente y requirió se realizara de forma integral y en línea para todos los procesos dentro de un Activo. No debe confundirse la optimización en línea con la simulación y optimización dinámica (casos no cubiertos en este reporte). La optimización en línea requiere que la información dentro de un Activo se integre, esto es que los datos obtenidos de los procesos sean capturados de los instrumentos directamente y transportados de forma electrónica a bases de datos las cuales los ofrecen a prácticamente todos los niveles jerárquicos del Activo. Una vez disponibles de forma electrónica, los datos son tomados por algoritmos para su reconciliación (detección de errores en las mediciones) y contabilización de la producción; cuyos resultados son alimentados a los simuladores y optimizadores necesarios para el análisis integral del sistema y obtener un esquema optimizado que responda a las necesidades particulares de ese momento en la operación. Estos resultados son transportados a bases de datos y a las consolas del sistema de control para que directamente los valores de las condiciones de operación óptima se apliquen a los instrumentos (optimización en línea a ciclo cerrado) o el operador autorice de aplicación en el sistema de control (optimización en línea a ciclo abierto). Los resultados almacenados en las bases de datos del esquema optimizado son ofrecidos nuevamente a los niveles jerárquicos del Activo que así lo requieran para su uso en análisis que faciliten la toma de decisiones.

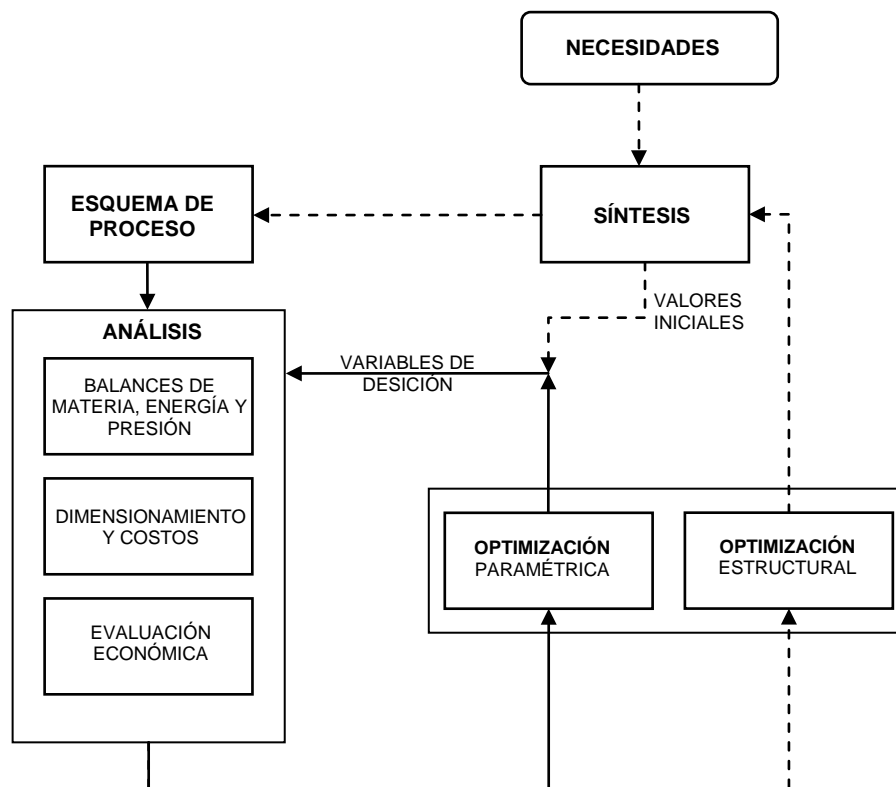
En resumen, el valor agregado resultado de la simulación, reconciliación, optimización e integración de la información en los Activos de la industria petrolera ofrece la posibilidad de aumentar las ganancias ya sea incrementando la producción, sosteniendo la producción a un menor costo o haciendo más eficientes los procesos.

1. Simulación

Introducción

La simulación de procesos puede ser definida como el uso de la computadora para realizar los balances de materia, energía y presión en estado estacionario y no estacionario (no es alcance de este reporte entrar al área de la simulación dinámica), así como el dimensionamiento y cálculo del costo de los equipos de un proceso en particular. La vida útil de un proceso, desde su diseño hasta su abandono, se encuentra siempre acompañada de la simulación y optimización (ver Figura 1.1).

FIGURA 1.1 CICLO DE VIDA DE UN PROCESO



La Figura 1.1 cuenta con dos secciones definidas por líneas punteadas y sólidas. Las líneas punteadas en combinación con las sólidas indican la parte correspondiente al diseño del proceso, mientras que las líneas sólidas indican el monitoreo y sostenimiento de la producción del proceso. No es alcance de este reporte hacer el análisis del arranque y paro del proceso.



I.1 Simulación

El inicio de la vida de un proceso surge con su diseño para cubrir ciertas necesidades. Para diseñar un proceso, se evalúa la tecnología disponible y se sintetiza en un esquema de proceso. Del esquema de proceso se obtiene el diagrama de flujo de proceso. Para iniciar la simulación del proceso se requiere primeramente determinar de forma rigurosa las propiedades de los fluidos que participarán en él. Posteriormente, las operaciones unitarias deben de ser representadas por rutinas matemáticas que realicen los balances de materia, energía y presiones alrededor de todo el proceso, las cuales deben ser lo suficiente robustas para representar la operación del proceso en rangos de presión y temperatura característicos del proceso (normales) y en situaciones de arranque, paro y emergencia. Habiendo resuelto los balances alrededor del proceso, se dimensionan los equipos, se determinan los servicios requeridos y se diseñan los sistemas de control y seguridad necesarios para la correcta operación del proceso y mantenerlo bajo los límites de seguridad y los establecidos por la legislación ambiental. Conforme cada una de estas etapas es completada, se realizan los diferentes diagramas (diagrama de tubería e instrumentación, diagrama de líneas de servicios, isométricos) y diseños detallados de los equipos, tuberías, soportes, cimentaciones, etc. que serán planteados en la distribución final del proceso. En esta etapa se tienen los elementos necesarios para llevar a cabo el cálculo del costo de los equipos, instalación y operación y proceder a la evaluación económica del proceso. La siguiente etapa es la optimización del proceso en su totalidad de acuerdo a las especificaciones de los productos requeridos, consumos de energía y el marco socio-económico y legal, con lo que se determinan los cambios necesarios en su estructura y condiciones de operación. Terminados el análisis y la optimización, se define el esquema de proceso final y se procede a la procura.

Una vez que el proceso se ha arrancado y alcanzado el régimen permanente, es labor de la simulación de procesos y la optimización adecuar las condiciones de operación para sostener la producción y mantenerla en niveles óptimos de acuerdo a los cambios en las materias primas, especificaciones de los productos, cambios en el marco socio-económico y legal, cambios climatológicos, etc. Los simuladores y optimizadores pueden ser alimentados en línea con flujos, temperaturas, presiones, estado de las operaciones unitarias, etc. y los resultados obtenidos igualmente reenviados al proceso, ya sea a la consola del operador (ciclo abierto) para su aprobación o directamente a los controladores (ciclo cerrado).

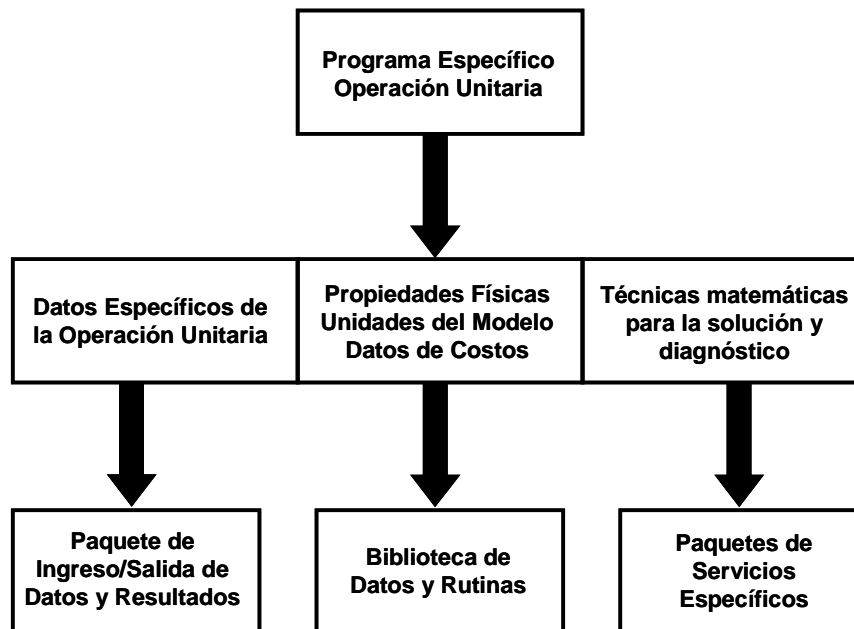
El desarrollo de los simuladores tiene como origen programas que resolvían operaciones unitarias de forma aislada. Estos programas, normalmente incluían: 1) rutinas para el ingreso de los datos descriptivos de la operación unitaria, 2) rutinas para el cálculo de las propiedades termofísicas de las especies químicas existentes en todo el proceso modelado, 3) rutinas matemáticas para resolver la operación unitaria y dar diagnósticos referentes al proceso de solución (ver Figura 1.2).

De manera progresiva este tipo de programas específicos fueron acumulados en bibliotecas de métodos para resolver distintos tipos de operaciones unitarias con el objeto de generar un sistema integral que fuera capaz



de resolver de forma confiable en un rango amplio de condiciones de operación un proceso que incluyera las diferentes operaciones unitarias existentes. Para ello, fue necesario crear bibliotecas de métodos para el cálculo de propiedades termofísicas y bancos de datos cada vez más robustos, interfaces hacia el usuario y las rutinas para el ingreso de datos y obtención de resultados, métodos que resolvieran la secuencia de cálculo y métodos que indicaran si el problema se habría resuelto y su diagnóstico.

Figura 1.2 Simulación de Operaciones Unitarias



La implementación de un simulador ha dependido en gran medida de la capacidad de cálculo de las computadoras y de los lenguajes de programación. La evolución de estos aspectos ha permitido pasar del ingreso de los datos y obtención de resultados en archivos planos hasta el manejo integral de procesos en línea y tiempo real.

Sin importar cuán complejo y robusto pueda ser un simulador, siempre tendrá un esquema básico para la obtención de una solución a un proceso (ver Figura 1.3). Existen diferentes métodos para llegar a la solución o convergencia de una simulación, de los cuales los más usados son:

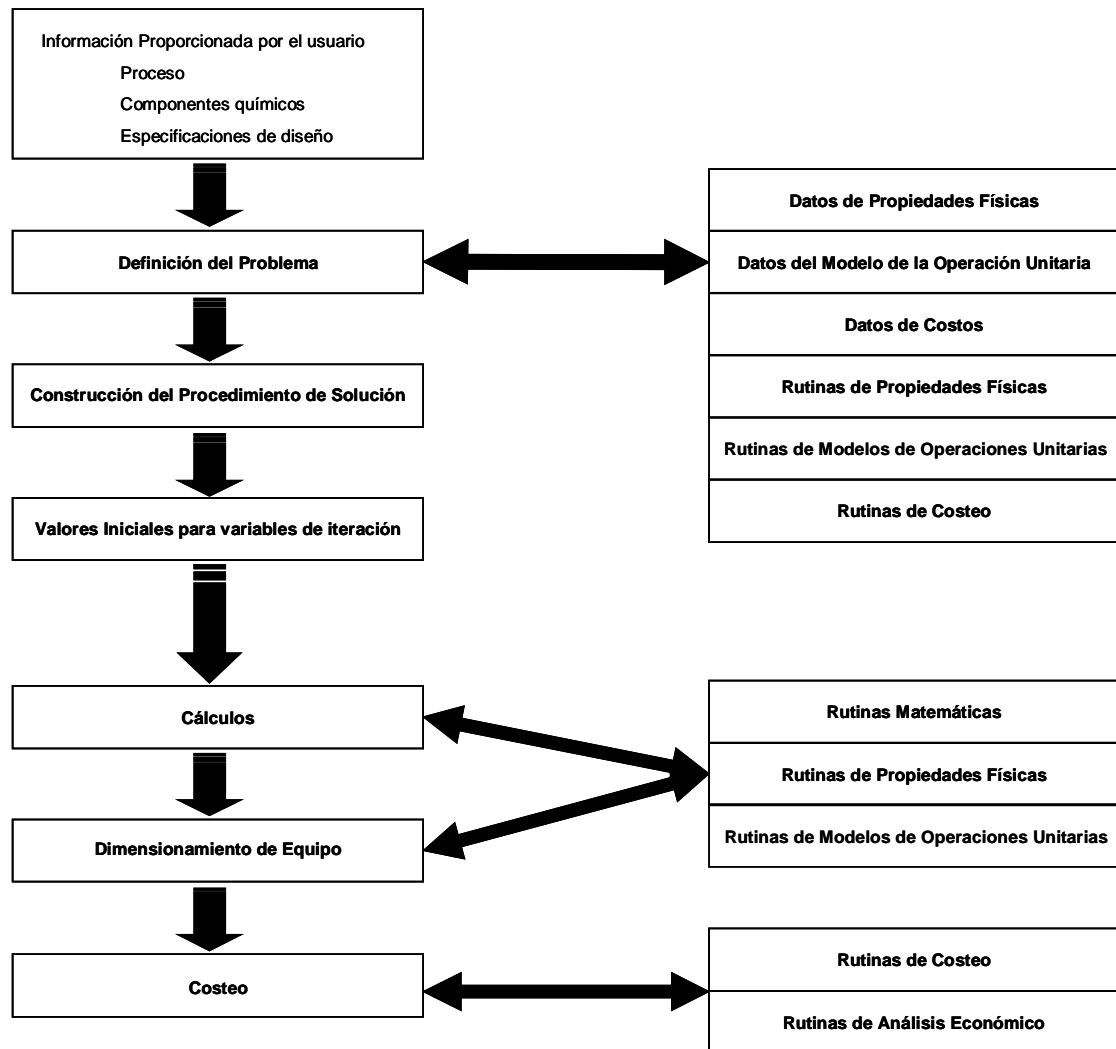
1. Simulación modular secuencial
2. Simulación modular simultánea
3. Simulación basada en la solución de sistemas de ecuaciones

Cada uno de estos métodos ha sido modificado para resolver problemas particulares, por ejemplo la simulación de flujo de fluidos (balance de presiones), simulación de sistemas integrales de producción (flujo de fluidos y proceso). Los



métodos son descritos a continuación tomando como punto de partida el esquema de proceso mostrado en la Figura 1.4 en donde se incluyen dos mezclados, un reactor y un separador, así como una corriente de reciclo.

Figura 1.3 Esquema Básico de Simulación



Las ecuaciones que se pueden escribir de la envolvente del proceso son:

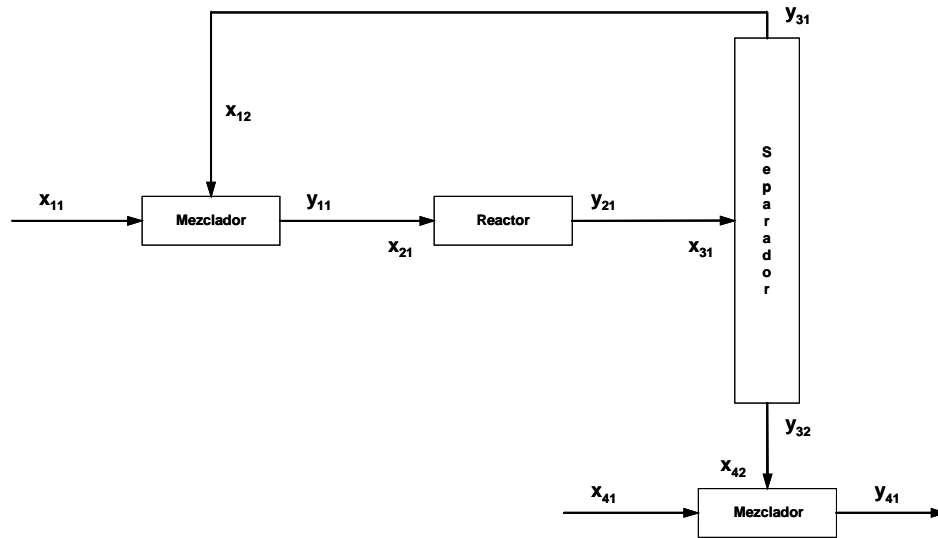
$$\left\{ \begin{array}{l} f_1(x_{11}, x_{12}, y_{11}) = 0 \\ f_2(x_{21}, y_{21}, u_2) = 0 \\ f_3(x_{31}, y_{31}, y_{32}, u_3) = 0 \\ f_4(x_{41}, x_{42}, y_{41}) = 0 \end{array} \right. \quad (E - 1.1)$$



En donde:

- x_{ij} Entrada de j a la unida i
- y_{ij} Salida de j de la unidad i
- u_i Parámetros de la unidad i

Figura 1.4 Proceso a Simular



Las ecuaciones de conexión entre las operaciones unitarias para este proceso son:

$$\left\{ \begin{array}{l} x_{12} - y_{31} = 0 \\ x_{21} - y_{11} = 0 \\ x_{31} - y_{21} = 0 \\ x_{41} - y_{32} = 0 \end{array} \right. \quad (E - 1.2)$$

Las ecuaciones del modelo están escritas funcionalmente y representan los balances de materia y energía, las propiedades termofísicas y otras correlaciones que relacionan las corrientes de entrada y salida de las diferentes operaciones unitarias. Para cada operación unitaria existen una serie de parámetros, u_i , que tienen que ser especificados para completar la descripción de la misma, por ejemplo, la temperatura y la presión de operación. En este caso en particular, se ha considerado que los mezcladores no requieren de parámetros para la descripción de su operación. Por ello en f_1 y f_4 no son considerados.

Para este esquema, las especificaciones pueden ser definidas como la lista de las corrientes que interconectan las operaciones unitarias, como se muestra en las tablas siguientes.



I.1 Simulación

Corrientes	Enlace en el esquema
S1	Alimentación x11
S2	y31 – x12
S3	y11 – x21
S4	y21 – x31
S5	y32 – x42
S6	Alimentación x41
S7	Producto y41

Unidad	Modelo	Entrada	Salida
1	Mezclador	S1, S2	S3
2	Reactor (porcentaje de conversión)	S3	S4
3	Separador adiabático	S4	S2, S5
4	Mezclador	S5, S6	S7

El ingeniero debe tener la posibilidad de elegir entre los diferentes tipos de modelos de reactores y separadores existentes en la biblioteca de rutinas de las operaciones unitarias del simulador.

A. Simulación Modular Secuencial

Suponga que todos los modelos están escritos de forma tal que calculan los valores de las corrientes de salida para cada uno de ellos, dados los valores de las corrientes de entrada y los parámetros de las operaciones unitarias. Para un mezclador, el balance de materia es rápidamente identificado, y por balance de energía, se puede determinar la entalpía de la corriente de salida ya que las entalpías de las corrientes de entrada deben estar dadas. Para el reactor, la corriente de entrada x_{21} , la función f_2 , así como los parámetros de la unidad u_2 son utilizados para el cálculo de la corriente de salida y_{21} ; de forma similar, esto ocurre para el separador. Esto significa que las funciones de los modelos son reescritas de la siguiente forma.

$$\begin{array}{ll}
 f_1(x_{11}, x_{12}, y_{11}) = 0 & y_{11} = g_{11}(x_{11}, x_{12}) \\
 f_2(x_{21}, y_{21}, u_2) = 0 & y_{21} = g_{21}(x_{21}, u_2) \\
 f_3(x_{31}, y_{31}, y_{32}, u_3) = 0 & y_{31} = g_{31}(x_{31}, u_3) \\
 & y_{32} = g_{32}(x_{31}, u_3) \\
 f_4(x_{41}, x_{42}, y_{41}) = 0 & y_{41} = g_{41}(x_{41}, x_{42})
 \end{array}
 \Rightarrow$$

Cada una de estas ecuaciones, por ejemplo y_{11} , pueden ser representadas en la computadora como una subrutina y, para este caso, las variables de entrada son x_{11} y x_{12} y la de salida y_{11} . Los cálculos que la subrutina realizaría son:

Datos ingresados	x_{11}, x_{12}
Balance de Materia	Calcular el flujo de cada especie química.
Balance de Energía	Calcular la entalpía de la corriente de salida.



I.1 Simulación

La segunda decisión que es necesario tomar para crear una simulación modular secuencial es que todas las corrientes de entrada (x_{11} y x_{41}) al esquema de proceso tienen que ser especificadas por el usuario. La tercera decisión es que todos los reciclos son calculados mediante estimados iniciales y consecutivas iteraciones. Por lo tanto, para el esquema de la Figura 1.4, la solución a los balances de materia y energía se alcanza de la siguiente manera:

- 1º. Ingresar los valores de entrada para x_{11} y x_{41} .
- 2º. Ingresar los estimados iniciales de x_{12} .
- 3º. Usar la ecuación $y_{11} = g_{11}(x_{11}, x_{12})$ para calcular y_{11} .
- 4º. Igualar los valores de las corrientes x_{21} y y_{11} .
- 5º. Usar la ecuación $y_{21} = g_{21}(x_{21}, u_2)$ para calcular y_{21} .
- 6º. Igualar los valores de las corrientes x_{31} y y_{21} .
- 7º. Usar las ecuaciones $y_{31} = g_{31}(x_{31}, u_3)$ y $y_{32} = g_{32}(x_{31}, u_3)$ para calcular y_{31} y y_{32} .
- 8º. Examinar las diferencias entre las corrientes y_{31} y x_{12} .
 - i. Si no son esencialmente iguales, use los valores de y_{31} y x_{12} para calcular nuevos valores de x_{12} y repita el proceso desde el paso 3º.
 - ii. Si son esencialmente iguales, el reciclo ha convergido. Continúe con el paso 9º.
- 9º. Igualar los valores de las corrientes x_{12} y y_{32} .
- 10º. Usar la ecuación $y_{41} = g_{41}(x_{41}, x_{42})$ para calcular y_{41} .
- 11º. Salir.

Esta secuencia de cálculo pudo haber sido determinada por el simulador o por el usuario. Si el usuario define la secuencia de cálculo, la primer tarea que debe llevarse a cabo es la detección de corrientes de reciclo y debe definir cuándo y cómo serán iteradas y convergidas. Para el caso revisado, la secuencia de cálculo usada es:

Unidad 1 Unidad 2 Unidad 3 Iterar desde la unidad 1 Unidad 4

Esta secuencia implica que la corriente S2 es el reciclo, la cual es llamada "corriente de corte", es decir, es la corriente a la cual se le suministrarán estimados iniciales y sobre la cual se iterará para convergerla. La siguiente secuencia es también válida:

Unidad 2 Unidad 3 Unidad 1 Iterar desde la unidad 2 Unidad 4

La corriente de corte en este caso es S3. Note que la unidad 4 es calculada sólo hasta que el ciclo que comprende a las unidades 1 y 3 es resuelto.

Como se mencionó arriba, alternativamente el simulador puede contener algoritmos para la determinación de la secuencia de cálculo, los



I.1 Simulación

cuales identifican los ciclos y las corrientes de corte correspondientes (veáse por ejemplo, Sargent, R.W. H. y A.W. Westerberg. 1964. "SPEED UP in chemical engineering design". *Trans. Inst. Chem. Eng.* Londres. 42, 190-7), dejando al usuario la opción de proporcionar estimados iniciales. En ocasiones, los modelos de las operaciones unitarias involucradas en la simulación requieren de un método iterativo para su convergencia, por lo que se deben de ingresar los correspondientes estimados iniciales para las variables que lo así requieran.

Una vez que todo el esquema de simulación ha sido completado, su solución implica simplemente la ejecución de los cálculos en el orden establecido. Si se han incluido cálculos para del dimensionamiento y costeo del equipo, se debe decidir si estos cálculos se realizarán dentro de la secuencia de los balances de materia y energía o se realizarán fuera de este ciclo.

Un ejemplo de un simulador modular secuencial es PROII con PROVISION de Simulation Sciences Inc.

B. Simulación Modular Simultánea

Esta metodología requiere que los modelos de las operaciones unitarias sean escritos de la misma forma en que se hizo para la simulación modular secuencial, en donde se calculen los valores de las corrientes producto dados los valores de las corrientes de entrada y los parámetros de las operaciones unitarias. Adicionalmente, cada operación unitaria es provista de otro módulo en el que se relaciona, de forma aproximadamente lineal, a las corrientes de salida con las corrientes de entrada. Los cálculos, de forma genérica, que se efectúan para una simulación de este tipo son los siguientes:

- 1 (a) Dadas las corrientes de entrada al sistema x_{i1}, x_{i2}, \dots
 Dadas los parámetros de las operaciones unitarias u_i
 Dadas los estimados iniciales para las variables que se iterarán
- (b) Use los modelos de las operaciones unitarias para calcular las corrientes de salida y_{i1}, y_{i2}, \dots
- 2 (a) Dadas las corrientes de entrada al sistema x_{i1}, x_{i2}, \dots
 Dadas las corrientes de salida del sistema y_{i1}, y_{i2}, \dots
- (b) Encontrar las relaciones lineales que modelan adecuadamente las operaciones unitarias para pequeñas perturbaciones en las corrientes de entrada, es decir, encuentre los coeficientes a_{ijk} de forma que:

$$y_{ij} \approx \sum_{k=1}^{k_i} a_{ijk} x_{ik}$$

En donde k_i es el número de corrientes de entrada a la unidad i .

La dificultad para encontrar los coeficientes a_{ijk} puede variar con la precisión necesaria y deseada para las relaciones lineales si estas han de comportarse como modelos lineales reales.



I.1 Simulación

El modelo del separador puede servir para ilustrar la construcción de un modelo lineal simple. Suponga que después de realizar el paso 1(b), los componentes de una mezcla de benceno, tolueno y xileno se separan de la siguiente forma:

Componente	Flujo de Entrada	Flujo de Domo	Flujo de Fondo
Benceno	100 mol	98 mol	2 mol
Tolueno	100 mol	93 mol	7 mol
Xileno	100 mol	9 mol	91 mol
Energía	20 000 kJ	10 000 kJ	10 000 kJ

De esta manera, se puede plantear la siguiente relación lineal entre la corriente de entrada y las corrientes de salida:

Benceno en el flujo de domo	≈ 0.98	Benceno en el flujo de entrada
Tolueno en el flujo de domo	≈ 0.93	Tolueno en el flujo de entrada
Xileno en el flujo de domo	≈ 0.09	Xileno en el flujo de entrada
Energía en el flujo de domo	≈ 0.5	Energía en el flujo de entrada
Benceno en el flujo de fondo	≈ 0.02	Benceno en el flujo de entrada
Tolueno en el flujo de fondo	≈ 0.07	Tolueno en el flujo de entrada
Xileno en el flujo de fondo	≈ 0.91	Xileno en el flujo de entrada
Energía en el flujo de fondo	≈ 0.5	Energía en el flujo de entrada

Para el flujo de domo de benceno, la ecuación lineal para el modelo es:

Benceno en el flujo de domo	≈ 0.98	Benceno en el flujo de entrada
	+ 0.00	Tolueno en el flujo de entrada
	+ 0.00	Xileno en el flujo de entrada
	+ 0.00	Energía en el flujo de entrada

Estos valores representan los coeficientes a_{ijk} , los cuales debido a la manipulación propuesta, la mayor parte de ellos son cero. Sin embargo, una linealización verdadera no produciría estos resultados, dado que las interacciones entre los componentes y variaciones en la temperatura por ejemplo, generarían valores de coeficientes diferentes de cero.

Una vez obtenidos los coeficientes, los sistemas de ecuaciones que se tienen que resolver son los siguientes:



I.1 Simulación

Modelos Aproximados
$$y_{ij} \approx \sum_{k=1}^{k_i} a_{ijk} x_{ik}$$

Ecuaciones de conexión
$$x_{pq} = y_{st}$$

Sin embargo, el número de variables es superior al número de ecuaciones. El número exacto de variables puede determinarse del sistema original:

Modelos Exactos
$$y_{ij} = g_{ij}(x_{i1}, x_{i2}, \dots, x_{ik_i}, u_i)$$

Ecuaciones de conexión
$$x_{pq} = y_{st}$$

Si se fijan los parámetros de las operaciones unitarias, u_i , se proporcionan los valores de las corrientes de entrada y se precisa una secuencia para la solución de los modelos exactos en la simulación, se puede generar un número de ecuaciones que resuelvan todas las variables de la simulación. Este hecho, visto desde otra óptica, nos indica el número de variables que tenemos que es necesario especificar en el modelo lineal para que el sistema tenga una solución.

Dado que las ecuaciones que se desean resolver son *lineales*, es factible especificar otras variables diferentes a las corrientes de entrada. Estas especificaciones tienen que ser igual en número al número de variables de las corrientes de alimentación y lineales en x y y para conservar la linealidad del modelo.

De esta forma, una simulación simultánea modular se define construyendo el esquema de proceso, declarando las especies químicas, especificando los parámetros de las operaciones unitarias y estableciendo las relaciones lineales entre x y y , igual en número al número de variables de las corrientes de alimentación. Al igual que en la simulación modular secuencial, se tienen que establecer los datos de las propiedades termofísicas, los modelos de las operaciones unitarias, costos, etc. Por otro lado, la secuencia de solución de las operaciones unitarias es un proceso más complicado que el usado para la simulación modular secuencial por que ahora se pueden definir especificaciones tanto en x como en y . Es una práctica común que un algoritmo dentro del simulador establezca la secuencia de cálculo para el caso analizado (ver Umeda, T. y M. Nishio, 1972, "Comparison between sequential and simultaneous approaches in process simulation". *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.* 11, 153). Por fines prácticos, supóngase que los valores de las corrientes de alimentación se fijan y que el orden de solución es el que utilizó en la simulación modular secuencial:

- Unidad 1, unidad 2, unidad 3 - Forman un ciclo
- Unidad 4 - Resuelta al final



I.1 Simulación

La secuencia de cálculos para este caso en particular podría ser la siguiente:

- 1º. Dada la corriente x_{11} .
- 2º. Estimar los coeficientes a_{ijk} para las unidades 1, 2, y 3.
- 3º. Resolver los modelos lineales de las ecuaciones, así como las ecuaciones de conexión para las unidades 1, 2 y 3. El resultado de este proceso es el conjunto de valores aproximados de x y y para estas tres unidades.
- 4º. Con los valores calculados para las corrientes de alimentación, x , y los modelos exactos de las operaciones unitarias (con los parámetros u_i fijos), calcular los valores de las corrientes de salida, y , para las unidades 1, 2 y 3.
- 5º. Recalcular los coeficientes a_{ijk} para cada unidad.
- 6º. Comparar los valores de a_{ijk} calculados con los previamente estimados:
 - a. Si son esencialmente los mismos, pasar al paso 7º.
 - b. Si no son esencialmente los mismos, reestimar sus valores y repetir el proceso desde el paso 3º.
- 7º. Usar el modelo exacto de la unidad 4 para su cálculo.
- 8º. Salir.

Un procedimiento alternativo al anterior implica la convergencia de la simulación con respecto a la corriente de reciclado del esquema de proceso:

- 1º. Dada la corriente x_{11} .
- 2º. Estimar los valores de la corriente de reciclado x_{12} .
- 3º. Resolver las unidades 1, 2 y 3 en este orden utilizando los valores de la corriente de salida de la unidad 1 como los valores de la corriente de entrada de la unidad 2 y los valores de la corriente de salida de la unidad 2 como los valores de la corriente de entrada de la unidad 3.
- 4º. Calcular los coeficientes a_{ijk} para las unidades 1, 2 y 3.
- 5º. Resolver los modelos lineales de las ecuaciones, así como las ecuaciones de conexión para las unidades 1, 2 y 3. El resultado de este proceso es el conjunto de valores aproximados de x y y para estas tres unidades.
- 6º. Comparar los valores de la corriente de reciclado x_{12} calculados con los previamente estimados:
 - a. Si son esencialmente los mismos, pasar al paso 7º.
 - b. Si no son esencialmente los mismos, reestimar sus valores y repetir el proceso desde el paso 3º.
- 7º. Usar el modelo exacto de la unidad 4 para su cálculo.
- 8º. Salir.

En cualquiera de estos casos, una vez que todo el esquema de simulación ha sido completado, su solución implica simplemente la



I.1 Simulación

ejecución de los cálculos en el orden establecido. Si se han incluido cálculos para del dimensionamiento y costeo del equipo, se debe decidir si estos cálculos se realizarán dentro de la secuencia de los balances de materia y energía o se realizarán fuera de este ciclo.

Un ejemplo de un simulador modular simultáneo es PIPEPHASE de Simulation Sciences Inc.

C. Simulación basada en la solución de sistemas de ecuaciones

En los dos últimos casos, se ha examinado la solución de un esquema de proceso mediante la especificación de los valores de las corrientes de entrada y los parámetros de las operaciones unitarias para calcular los valores de las corrientes de salida. A continuación se examina la posibilidad de eliminar esta limitante.

Una vez más, el esquema de simulación final es representado por un sistema de ecuaciones no lineales las cuales deben ser resueltas simultáneamente. El sistema de ecuaciones incluye los modelos de las operaciones unitarias y las ecuaciones de conexión entre ellas. Note que las especificaciones de diseño en el esquema de proceso pueden ser representadas como otro conjunto de ecuaciones. Por ejemplo, se requiere que cierto flujo en el esquema sea igual a 300 kgmol/h, lo que es equivalente a escribir la ecuación:

$$F - 300 = 0$$

En otra parte del proceso se desea que la temperatura T_{15} sea 30°C mayor que T_6 :

$$T_{15} - T_6 - 30 = 0$$

Esto significa que en muchas ocasiones es necesario especificar valores tanto en las corrientes de entrada como en las de salida. Desde el punto de vista de las operaciones unitarias, algunas de ellas se *diseñarán* para cumplir con especificaciones en los productos y otras se *evaluarán* para determinar si pueden producir el producto buscado. La simulación basada en la solución de sistemas de ecuaciones se encarga de resolver este tipo de planteamientos.

Una vez que el grupo total de ecuaciones se encuentra completo, se establece un procedimiento para su solución. Esto normalmente es un proceso complejo y largo el cual es resuelto por algoritmos especializados (ver Leigh, M.J., G.D.D. Jackson y R.W.H. Sargent, 1974, "SPEED-UP – A computer based system for the design of chemical processes". Documento presentado en la CAD-74, Imperial College, Londres, Inglaterra, Septiembre 24-7).

La simulación, como en los casos anteriores, inicia con la construcción del esquema del proceso y la declaración de las especies



I.1 Simulación

químicas. Las especificaciones de diseño de los equipos tienen la forma de un grupo de ecuaciones (lineales o no lineales). Un segundo grupo de ecuaciones son los modelos de las operaciones unitarias. El último grupo de ecuaciones son las que definen las conexiones entre las operaciones unitarias.

La construcción de un procedimiento de solución para estos grupos de ecuaciones, significa que el o los algoritmos del simulador tienen que realizar lo equivalente a escribir un programa para resolver miles de ecuaciones.

Una vez más, después de crear el procedimiento de solución, se ejecutan los cálculos correspondientes. Si se han incluido cálculos para el dimensionamiento y costeo del equipo, se debe decidir si estos cálculos se realizarán dentro de la secuencia de los balances de materia y energía o se realizarán fuera de este ciclo.

Un ejemplo de un simulador basado en la solución de sistemas de ecuaciones es ROMEO de Simulation Sciences Inc.

Los métodos descritos se han empleado para la generación de simuladores que han respondido a diferentes necesidades, ya sea para la simulación de plantas de proceso, el transporte de fluidos o para la optimización en línea a ciclo abierto o cerrado. Cada uno de ellos ofrece ventajas sobre los otros, sin embargo es importante mencionar que la tendencia actual es utilizar métodos cada vez más robustos basados en la solución de sistemas de ecuaciones ya que los avances en la capacidad de cálculo y almacenamiento de los sistemas de cómputo así como en los lenguajes de programación ofrecen las condiciones adecuadas para el uso de este tipo de programas.

Construcción del Modelo de Simulación

En la actualidad, existen diversas formas de crear el modelo para una simulación de proceso, desde archivos de datos con un formato no flexible (SIMPROC y LÍNEAS del Instituto Mexicano del Petróleo), archivos de palabras clave (ver PROII de Simulation Sciences), bases de datos complejas (ver PROII con PROVISION y PIPEPHASE de Simulation Sciences, ASPEN Plus de Aspen Technologies, PIPESIM de Baker Jardine, REO de Edinburgh Petroleum Services). La descripción de estos métodos se muestra en las Tablas 1.3 y 1.4.

El acercamiento que se aborda en este ejemplo es el que hace PROII con PROVISION, simulador modular secuencial. Este método es uno de los más usados en la actualidad y es de relativo fácil acceso para el ingeniero de procesos.

Las interfaces gráficas de usuario de los simuladores actuales ofrecen gran libertad en la construcción de los modelos de simulación, sin embargo es siempre recomendable seguir una serie de pasos lógicos que permitan la rápida y congruente construcción del modelo:

1. Construcción del diagrama de flujo de proceso. El proceso a ser modelado es descrito en la interfaz mediante iconos que representan las diferentes



I.1 Simulación

operaciones unitarias las cuales son conectadas mediante corrientes de alimentación y producto.

2. Definición de las unidades de medición. Prácticamente cualquier cantidad ingresada en un simulador debe tener definida una unidad de medición. Los simuladores actuales cuentan con los sistemas de unidades convencionales, así como con la capacidad de crear combinaciones de ellos y conversiones de un sistema a otro. Es importante que se defina el sistema de unidades que se empleará en el proceso de simulación y las unidades en las que se desee obtener el reporte de resultados.
3. Declaración de los componentes. Los componentes que se presenten en todo el proceso deben definirse para que el simulador extraiga de sus bases de datos las propiedades de las especies químicas definidas. Si los componentes no se encuentran definidos en las bases de datos del simulador, el usuario debe proporcionar dicha información y la forma de calcular las propiedades.
4. Selección del método termodinámico. Considerado uno de los pasos más importantes, la selección del método termodinámico dependerá del proceso a ser simulado, las especies químicas involucradas y los cambios que éstas sufran. Los simuladores actuales cuentan con métodos termodinámicos predefinidos para una extensa gama de procesos con los que se calculan constantes de equilibrio, entalpías, entropías, densidades y propiedades de transporte.
5. Ingreso de datos de corrientes de alimentación. La información básica que se debe ingresar para una corriente de alimentación es su composición, ya sea directamente o mediante curvas de destilación y propiedades promedio, su condición térmica (presión y temperatura) o porcentaje de vaporización y su flujo. Para corrientes de reciclo, es deseable que se proporcionen estimados iniciales para acelerar la convergencia del modelo de simulación.
6. Ingreso de las condiciones del proceso. Los datos de proceso de las diferentes operaciones unitarias del modelo de simulación son ingresados de acuerdo a los requerimientos de los algoritmos de simulación y a las especificaciones del proceso que se deban cumplir.
7. Ejecución de la simulación y obtención de resultados. Antes de ejecutar la simulación, debe realizarse una revisión de los datos ingresados con el objeto de eliminar posibles errores en esta etapa. PROII con PROVISION ofrece una herramienta que realiza esta tarea. Una vez que se hayan eliminado los errores en los datos ingresados, la simulación se ejecuta en donde el simulador indicará si la convergencia es alcanzada. Los simuladores normalmente despliegan una serie de mensajes de advertencia y error en los que se notifica al usuario el estado de la convergencia. Una vez que la simulación se ha detenido, ya sea por convergencia o por haber alcanzado el máximo número de iteraciones, se generan los archivos de resultados de la simulación (archivos ASCII, bases de datos, gráficos, etc.) con lo que se procede a realizar el análisis de los mismos.



I.1. Simulación

TABLA 1.3 Comparativo Genérico de Simuladores y Optimizadores

Simulador	Archivo de datos con formato riguroso	Archivo de palabras clave	Interfaz gráfica	Creación de bases de datos	Importar/Exportar archivos de palabras clave	Interacción con software de oficina, dibujo, bases de datos, etc.	Presentación de resultados gráficamente	Disponibilidad Windows y UNIX	Conexión a sistemas de contabilidad de la producción y control
PROCESO									
SIMPROC ^I	SI	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
PROII 5.61 (Simulador y Optimizador) ^{II}	NO	SI	NO	SI	SI	NO	NO	SI	NO
PROII CON PROVISION 5.61 (Simulador y Optimizador) ^{II}	NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI	NO	SI
HEXTRAN 8.01 (Simulador y Optimizador) ^{II}	NO	SI	SI	SI	SI	NO	SI (limitado)	SI	NO
DataCon 3.1 ^{III}	NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI	NO	SI
ASPEN 10.0 ^{III}	NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI	NO	SI
ROMEO 1.0A (optimizador) ^{II}									
FLUJO DE FLUIDOS									
LÍNEAS	SI	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO	NO
PIPEPHASE NetOpt 8.0 (Simulador y Optimizador) ^{II}	NO	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI	SI
Visual Flare 4.0 ^{II}	NO	NO	SI	SI	NO	NO	SI	NO	NO
PIPESIM 2003 ^{IV}	NO	NO	SI	SI	NO	SI	SI	NO	NO
REO 5 ^V	NO	NO	SI	SI	NO	SI	SI	NO	SI

I. Instituto Mexicano de Petróleo. II. Simulation Sciences. III. Aspen Technologies. V. Schlumberger Information Systems. VI: Edinburgh Petroleum Services.

TABLA 1.4 Descripción de Características de Simuladores y Optimizadores

Característica	Descripción
Archivo de datos con formato riguroso	Archivo ASCII en donde los datos de la simulación están descritos por una secuencia de números y palabras con un formato definido (enteros, flotantes, doble precisión, letras y palabras) arreglados en una combinación de número de fila y número de columna.
Archivo de palabras clave	Archivo ASCII en donde los datos de la simulación están descritos por un conjunto de palabras clave que normalmente describen operaciones unitarias y sus características (corrientes de alimentación y producto así como sus condiciones de operación).
Interfaz gráfica	Las operaciones unitarias son representadas por gráficos y son interconectadas por las corrientes de alimentación y producto de forma intuitiva. Las características de las operaciones unitarias son definidas en ventanas de diálogo. Toda la información capturada por la interfaz gráfica es comúnmente almacenada en bases de datos.
Creación de bases de datos	Capacidad de almacenamiento de información en bases de datos correspondientes a la información ingresada y su destino (datos termodinámicos, operaciones unitarias, optimización, información gráfica, etc.).
Importar/Exportar archivos de palabras clave	Capacidad de importar un archivo de palabras clave y generar la simulación en modo gráfico. Capacidad de exportar la información definida en las diferentes bases de datos y condensarla en un archivo de palabras clave.
Interacción con software de terceros (oficina, dibujo, bases de datos, etc.)	Comunicación con software de oficina (hojas de cálculo, procesadores de palabras, generadores de presentaciones) y de ingeniería (dibujo básicamente).
Presentación de resultados gráficamente	Los resultados de la simulación son presentados en la misma interfaz gráfica y utilizando herramientas tales como macros en hojas de cálculo y/o navegadores de Internet.
Disponibilidad en diferentes sistemas operativos (Windows y UNIX)	Versiones de los programas para ambiente Windows y UNIX. Esta tendencia tiende a desaparecer dado que la potencia de las computadoras personales es cada vez mayor. Sin embargo, para aquellos casos en los que la simulación es compleja (simulación de una refinería completa o la simulación de todo un campo de explotación de fluido multifásico) y en la que se incluye la optimización, versiones en ambiente UNIX son imprescindibles dada la capacidad de cómputo de este tipo de arquitectura.
Posibilidad de conexión a sistemas de contabilidad de la producción y control	Capacidad de reconciliar y contabilizar la producción, así como de asignar los resultados obtenidos a los setpoints de los sistemas de control de los procesos.

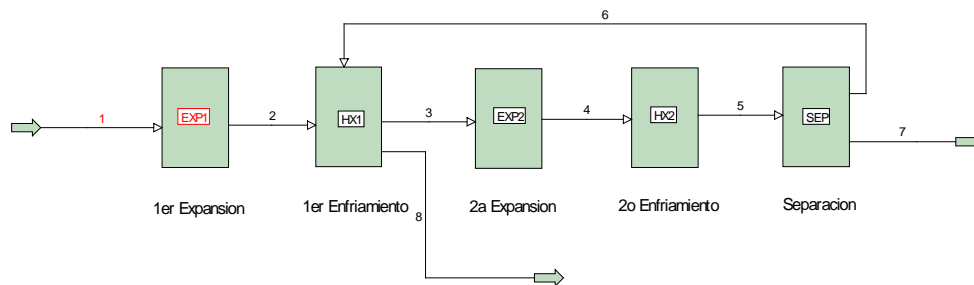


Ejemplo: Enfriamiento de Gas

Objetivo:

Se desea simular una parte del proceso de separación de componentes ligeros y pesados en una planta criogénica. La Figura 1.5 presenta dicho proceso, en el que a la corriente de alimentación se somete a una expansión súbita. La corriente producto es enfriada y sometida a una segunda expansión y enfriamiento. Finalmente la mezcla líquido – vapor es separada en un tanque adiabático. Cabe hacer notar que el vapor producto de la separación es utilizado como fluido refrigerante en el primer enfriamiento. La caracterización de la corriente de alimentación se indica en la Tabla 1.5 y las condiciones de las operaciones unitarias ya están definidas y se muestran en la Tabla 1.6.

Figura 1.5 Esquema del proceso



Es necesario mencionar que PROII con PROVISION es un simulador de proceso en estado estacionario, por ello todo el equipo de control y todas aquellas acciones que dependen del tiempo son irrelevantes.

Tabla 1.5 Corriente de Alimentación	
Componente	% Mol
Dióxido de Carbono	1.39
Metano	85.92
Etano	7.73
Propano	2.45
Iso – Butano	0.36
N – Butano	0.56
Iso - Pentano	0.21
N – Pentano	0.26
N – Hexano	1.12
Presión	3,600 psia
Temperatura	150°F
Flujo	1000 lb-mol/hr



Tabla 1.6 Condiciones de Operación	
Operación Unitaria	Condición de Proceso
1 ^{er} Expansión	Caída de Presión = 1600 psi
1 ^{er} Enfriamiento	Caída de Presión de todas las corrientes = 5 psi Acercamiento de temperaturas entre las corrientes 2 y 8 de 15°F
2 ^a Expansión	Caída de Presión = 900 psi
2 ^o Enfriamiento	Caída de Presión de todas las corrientes = 5 psi Temperatura de salida del lado caliente = -20°F
Separación	Adiabática

Construcción del Diagrama de Flujo del Proceso:

La interfaz gráfica de PROII, PROVISION, ofrece una serie de herramientas para que fácilmente se construya el diagrama de flujo del proceso. Ofrece una barra de operaciones unitarias de las que selecciona la que se desee agregar al diagrama, las cuales son conectadas mediante las corrientes de proceso. PROVISION utiliza un código de colores en los diferentes iconos de las operaciones unitarias, corrientes, cuadros de diálogo y botones para indicar el estado de los datos ingresados a la simulación. Utiliza el color rojo para indicar que no se ha proporcionado la información mínima necesaria para que la simulación pueda ser ejecutada o algún error detectado en el ingreso de los datos. Bajo esta situación, la simulación no se puede ejecutar. El color verde indica que existen datos por omisión. El color azul indica que el usuario ha ingresado datos o cambiado los datos por omisión. Finalmente, el color amarillo indica que los datos proporcionados salen de los límites fijados en el simulador, sin embargo esta situación no impide que la simulación se ejecute.

Cada uno de los bloques mostrados en la Figura 1.5 es representado con las siguientes operaciones unitarias, de acuerdo a las opciones disponibles del simulador:

Tabla 1.7 Operaciones Unitarias	
Bloque	Operación Unitaria
1 ^a Expansión	Válvula
1 ^{er} Enfriamiento	Intercambiador de Calor Simple
2 ^a Expansión	Válvula
2 ^o Enfriamiento	Intercambiador de Calor Simple
Separación	Tanque Flash

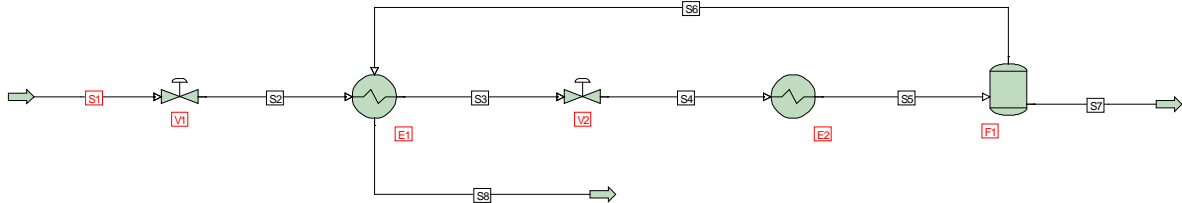
Se ha elegido al intercambiador de calor simple dado que no se cuenta con datos de la geometría de los equipos. El separador adiabático se simula con un tanque flash en el que se indicará que no existe adición o retiro de energía. El



I.1. Simulación

diagrama de flujo de proceso queda definido de esta manera como se indica en la Figura 1.6.

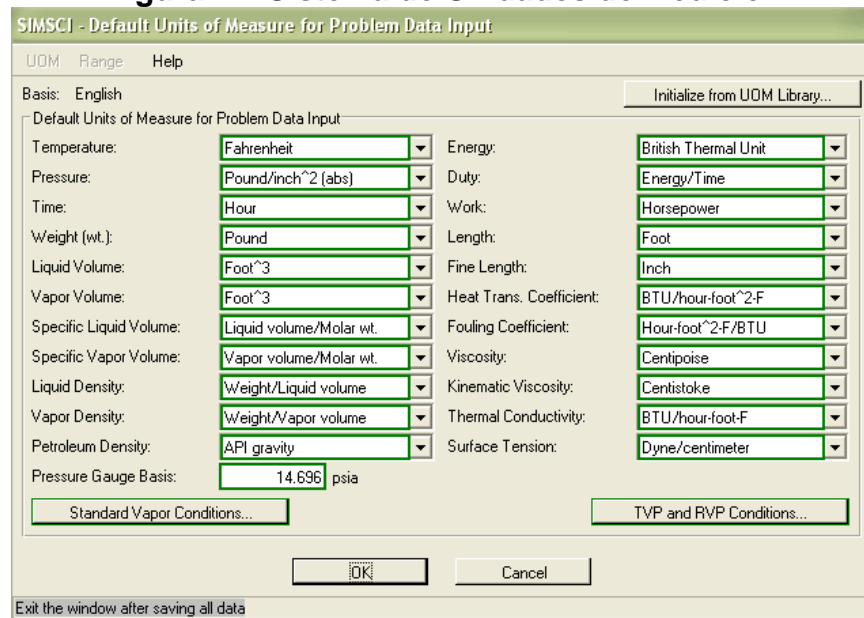
Figura 1.6 Diagrama de Flujo de Proceso



Definición de las Unidades de Medición:

De acuerdo a los datos proporcionados en la descripción del proceso a simular, es claro que el sistema de unidades a utilizar es el inglés.

Figura 1.7 Sistema de Unidades de Medición

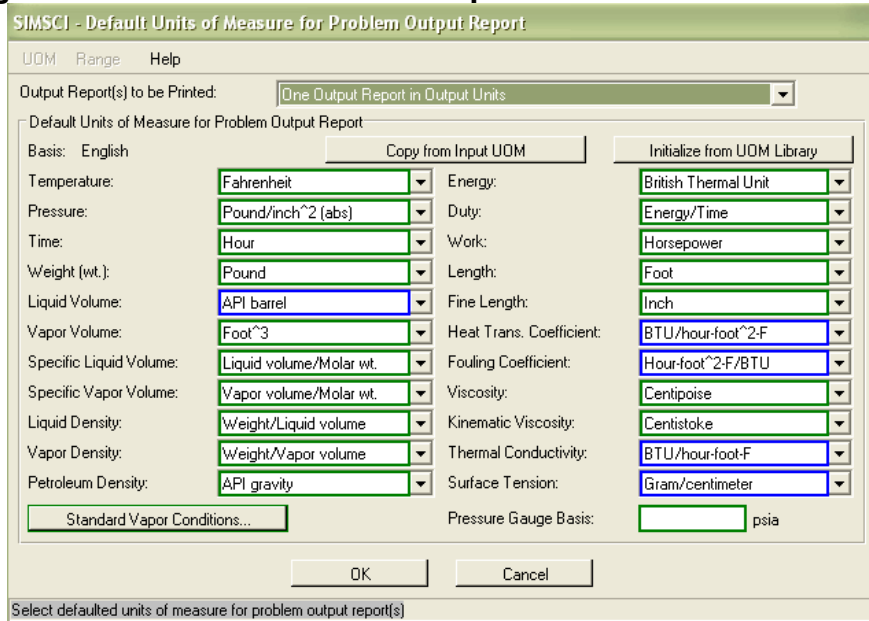


El flujo del fluido está dado en libras – mol por hora, las cuales serán especificadas localmente cuando se ingrese este dato. Por otro lado, se requerirá que los flujos calculados para el líquido se reporte en barriles y el de vapor en pies cúbicos. La Figura 1.8 presenta las unidades de medición con las que se desplegará el archivo de resultados.



I.1. Simulación

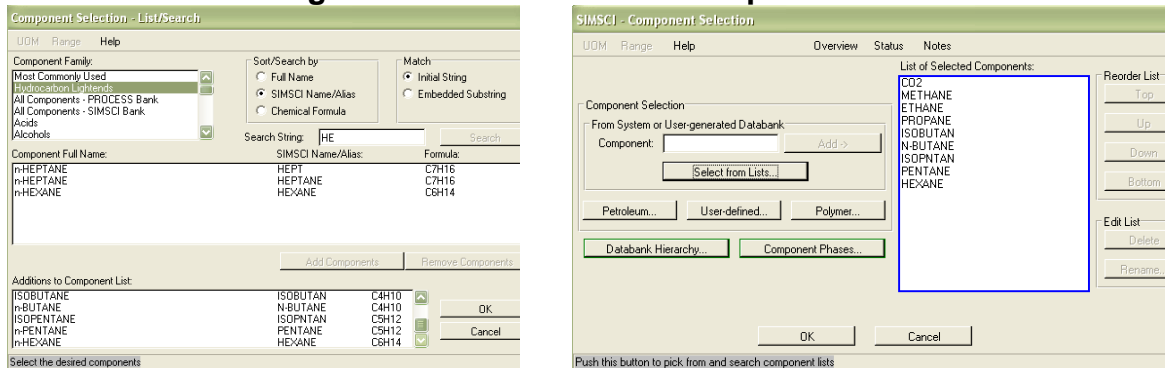
Figura 1.8 Unidades de Medición para el Archivo de Resultados



Declaración de los Componentes:

Las especies químicas que participarán en todo el modelo de la simulación que se presentan en la Tabla 1.5 se declaran en el simulador empleando la base de datos definida como “Hidrocarburos Ligeros”.

Figura 1.9 Declaración de Componentes



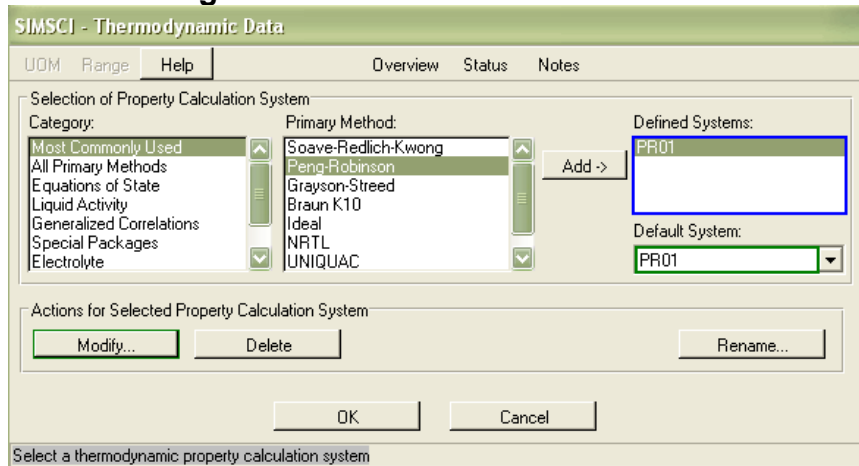
Selección del Método Termodinámico:

Dadas las especies químicas y sus composiciones, el método termodinámico adecuado para simular este proceso es la modificación a la ecuación de estado de Redlich – Kwong hecha por Peng – Robinson.



I.1. Simulación

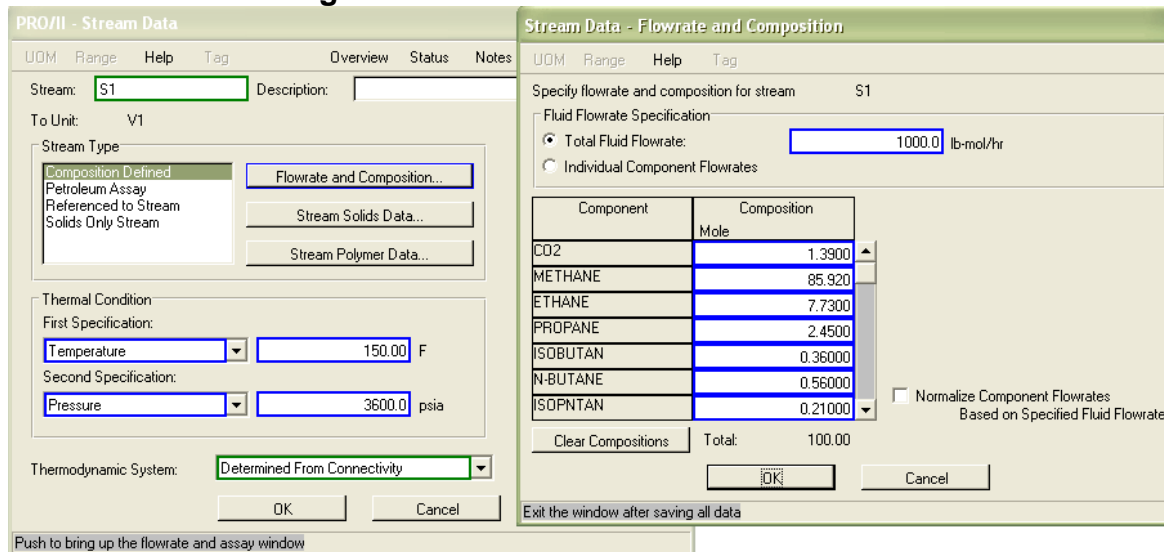
Figura 1.10 Método Termodinámico



Ingreso de Datos de la Corriente de Alimentación:

La Tabla 1.5 nos indica la composición, flujo, temperatura y presión de la corriente de alimentación.

Figura 1.11 Corriente de Alimentación



Ingreso de las Condiciones de Proceso:

Siguiendo las condiciones marcadas en la Tabla 1.6, éstas son ingresadas a las operaciones unitarias de acuerdo a lo establecido en la Tabla 1.7.



I.1. Simulación

Tabla 1.8 Condiciones de Proceso

Válvula V1

Intercambiador Calor Simple E1 de

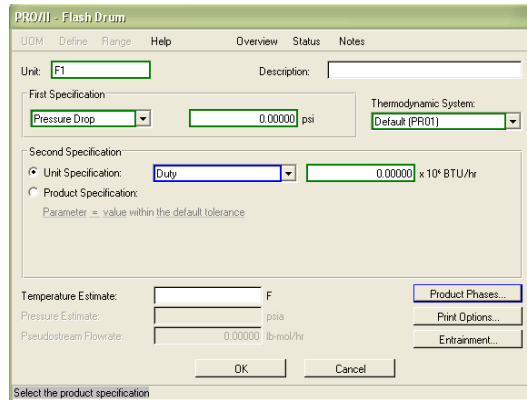
Válvula V2

Intercambiador Calor Simple E2 de



I.1. Simulación

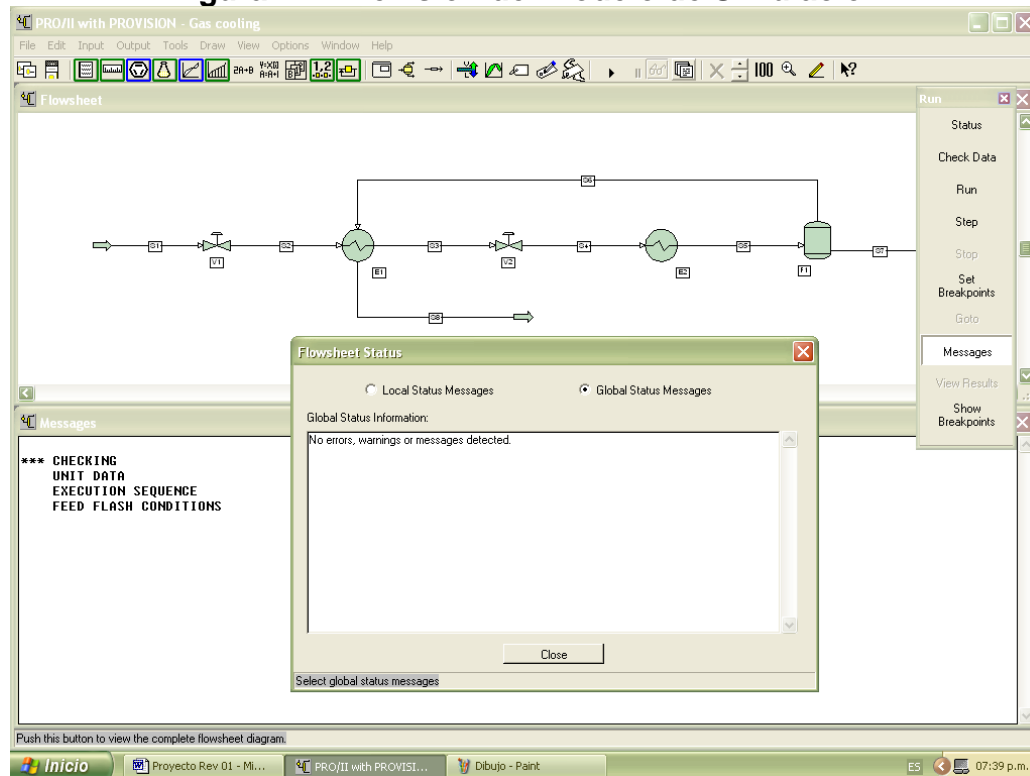
Tanque Flash F1



Ejecución de la Simulación y Obtención de Resultados:

Antes de iniciar la simulación, se verifica que los datos mínimos necesarios para que la simulación pueda ejecutarse se hayan ingresado satisfactoriamente.

Figura 1.12 Revisión del Modelo de Simulación

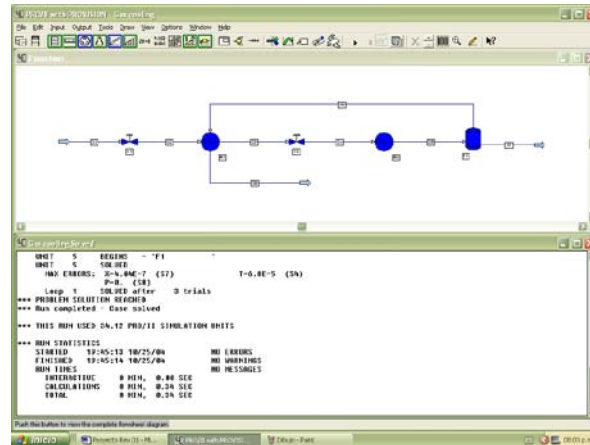


La interfaz gráfica, PROVISION, indica al usuario el estado de la convergencia de la simulación mediante un código de colores. El color verde indica que la operación unitaria se está resolviendo, el rojo indica que no se resolvió y el azul que la unidad se resolvió.

Figura 1.13 Convergencia Obtenida



I.1. Simulación



El simulador ofrece la historia de la convergencia en donde se puede apreciar que el programa detecta, en este caso, la existencia de un ciclo el cual es resuelto después de tres iteraciones.

Tabla 1.9 Mensajes Durante la Ejecución

```

*** CHECKING
UNIT DATA
EXECUTION SEQUENCE
FEED FLASH CONDITIONS
R
PRO/II Version 5.61 ELEC V6.0 - Calculation module
=====
*** READING PRO/II DATABASE
PROJECT USER
PROBLEM DATE

*** PROBLEM SOLUTION BEGINS
FEED FLASH BEGINS
FEED FLASH COMPLETE
UNIT 1 BEGINS - 'V1
UNIT 1 SOLVED
Loop 1 BEGINS - 'LOOP1
UNIT 2 BEGINS - 'E1
UNIT 2 SOLVED
UNIT 3 BEGINS - 'V2
UNIT 3 SOLVED
UNIT 4 BEGINS - 'E2
UNIT 4 SOLVED
UNIT 5 BEGINS - 'F1
UNIT 5 SOLVED
MAX ERRORS: X=1. (S3) T=320. (S3)
P=1. (S3)
Loop 1 NOT SOLVED after 1 trials
UNIT 2 BEGINS - 'E1
UNIT 2 SOLVED
UNIT 3 BEGINS - 'V2
UNIT 3 SOLVED
UNIT 4 BEGINS - 'E2
UNIT 4 SOLVED
UNIT 5 BEGINS - 'F1
UNIT 5 SOLVED
MAX ERRORS: X=1. (S8) T=311. (S8)
P=1. (S8)

Loop 1 NOT SOLVED after 2 trials
UNIT 2 BEGINS - 'E1
UNIT 2 SOLVED
UNIT 3 BEGINS - 'V2
UNIT 3 SOLVED
UNIT 4 BEGINS - 'E2
UNIT 4 SOLVED
UNIT 5 BEGINS - 'F1
UNIT 5 SOLVED
MAX ERRORS: X=4.04E-7 (S7) T=6.8E-5 (S4)
P=0. (S8)
Loop 1 SOLVED after 3 trials
*** PROBLEM SOLUTION REACHED
*** Run completed - Case solved

*** THIS RUN USED 34.12 PRO/II SIMULATION UNITS

*** RUN STATISTICS
STARTED 19:45:13 10/25/04 NO ERRORS
FINISHED 19:45:14 10/25/04 NO WARNINGS
RUN TIMES NO MESSAGES
INTERACTIVE 0 MIN, 0.00 SEC
CALCULATIONS 0 MIN, 0.34 SEC
TOTAL 0 MIN, 0.34 SEC
  
```

Las Tablas 1.10 a 1.14 presentan los resultados más relevantes de la simulación en donde se ha condensado la información obtenida para las corrientes del proceso, así como para las operaciones unitarias.



I.1. Simulación

Tabla 1.10 Flujos y Propiedades de Corrientes

Stream Name Description Phase	S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8
	Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid	Vapor
Total Stream Properties								
Rate	1000.002	1000.002	1000.002	1000.002	1000.002	910.441	89.561	910.44
LB-MOL/HR								
LB/HR	19639.752	19639.752	19639.752	19639.752	19639.752	16618.814	3020.937	16618.81
Std. Liquid Rate	166.380	166.380	166.380	166.380	166.380	147.186	19.193	147.18
BBL/HR								
Temperature	150.000	115.741	25.682	-14.435	-20.000	-20.000	-20.000	100.74
F								
Pressure	3600.000	2000.000	1995.000	1095.000	1090.000	1090.000	1090.000	1085.00
PSIA								
Molecular Weight	19.640	19.640	19.640	19.640	19.640	18.254	33.731	18.25
Enthalpy	1.613	1.613	0.093	0.093	-0.018	0.091	-0.109	1.61
MM BTU/HR								
BTU/LB	82.140	82.140	4.725	4.725	-0.899	5.497	-36.084	96.98
Mole Fraction Liquid	0.0000	0.0000	0.0000	0.0792	0.0896	0.0000	1.0000	0.000
Reduced Temp.	1.5951	1.5055	1.2698	1.1649	1.1503	1.1912	0.8527	1.518
Pres.	5.3723	2.9846	2.9771	1.6341	1.6266	1.6185	1.7142	1.611
Acentric Factor	0.0297	0.0297	0.0297	0.0297	0.0297	0.0235	0.0924	0.023
Watson K (UOPK)	18.304	18.304	18.304	18.304	18.304	18.786	15.653	18.78
Standard Liquid Density	118.042	118.042	118.042	118.042	118.042	112.910	157.395	112.91
LB/BBL								
Specific Gravity	0.3371	0.3371	0.3371	0.3371	0.3371	0.3225	0.4495	0.322
API Gravity	288.248	288.248	288.248	288.248	288.248	307.325	183.300	307.32
Vapor Phase Properties								
Rate	1000.002	1000.002	1000.002	920.778	910.441	910.441	n/a	910.44
LB-MOL/HR								
LB/HR	19639.752	19639.752	19639.752	16869.430	16618.816	16618.814	n/a	16618.81
FT3/HR	1536.157	2369.794	1529.769	2455.186	2343.760	2343.760	n/a	4257.55
Std. Vapor Rate	379484.125	379484.125	379484.125	349419.969	345497.375	345497.313	n/a	345497.34
FT3/HR								
Specific Gravity (Air=1.0)	0.678	0.678	0.678	0.633	0.630	0.630	n/a	0.63
Molecular Weight	19.640	19.640	19.640	18.321	18.254	18.254	n/a	18.25
Enthalpy	82.140	82.140	4.725	10.751	5.497	5.497	n/a	96.98
BTU/LB								
CP	0.769	0.763	0.988	0.997	1.049	1.049	n/a	0.64
BTU/LB-F								
Density	12.785	8.287	12.838	6.871	7.091	7.091	n/a	3.90
LB/FT3								
Thermal Conductivity	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
BTU/HR-FT-F								
Viscosity	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP								
Liquid Phase Properties								
Rate	n/a	n/a	n/a	79.224	89.561	n/a	89.561	n/a
LB-MOL/HR								
LB/HR	n/a	n/a	n/a	2770.322	3020.935	n/a	3020.937	n/a
BBL/HR	n/a	n/a	n/a	12.097	13.038	n/a	13.038	n/a
Std. Liquid Rate	n/a	n/a	n/a	17.285	19.193	n/a	19.193	n/a
BBL/HR								
Specific Gravity (H2O @ 60 F)	n/a	n/a	n/a	0.4577	0.4495	n/a	0.4495	n/a
Molecular Weight	n/a	n/a	n/a	34.968	33.731	n/a	33.731	n/a
Enthalpy	n/a	n/a	n/a	-31.965	-36.084	n/a	-36.084	n/a
BTU/LB								
CP	n/a	n/a	n/a	0.631	0.642	n/a	0.642	n/a
BTU/LB-F								
Density	n/a	n/a	n/a	229.016	231.709	n/a	231.709	n/a
LB/BBL								
Surface Tension	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
G/CM								
Thermal Conductivity	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
BTU/HR-FT-F								
Viscosity	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a	n/a
CP								



I.1. Simulación

Tabla 1.11 Composiciones, Temperatura y Presión de Corrientes									
Stream Name		S1	S2	S3	S4	S5	S6	S7	S8
Phase		Vapor	Vapor	Vapor	Mixed	Mixed	Vapor	Liquid	Vapor
Temperature	F	150.00	115.74	25.68	-14.44	-20.00	-20.00	-20.00	100.74
Pressure	PSIA	3600.00	2000.00	1995.00	1095.00	1090.00	1090.00	1090.00	1085.00
Composition	MOL								
CO2		0.0139	0.0139	0.0139	0.0139	0.0139	0.01355367	0.01742069	0.01355367
METHANE		0.8592	0.8592	0.8592	0.8592	0.8592	0.8923074	0.52264291	0.8923074
ETHANE		0.0773	0.0773	0.0773	0.0773	0.0773	0.06934395	0.15817839	0.06934395
PROPANE		0.0245	0.0245	0.0245	0.0245	0.0245	0.01743217	0.09634899	0.01743217
ISOBUTAN		0.0036	0.0036	0.0036	0.0036	0.0036	0.00194032	0.02047169	0.00194032
N-BUTANE		0.0056	0.0056	0.0056	0.0056	0.0056	0.00260688	0.03602694	0.00260688
ISOPNTAN		0.0021	0.0021	0.0021	0.0021	0.0021	0.00064391	0.01690205	0.00064391
PENTANE		0.0026	0.0026	0.0026	0.0026	0.0026	0.00071252	0.02178745	0.00071252
HEXANE		0.0112	0.0112	0.0112	0.0112	0.0112	0.00145925	0.11022089	0.00145925

Tabla 1.12 Válvulas			
Valve Name		V1	V2
Temperature	F	115.7412	-14.4352
Pressure	PSIA	2000.0001	1095.0001
Pressure Drop	PSI	1600.0001	900.0001

Tabla 1.13 Flash		
Flash Name		F1
Temperature	F	-20
Pressure	PSIA	1090.0001
DP	PSI	0
Duty	MM BTU/HR	0

Tabla 1.14 Intercambiadores de Calor			
Hx Name		E1	E2
Hx Description			
Duty	MM BTU/HR	1.5204	0.1105



I.1. Simulación

La simulación se resolvió exitosamente de acuerdo a los datos proporcionados. Las condiciones de operación dadas para los equipos fueron alcanzadas (caídas de presión, diferencia de temperaturas, temperaturas y cargas térmicas), y como resultado las corrientes producto S7 y S8 tienen las siguientes características con respecto a la corriente de alimentación, S1.

Tabla 1.15 Corrientes Producto vs Corriente de Alimentación						
Stream Name		S1	S7	S8	S7 vs S1	S8 vs S1
Stream Description						
Phase		Vapor	Liquid	Vapor	%	%
Fluid Rates	LB-MOL/HR					
CO2		13.9000244	1.56020975	12.339818	11.22	88.78
METHANE		859.201538	46.8082809	812.393372	5.45	94.55
ETHANE		77.300148	14.1665716	63.1335793	18.33	81.67
PROPANE		24.5000458	8.62908554	15.8709621	35.22	64.78
ISOBUTAN		3.60000658	1.8334595	1.76654744	50.93	49.07
N-BUTANE		5.6000104	3.22659922	2.37341118	57.62	42.38
ISOPNTAN		2.10000372	1.51375949	0.58624423	72.08	27.92
PENTANE		2.60000467	1.95130003	0.64870465	75.05	24.95
HEXANE		11.2000208	9.87146378	1.32855701	88.14	11.86
Rate	LB-MOL/HR	1000.00177	89.56073	910.441101	8.96	91.04
Temperature	F	150.00	-20.00	100.74		
Pressure	PSIA	3600.00	1090.00	1085.00		

Si definimos al propano como el componente clave ligero y al iso – butano como el clave pesado, la corriente S7 está compuesta mayormente por los componentes pesados, mientras que en la corriente S8 se encuentran los componentes ligeros. Debido a que el proceso de separación es muy simple, la separación de los componentes ligeros de los pesados es muy deficiente.

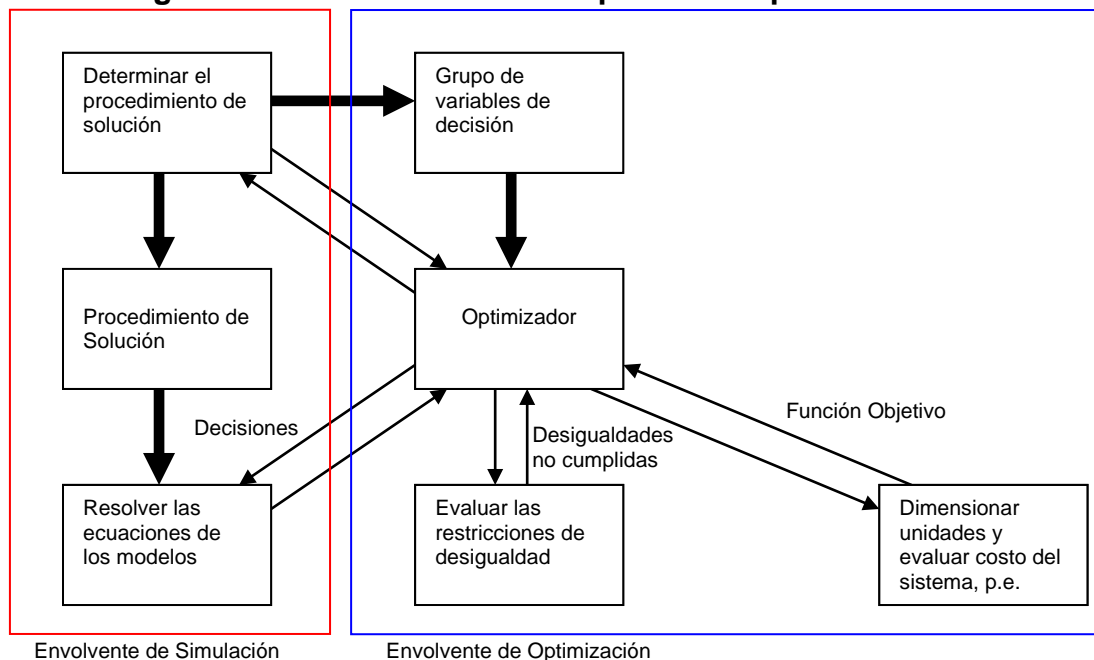


2. Optimización

Introducción

Una vez que un proceso ha sido simulado, es una consecuencia natural buscar que el esquema maximice la producción, minimice el consumo de energía, o más aún, maximice las ganancias. La Figura 2.1 presenta la interacción entre el esquema de simulación y el algoritmo de optimización. Este caso es sólo ilustrativo, dado que no se hace referencia a algún método de optimización en particular.

Figura 2.1 Estructura de un Esquema de Optimización



Este procedimiento indica que la simulación es resuelta en un ciclo interno en la optimización. El optimizador ajusta las variables de decisión para mejorar la función objetivo en cada iteración, las cuales son ingresadas al bloque “Resolver las ecuaciones de los modelos”. Al resolver este bloque, se obtienen el resto de los valores de las variables del proceso con las que se evalúan las restricciones de desigualdad. Si se cumplieron las desigualdades, la función objetivo es evaluada. Este proceso es repetido hasta que los resultados se encuentren dentro de los límites de tolerancia definidos para el problema. Generalmente, una optimización puede ser formulada como:

Minimizar	$f(x_1, x_2, \dots, x_n)$	Función objetivo
Tal que	$h_i(x_1, x_2, \dots, x_n) = 0 = 1, \dots, m_1$	Especificaciones
	$g_i(x_1, x_2, \dots, x_n) \leq 0 = 1, \dots, m_2$	Restricciones
	$x_{i,mini} \leq x_i \leq x_{i,maxi}$	Límites



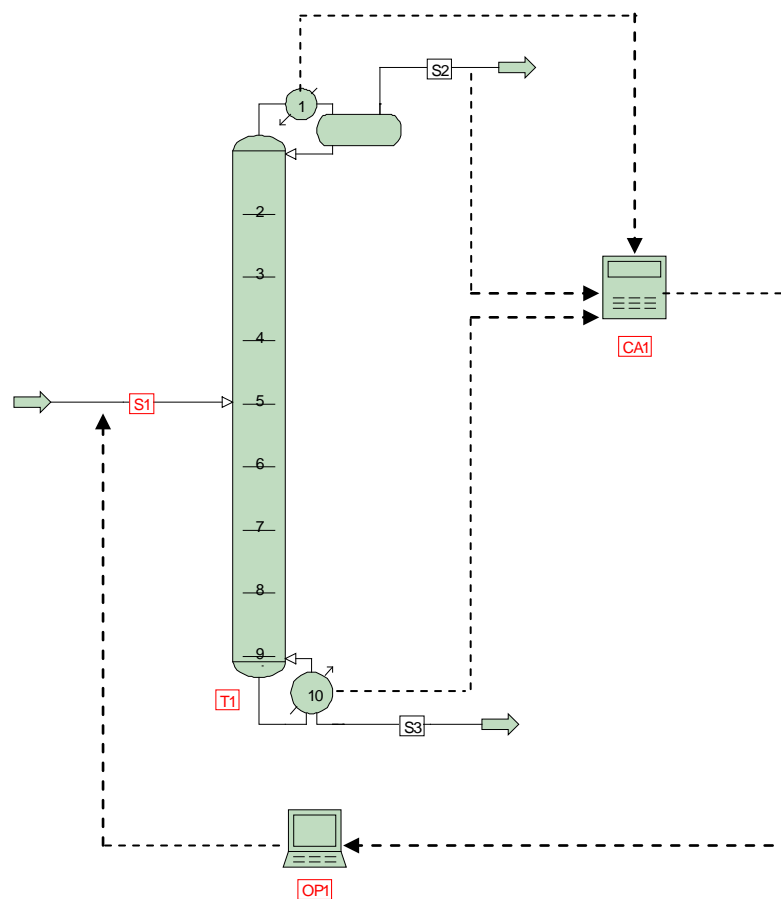
I.2. Optimización

En donde n es el número de variables, m_1 es el número de especificaciones y m_2 es el número de restricciones. Maximizar una función objetivo es equivalente a minimizar $-f$.

Una optimización requiere de una función objetivo y de al menos una variable. Adicionalmente, se deben especificar los límites superior e inferior para cada variable. Si se incluyen especificaciones en la optimización, m_1 puede ser menor o igual al número de variables. El número de restricciones que pueden ser definidas es independiente del número de variables.

La Figura 2.2 muestra un caso típico de una optimización en una refinería, en donde el objetivo es determinar la posición del plato de alimentación de forma tal que se maximicen las ganancias, en donde se ha incluido el valor del producto de domos y los costos operativos de la columna.

Figura 2.2 Maximización de las Ganancias



En este esquema, el optimizador OP1 determina la localización del plato de alimentación que maximiza las ganancias determinadas por la calculadora CA1; la función objetivo incluye el valor del producto de domos y los costos operativos de la columna. De aquí se desprende:



I.2. Optimización

Maximizar	<i>Ganancia Total calculada por CA1</i>	Función objetivo
Tal que	<i>Límite Inferior ≤ Plato de Alimentación ≤ Límite Superior</i>	Límites

La localización del plato de alimentación es la variable en la optimización. La simulación del esquema tiene dos grados de libertad adicionales, las cargas térmicas en el condensador y el rehervidor, los cuales son usados para alcanzar las especificaciones de pureza de los productos de domos y fondos.

Se han desarrollado diferentes algoritmos de optimización para resolver problemas particulares. El más utilizado en el área de la simulación de procesos de refinación, petroquímicos y químicos, es la Programación Cuadrática Secuencial, SQP, por sus siglas en inglés; PROII con PROVISION y ROMEO (Simulation Sciences) y Aspen Plus (Aspen Technologies) utilizan esta tecnología; este algoritmo será descrito a grosso modo en la siguiente sección para tener un panorama general de su funcionamiento. El algoritmo SQP es también utilizado en la optimización de la producción y transporte de hidrocarburos por PIPEPHASE (Simulation Sciences). En esta área en particular se han desarrollado otros algoritmos más especializados para este tipo de simulaciones por ejemplo, la Programación Lineal Secuencial en REO de Edinburgh Petroleum Services y el Análisis Nodal en PROSPER de Petroleum Experts.

Construcción del Modelo

Función Objetivo:

El algoritmo de optimización requiere de sólo una función objetivo, la cual tiene que ser resultado de un cálculo dentro del algoritmo y no un valor fijo. Esta función puede representar un valor de diseño dentro del esquema de simulación o de comportamiento. Puede ser expresada como un criterio operativo (máxima recuperación o mínima pérdida) o como un criterio económico (mínimo costo o máxima ganancia).

Es importante, desde el punto de vista matemático, que la función objetivo sea continua en la región de interés. El optimizador se comportará mejor si la función objetivo tiene una mejor superficie respuesta para la variable, la cual no deber ser muy plana ni muy curva. Desafortunadamente, en la práctica, las funciones objetivo tienden a ser planas lo que causa que los algoritmos de optimización terminen en diferentes soluciones cuando se les da puntos de partida diferentes. Estas soluciones, que son válidas desde el punto de vista de los valores de tolerancias, tendrán como resultado valores de variables muy diferentes.

Variables de Optimización:

Cualquier parámetro definido como fijo en el esquema de la simulación puede ser utilizado como una variable en el algoritmo de optimización. Esto incluye, por ejemplo, flujos de corrientes o propiedades, condiciones de las operaciones unitarias, propiedades termodinámicas o resultados de un cálculo efectuado durante la simulación. Por otro lado, dependiendo del modelo matemático de las operaciones unitarias, el uso de las variables puede ser restringido. Por ejemplo, si en el modelo de la simulación se han empleado como

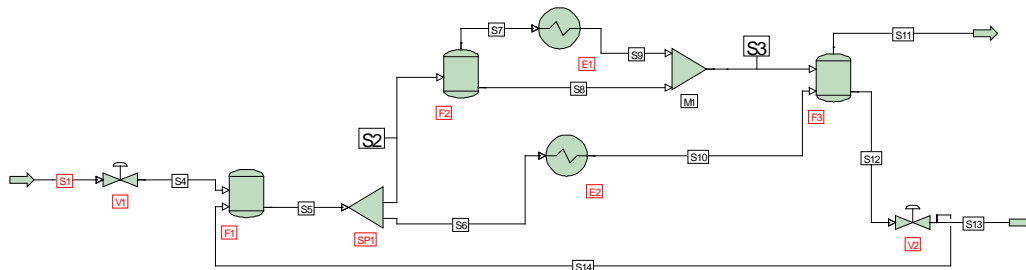


1.2. Optimización

variables la localización del plato de alimentación o extracciones, así como la carga térmica de calentadores o enfriadores en columnas de destilación, estas variables no pueden ser usadas como tales en el modelo de la optimización.

Se debe evitar definir variables de optimización que indirectamente sean valores que el simulador fije. La Figura 2.3 muestra esta situación, en donde el flujo de la corriente S3 se ha definido como la variable de optimización; sin embargo, el flujo de la corriente S2 se ha fijado como una especificación en el divisor de corriente en la simulación SP1, de esta manera, aunque el optimizador modifique el flujo de la corriente S3, siempre se obtendrá el mismo resultado.

Figura 2.3 Error en la Especificación de Variables



El algoritmo de optimización requiere de la definición de los límites inferior y superior para las variables. Estos valores deben definir un rango tal que reflejen el comportamiento esperado de la variable.

Especificaciones y Restricciones:

Las especificaciones definen valores de parámetros en la simulación que deben ser obtenidos, dentro de cierta tolerancia, para que la optimización sea aceptable. Por otro lado, las restricciones definen el dominio de soluciones aceptables por la optimización, esto es, definen los rangos en los cuales deben caer ciertos valores de la simulación para representar una solución aceptable para la optimización, dentro de cierta tolerancia.

Las especificaciones y restricciones pueden ser definidas para valores de diseño o de comportamiento del sistema, incluyendo valores calculados dentro de la simulación.

Ciclos, Intentos e Iteraciones:

El algoritmo de optimización introduce un lazo iterativo externo en el esquema de simulación. Vea por ejemplo la Figura 2.2, en donde el modelo de la columna es resuelto repetidamente hasta que el módulo de optimización determina que se ha encontrado el plato de alimentación que mejor cumple con las condiciones marcadas. Estos lazos iterativos son conocidos como "ciclos". Además, es frecuente encontrar en simulaciones a ser optimizadas corrientes de "reciclo". De esta forma, cada ciclo de optimización puede involucrar un cierto número de "intentos" en la solución de un reciclo. Igualmente, en modelos tales



I.2. Optimización

como los de las columnas de destilación, su convergencia dependerá de un cierto número de “iteraciones”.

Es importante identificar el número máximo de intentos e iteraciones en un esquema de simulación que se optimizará, dado que los valores por omisión no pueden ser suficientes pues la optimización puede llevar al esquema a un estado en el que las columnas y reciclos sean más difíciles de resolver.

Tabla 2.1 Terminología Optimización	
Ciclos	Número de pasos de optimización.
Intentos	Número de veces que un reciclo se intenta resolver. Se reinicia en cero después de que el esquema de simulación es resuelto.
Iteraciones	Número de veces que se intenta resolver el modelo de columna.

Recomendaciones:

Al optimizar un proceso, es importante tomar en cuenta los siguientes puntos:

- Resuelva el caso base de la simulación siempre de forma separada de la optimización. Debe asegurarse que la definición del problema y sus resultados estén en donde se les requiere.
- Seleccione cuidadosamente los límites y restricciones para asegurar que el problema se encuentra físicamente bien definido sobre la totalidad de la región de soluciones.
- Las tolerancias deben de mantenerse ajustadas para asegurar la precisión en la solución del problema. Esto es principalmente importante para obtener buenas derivadas de primer orden (ver siguiente sección) y cuando en el esquema existen reciclos y columnas.

Descripción del Algoritmo SQP:

El algoritmo consiste en los siguientes pasos. Tome el vector $x_k=(x_{1,k},x_{2,k},\dots,x_{n,k})$ como el vector de las variables de optimización que definen el estado del sistema.

1. Iniciar el contador de ciclos en $k = 1$ y resolver la simulación en x_1 .
2. Perturbar cada variable de optimización por una cierta cantidad h_i y resolver la simulación. Use la solución del caso base de la simulación y las n soluciones adicionales para aproximar las primeras derivadas de la función objetivo, especificaciones y restricciones mediante diferencias finitas.
3. Si $k \geq 2$, use las derivadas de primer orden en los ciclos actual y previo para aproximar las derivadas de segundo orden.
4. Resuelva la aproximación cuadrática del problema de optimización no – lineal (subproblema QP). Esto produce un camino de búsqueda d_k . Fije el paso de búsqueda $\alpha = 1$.



I.2. Optimización

5. Resuelva la simulación en $x_{k+1} = x_k + \alpha d_k$
6. Si la solución de la simulación no presenta suficiente mejora en x_{k+1} con respecto a x_k , reduzca el paso α y regrese al paso 4.
7. Haga x_{k+1} el nuevo caso base. Fije a $k = k+1$ y regrese al paso 2.

Se realizan varias pruebas después de la solución de la aproximación cuadrática (paso 3) y después de haber encontrado una solución “no – derivativa” (paso 4) para determinar si las tolerancias en la convergencia son satisfechas.

El algoritmo de programación cuadrática utilizado en el paso 3 automáticamente determina cuáles de las restricciones se encuentran activas y cuáles se encuentran en los límites, es decir, cuáles de las restricciones de desigualdad $g_i(x) \leq 0$ son satisfechas como restricciones de igualdad $g_{i,A}(x) = 0$ en el valor actual de las variables de optimización. Adicionalmente, el algoritmo de programación cuadrática asegura que las variables de optimización no excedan sus límites y determina cuáles de ellas se encuentran exactamente sobre estos (p.e. $x_1 = x_{1,maxi}$).

Note que el ciclo de optimización incluye del paso 2 al 6. Cuando el algoritmo tiene que regresar al paso 4, esta iteración es conocida como línea de búsqueda. Este tipo de iteraciones son comunes inicialmente, sin embargo cuando estas iteraciones ocurren cerca de la solución, es un indicio de que el error en las derivadas de primer orden es muy grande y que el algoritmo tiene dificultades para encontrar las tolerancias de convergencia.

Cálculo de las Derivadas de Primer Orden:

Las derivadas de primer orden de la función objetivo, especificaciones y restricciones son calculadas con respecto a las variables de optimización utilizando diferencias finitas. Se realiza una pequeña perturbación a cada variable separadamente y se resuelve la simulación. Cada derivada es luego calculada por:

$$\frac{\partial f}{\partial x_i} \approx \frac{f(x_i + h_i) - f(x_i)}{h_i} \quad (\text{E-2.1})$$

Para obtener la mejor información acerca de la derivada, el tamaño de paso h_i para cada variable x_i debe de ser lo suficientemente pequeño para que los términos de mayor orden que son despreciados en (E-2.1) sean minimizados. Sin embargo, si h_i es demasiado pequeño, las derivadas serán dominadas por “ruido” en la simulación. La precisión de las derivadas puede ser mejorada si se estrechan las tolerancias en la simulación y al utilizar pasos de perturbación apropiados.

Límites para las Variables:

Para que la optimización tenga un mejor comportamiento, es muy importante que se ingresen los límites inferior y superior para cada variable. Los límites son utilizados para el escalamiento automático de las variables, para el cálculo de paso de perturbación por omisión y también afectan la magnitud del



I.2. Optimización

paso de optimización durante los primeros ciclos, normalmente los tres primeros. Esta es una medida de seguridad de los algoritmos para evitar que el optimizador se mueva “muy lejos”, particularmente cuando las derivadas no son precisas.

Análisis Post – Optimización:

Una vez que la optimización ha convergido y se han determinado las condiciones de operación apropiadas, algunos optimizadores (PROII con PROVISION, ROMeo de Simulation Sciences, p.e.), determinan los multiplicadores de Lagrange para evaluar la sensibilidad de la función objetivo hacia las especificaciones, restricciones y límites. Los signos de los multiplicadores siguen la siguiente convención:

- Si el multiplicador de una especificación o restricción es positivo, entonces al aumentar el valor correspondiente del límite inferior o superior o el valor mismo incrementará el valor de la función objetivo.
- Si el multiplicador de una especificación o restricción es negativo, entonces al aumentar el valor correspondiente del límite inferior o superior o el valor mismo disminuirá el valor de la función objetivo.

Adicionalmente, la magnitud del multiplicador indica cual especificación o restricción tiene el mayor efecto en la solución de la optimización.

Ejemplo: Separación Propano – Propileno

Objetivo:

Maximizar las ganancias de la separación propano – propileno, utilizando la menor carga térmica tanto en el rehervidor y como en el condensador. Determinar el plato de alimentación que permita cumplir estas condiciones.

Tabla 2.2 Corriente de Alimentación	
Componente	% Mol
Propano	14.6112
Propileno	85.3888
Flujo	25,550 lb/hr
Temperatura	120°F
Presión	310 psia

Tabla 2.4 Espec Inicial Productos	
% mol Propileno en el Domo	0.9968
Recuperación Propano de Alimentación en el Fondo	5%

Tabla 2.3 Columna	
Condensador	
Tipo: Punto de Burbuja	Presión: 272 psia
Perfil de Presiones	
Etapa	Presión (psia)
2	277
90	290
91	292
172	306
Otras Condiciones	
Tipo de Rehervidor	Kettle
Estimado de Domos	500 lb-mol/hr
Plato de Alimentación	Etapa 105

Tabla 2.5 Termodinámica y Algoritmo	
Método Termodinámico	SRK + Liq dens Costald
Algoritmo Columna	IO + Estimados Iniciales Convencionales



I.2. Optimización

Tabla 2.6 Datos Económicos	
Servicio	Costo (\$/MM Btu)
Vapor de baja presión	3.60
Agua de enfriamiento	0.40
Producto	Valor (\$/lb)
Propileno	0.174
Propano	0.120

Simulación:

La simulación es construida y ejecutada. Los resultados de esta parte del problema son presentados en la Tabla 2.8. La gráfica del factor de separación entre el propileno (clave ligero) y el propano (clave pesado) muestra una zona, entre las etapas 95 y 140 aproximadamente, de baja separación (zona plana). Esta situación se resolverá modificando el plato de alimentación en conjunto con el cambio de energía intercambiada por el condensador y el rehervidor.

Optimización:

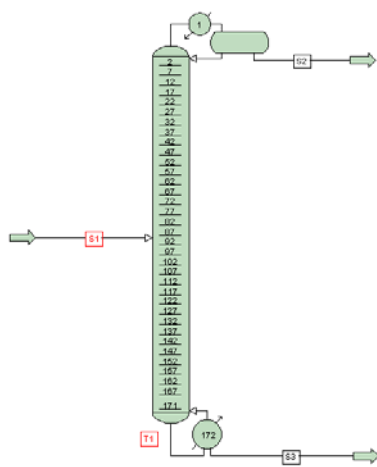
La optimización se lleva a cabo en dos etapas en las que se resuelven progresivamente los objetivos planteados.

- **Etapa 1. Separación Mejorada.** Se añade un optimizador a la simulación. La función objetivo es minimizar la carga térmica del rehervidor. La variable de optimización es el plato de alimentación cuyos límites inferior y superior son respectivamente 50 y 150. Los resultados que se presentan en la Tabla 2.10 indican que ahora la carga térmica del rehervidor es de 44.614 MMBtu/hr y la del condensador es -44.6729 MMBtu/hr. El plato de alimentación es la etapa 130. La separación ha mejorado dado que la zona plana entre las etapas 95 y 140 fue eliminada. La optimización fue alcanzada en el ciclo 4.
- **Etapa 2. Optimización de las Ganancias.** La maximización de las ganancias se obtiene tomando en cuenta los costos de los servicios y la pureza de las corrientes producto. Para la corriente de propano producto, se permite que la recuperación de propileno sea del 1 al 10%. La corriente de propileno producto no se modifica. Se especifica que el paso que el optimizador para el cambio de etapa de alimentación sea de 1 y que el máximo sea 5, de la misma manera, que el cambio mínimo relativo de la función objetivo sea de $1E-4$. Los resultados (Tabla 2.12) indican que la maximización de la función objetivo se alcanza en el ciclo número 10, en donde el plato de alimentación es el 119, la recuperación de propileno en la corriente de propano es del 10% y las ganancias son de \$ 4,032.30/hr. Se observa que las cargas térmicas del rehervidor y condensador se incrementan, lo que en combinación con la recuperación del propileno, permite que se produzcan más productos.

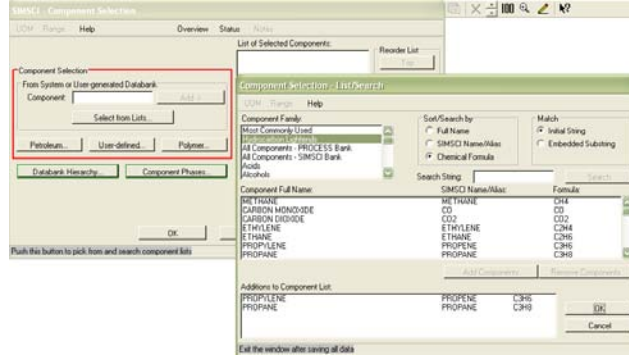


I.2. Optimización

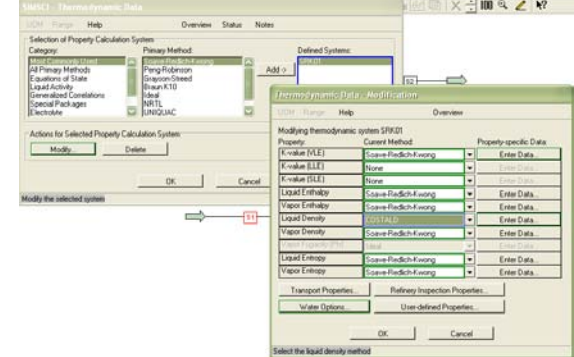
Tabla 2.7 Construcción y Ejecución de la Simulación



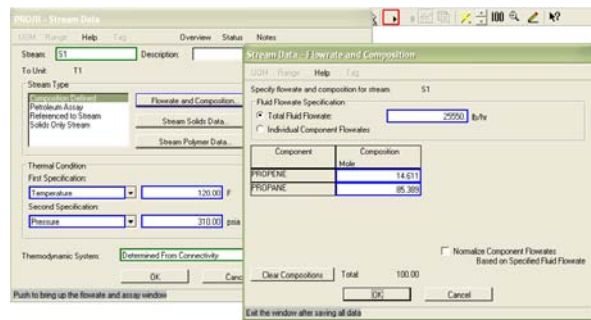
A) Construcción del Modelo



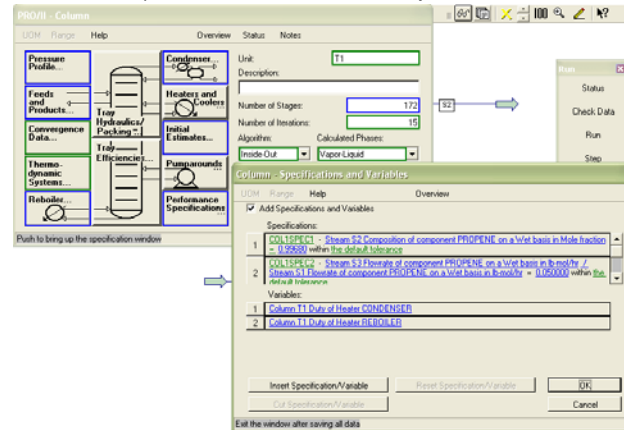
B) Selección de los Componentes



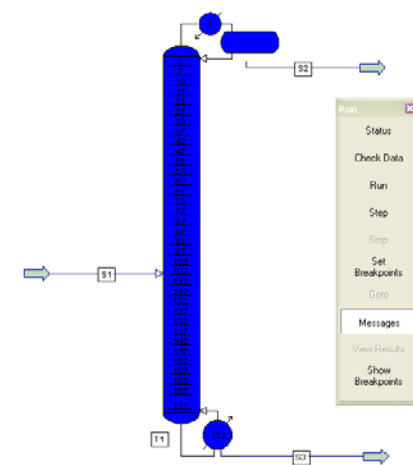
C) Termodinámica



D) Corriente de Alimentación



E) Columna de Destilación



F) Columna Convergiada



I.2. Optimización

Tabla 2.8 Resumen de Resultados Columna de Destilación

Columna

Tray	Temperature ° F	Pressure PSIA	Net Flow Rates				Heater Duties MM BTU/HR
			Liquid	Vapor	Feed	Product	
			LB-MOL/HR				
1C	113.2	272.00	8486.8			490.7L	-47.6789
2	114.7	277.00	8563.9	8977.4			
3	114.7	277.15	8566.0	9054.5			
90	119.2	290.00	8749.8	9243.2			
91	119.8	292.00	8781.5	9240.5			
170	132.8	305.65	9749.2	9630.0			
171	133.3	305.83	9756.1	9636.9			
172R	133.8	306.00		9643.8		112.3L	47.6274

Corrientes de Alimentación y Producto

Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Feed	S1	Liquid		105	1.0000	602.94	1.4644
Product	S2	Liquid	1		1.0000	490.66	1.0610
Product	S3	Liquid	172		1.0000	112.28	0.3444

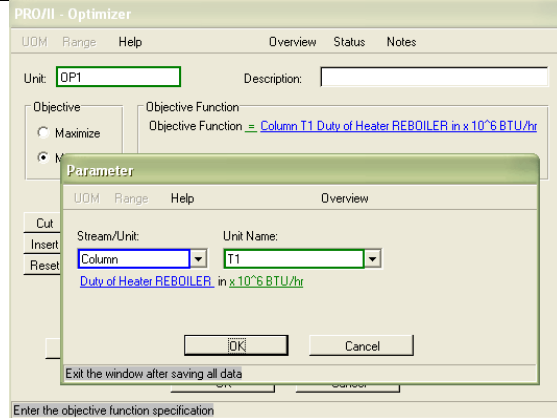
Especificaciones

Specification Number	Parameter Type	Tray Number	Component Number	Specification Type	Specified Value	Calculated Value
1 (Active)	Strm S2	1	1	Mol Fraction	9.968E-01	9.968E-01
2 (Active)	Strm S3	172	1	Mol Ratio	5.000E-02	5.003E-02

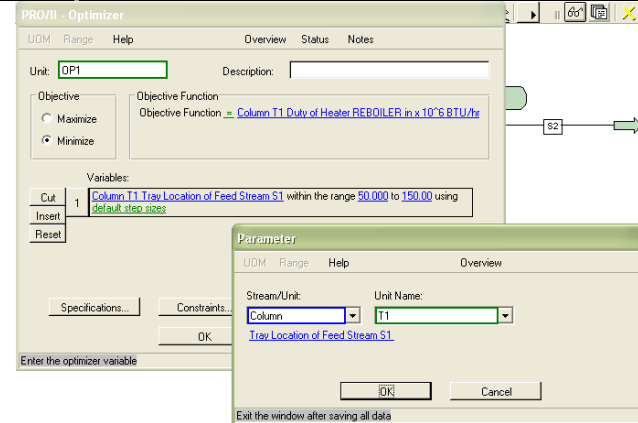


I.2. Optimización

Tabla 2.9 Optimización. Etapa 1

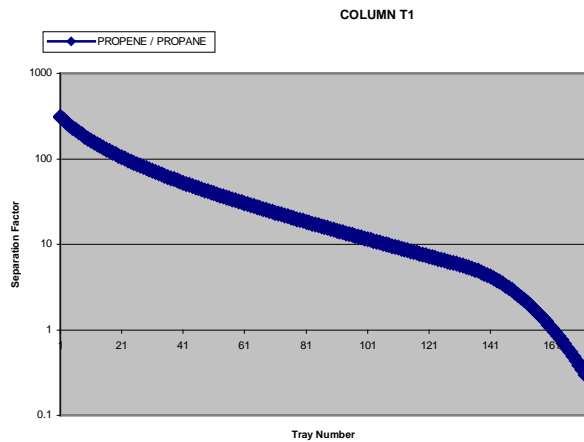


Función Objetivo. Minimizar Carga Térmica de Rehervidor



Variable de Optimización. Plato de Alimentación

Tabla 2.10 Resultados Optimización Etapa 1



** Mejor Función Objetivo = 4.46140E+01 en el Ciclo Número 4

Vary Index	Variable	
	Initial Value	Optimum Value
1	1.05000E+02	1.29944E+02

Histórico de la Optimización

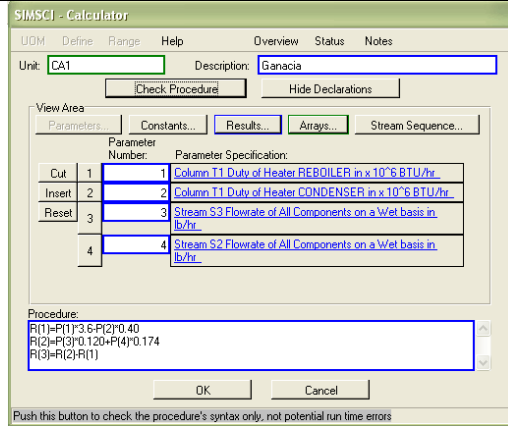
Shadow Prices				
Cycle	1	2	3	Best - 4
Vary 1	0.0000E+00	0.0000E+00	0.0000E+00	n/a

Values				
Cycle	1	2	3	Best - 4
Vary 1	1.0500E+02	1.1850E+02	1.3275E+02	1.2994E+02
Objective	4.7532E+01	4.5342E+01	4.4625E+01	4.4614E+01

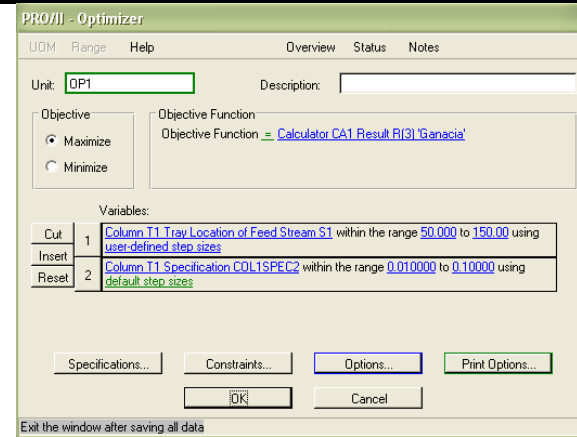


I.2. Optimización

Tabla 2.11 Optimización de las Ganancias



Construcción de la Función Objetivo



Maximizar Función Objetivo. Dos Variables de Optimización

Tabla 2.12 Resultados Optimización de las Ganancias

Resumen de la Columna

Tray	Temperature ° F	Pressure PSIA	Net Flow Rates				Heater Duties MM BTU/HR
			Liquid	Vapor	Feed	Product	
			LB-MOL/HR				
1C	113.2	272.00	8717.1			511.3L	-49.0120
118	121.8	296.67	9112.5	9620.5			
119	121.9	296.84	9634.8	9623.9	511.5L		
120	122.0	297.01	9731.3	9634.6	91.5L		
121	122.1	297.19	9735.1	9639.7			
172R	137.2	306.00		9948.7		91.6L	48.9478

** Mejor Función Objetivo = 4.03230E+03 en el Ciclo Número 10

Vary Index	Variable	
	Initial Value	Optimum Value
1	1.05000E+02	1.19152E+02
2	5.00000E-02	1.00000E-02

	Values					
	Cycle	6	7	8	9	Best - 10
Vary 1		1.3000E+02	1.2779E+02	1.2279E+02	1.1898E+02	1.1915E+02
Vary 2		1.3565E-02	1.1799E-02	1.0661E-02	1.0000E-02	1.0000E-02
Objective		4.0287E+03	4.0300E+03	4.0318E+03	4.0323E+03	4.0323E+03



3. Reconciliación

Introducción

La reconciliación convierte los datos del proceso obtenidos normalmente en tiempo real, que están sujetos a errores aleatorios y gruesos, en información consistente y confiable. Esta información es esencial para la operación y el manejo efectivo de la planta. Los algoritmos de reconciliación de datos usan técnicas estadísticas robustas para reconciliar mediciones de flujos, temperaturas y composiciones de forma tal que los balances de materia, energía y por componentes se cumplan alrededor de una planta.

Adicionalmente a la reconciliación de los datos, estos algoritmos detectan errores gruesos en las mediciones, los localizan en el proceso e identifican la redundancia (o su falta) en las mediciones de lo que se desprenden reportes detallados de propagación de los errores, reportes de precisión en la cada una de las variables e indican las entidades medidas que contribuyen al error en dichas variables.

Es una práctica común que estos programas tengan una interfaz en línea con los sistemas de control distribuido (DCS) de las plantas o con la base de datos central de la empresa. De esta forma, se alimentan los datos requeridos de forma automática. El software que se utiliza como referencia en la presente descripción es DATAcon de Simulation Sciences Inc. el cual cuenta adicionalmente con una interfaz gráfica de usuario intuitiva (PROVISION) para el ingreso de la información.

El algoritmo de reconciliación de datos en DATAcon utiliza una técnica avanzada de optimización de suma de mínimos cuadrados ponderados sujeta a restricciones de igualdad relacionadas con los balances de materia y energía del proceso. En resumen, esta técnica ajusta las variables medidas, en donde sea posible, de tal manera que los datos medidos y estimados satisfagan los balances de materia y energía alrededor del proceso analizado. Estos datos reconciliados pueden ser utilizados en el monitoreo, análisis, evaluación, optimización y estudios de sensibilidad del proceso. Al analizar el proceso, el algoritmo puede identificar mediciones erróneas e instrumentos imprecisos, lo que en términos del análisis de instrumentación, es una herramienta útil en la localización del mejor punto para los instrumentos y producir diseños de procesos eficientes. Esto permite evaluar distintos escenarios de un mismo proceso para determinar la capacidad y la redundancia de los instrumentos.

Los tipos de datos que maneja el algoritmo en DATAcon son: flujo, temperatura, presión y composición por corriente; con ello los balances que se realizan alrededor de cada operación unitaria son de materia y energía o sólo de materia. Las operaciones unitarias que se pueden modelar son: tanques, separadores flash, intercambiadores de calor, divisores, mezcladores, columnas, reactores y calculadoras.

Adicionalmente a las mediciones, el algoritmo de reconciliación de datos requiere de estimados iniciales para todas las variables que no son medidas



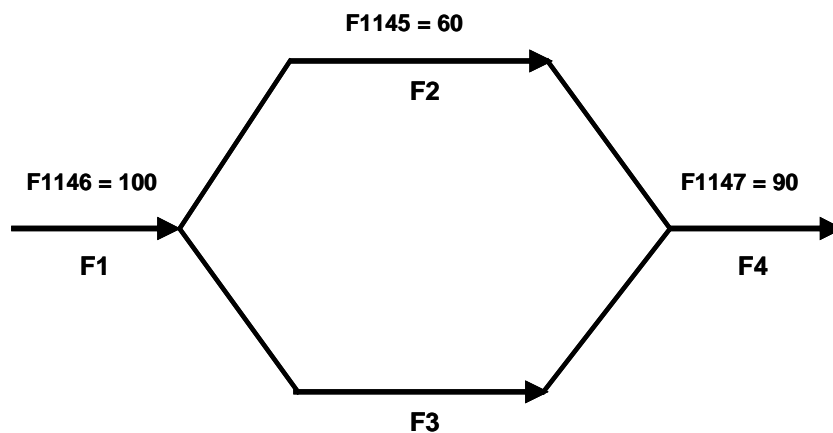
1.3. Reconciliación

(flujos, temperaturas, presiones y composiciones). Tanto como sea posible, estos estimados deben estar en rangos razonables de acuerdo a las condiciones de operación de los equipos. De estos datos estimados, se estiman entalpías y capacidades caloríficas para la determinación de los balances de energía. Los datos de las mediciones de los flujos son ajustados y utilizados para determinar estimados para aquellas variables no medidas y así realizar los balances de materia. Igualmente, los datos de composiciones en las corrientes son usados para el cálculo de los balances de materia y energía.

La reconciliación de datos de un proceso utiliza factores de peso determinados a partir de las desviaciones estándar de las mediciones (las cuales son indicadoras del error aleatorio inherente en los instrumentos) para calcular la precisión de los datos medidos. Al final de los cálculos, DATAcon realiza una serie de pruebas estadísticas para indicar los estados global e individual de las mediciones de la planta y así encontrar errores gruesos y qué instrumento lo origina.

Para presentar la terminología empleada en la reconciliación de datos, observe el proceso simplificado de la Figura 3.1.

Figura 3.1 Ejemplo de la Reconciliación de Datos



- **Variables Medidas.** Flujos indicados por las etiquetas F1145, F1146 y F1147 son variables medidas.
- **Variables No Medidas.** El flujo de la corriente F3 es una variable no medida.
- **Variables Inobservables.** Una variable no medida se dice que es inobservable cuando no puede ser calculada utilizando otras variables. Los flujos de las corrientes F2 y F3 son inobservables si F2 no es medida.
- **Variables Observables.** Son aquellas variables no medidas cuyos valores pueden ser estimados a partir de variables medidas. En el esquema de la Figura 3.1, F3 es una variable observable dado que puede ser estimada de la medición hecha por el instrumento F1145.

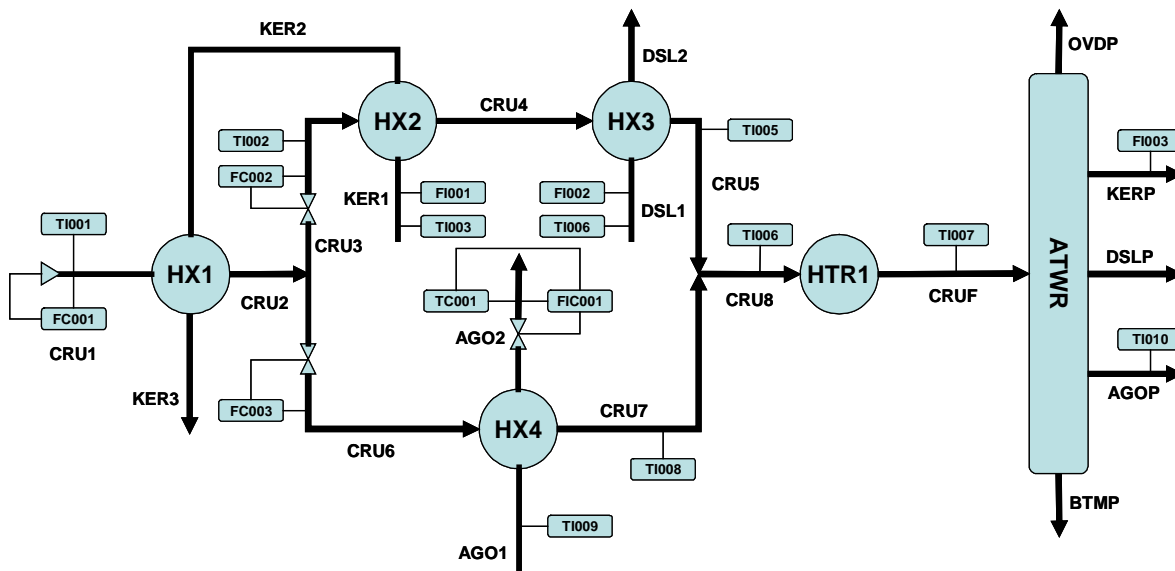


I.3. Reconciliación

- **Variables No Redundantes.** Son aquellas variables que se convierten en inobservables si se elimina su instrumento de medición. El flujo de la corriente F2 es una variable no redundante.
- **Variables Redundantes.** Son aquellas variables medidas que se convierten en observables cuando su instrumento de medición es eliminado. F1 es una variable medida redundante cuando F4 es medida y viceversa. Dada la topología de este proceso, F1 y F4 son variables redundantes.
- **Variables Reconciliadas.** Dado que las corrientes F1 y F4 tienen variables redundantes con respecto a cada una, los flujos reconciliados son 95 si las desviaciones estándar de las dos mediciones son idénticas.
- **Variables Calculadas.** Dado que F1 y F4 son reconciliadas a 95, el flujo de la corriente F3, que no es medida, puede ser calculada como 35.
- **Grados de Redundancia.** Se define como el número de ecuaciones que definen a los modelos del proceso menos el número de variables independientes no medidas menos el número de variables no medidas con límites definidos.

La fuente primaria de información para el software que reconcilia los datos de un proceso es el diagrama de instrumentación del mismo en donde se representan los flujos de materia y energía a través de las diferentes operaciones unitarias y las posiciones de los instrumentos. La Figura 3.2 muestra un ejemplo de un diagrama de instrumentación.

Figura 3.2 Diagrama de Instrumentación del Proceso



Esta información es ingresada al programa de reconciliación de datos, DATAcon en este caso, en donde el proceso es reproducido mediante la interfaz gráfica de usuario (PROVISION). Las mediciones pueden ser importadas



I.3. Reconciliación

directamente de la base central de datos del proceso o ingresadas manualmente. Una vez dentro del programa, cada una de las mediciones es relacionada con la corriente u operación unitaria correspondiente. Las Figuras 3.3 y 3.4 presentan estos procesos.

Figura 3.3 Representación del Proceso en DATAcon

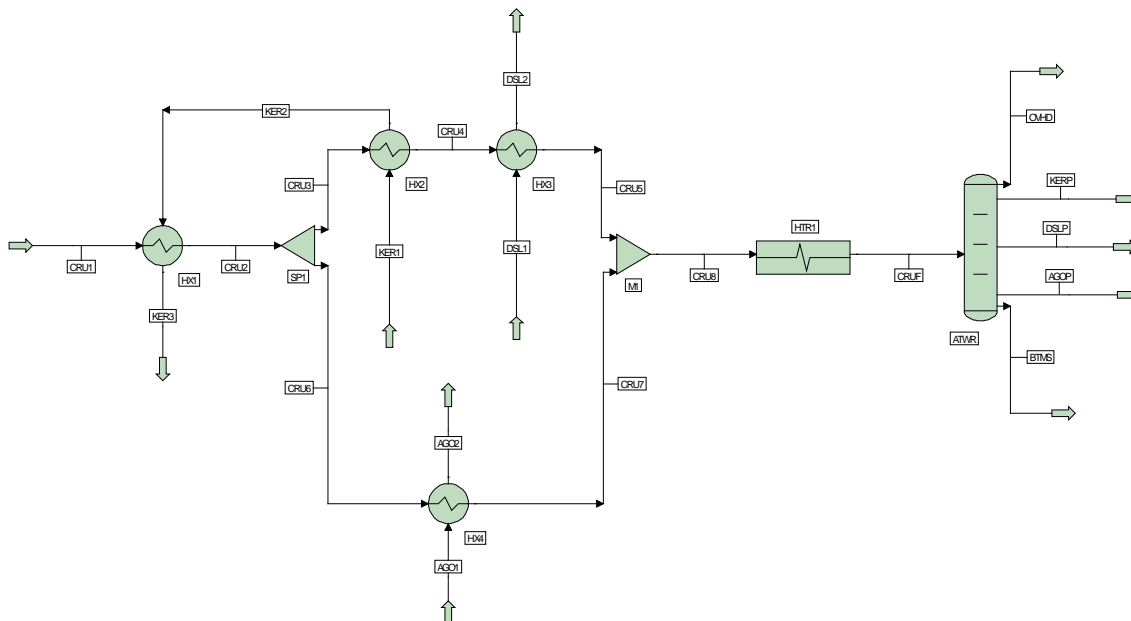
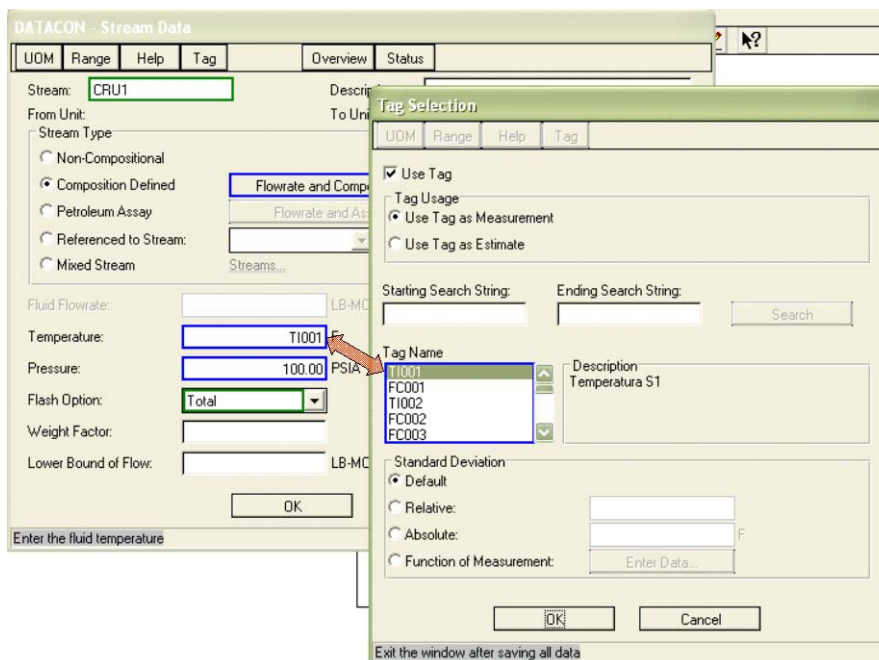


Figura 3.4 Relación Proceso – Medición





Base Teórica

A continuación se presenta una descripción general de los elementos que conforman un algoritmo de reconciliación de datos, en donde mediante ejemplos sencillos, el funcionamiento de las diferentes pruebas y ajustes a los datos son explicados. Cada una de las secciones está referida a diferentes documentos (ver sección Referencias al final de este apartado) para que se realice una lectura más profunda si así se desea.

Errores Aleatorios ^{1,2}

Las mediciones en planta están sujetas a errores gruesos y a aleatorios. Los errores gruesos son el resultado de instrumentos descalibrados, fugas en el proceso, fallas en los sensores y otros problemas que pueden ser corregidos. El alejarse del estado estacionario es otra fuente de errores gruesos los cuales son mucho más difíciles de manejar. Para la discusión aquí planteada, se considera que no existen errores gruesos y que el proceso se encuentra en estado estacionario.

Los errores en la mediciones en las plantas son aleatorios dado que no se puede saber el momento en el que ocurren ni su magnitud (el conocer la magnitud del error es sinónimo de conocer el valor del mismo), sin embargo, se pueden emitir juicios en lo que se establezca que *existe un 95% de probabilidad de que el flujo de una corriente se encuentre entre 100 y 100 lb/hr.* Esta situación puede reportarse como un flujo de 105 ± 5 lb/hr. De aquí en adelante, se manejan las mediciones verdaderas como la medición real más un error, "X":

$$\text{Valor Verdadero} = \text{Valor Medido} + X$$

Idealmente, el error es cero de forma tal que el valor medido iguala al valor verdadero. En la práctica, esto no ocurre pero se desea que X tenga un valor pequeño para un instrumento bien calibrado y que ofrezca valores precisos. Si se registraran miles de mediciones para una misma cantidad, se esperaría que la mayoría de ellas se centraran alrededor del valor verdadero, con muy pocas de ellas por encima y por debajo del valor medio. En otras palabras, el error promedio sería cero. Este hecho es verdadero sólo si la desviación estándar de los errores en las mediciones es menor al 30% de los valores medidos correspondientes (ley del 30% de la teoría de la información).

Distribución Normal (Gaussiana)

Una distribución normal en las mediciones significa que la función de probabilidad de distribución de las mediciones sea de la forma:

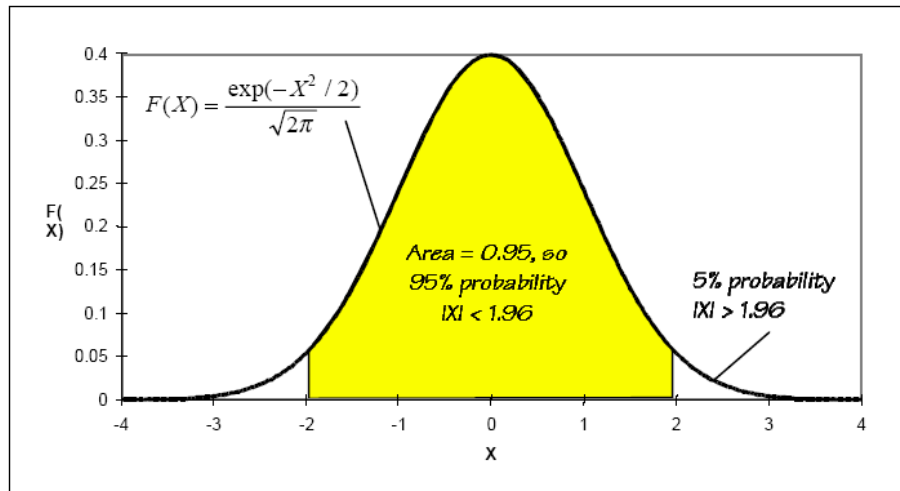
$$F(X) = \frac{1}{\sigma\sqrt{2\pi}} \left(\frac{(X - \bar{X})^2}{2\sigma^2} \right)$$



I.3. Reconciliación

en donde \bar{X} es el valor medio de la variable aleatoria, X , y σ es la desviación estándar. Se espera que los errores sean cero en el valor medio, $X = 0$ para la función de densidad de errores en la medición. La Figura 3.5 muestra una función de probabilidad de distribución Gaussiana con una media de cero y una desviación estándar de 1.

Figura 3.5 Errores Aleatorios Normalmente Distribuidos



Algunas de las propiedades de una función de probabilidad de distribución Gaussiana son:

- El valor máximo de $F(X)$ ocurre en la media, X .
- La desviación estándar determina el ancho de la curva. Un instrumento muy preciso (σ pequeña) tiene errores muy pequeños, y su función de densidad aparece como un pico centrado en cero.
- El término $\frac{1}{\sigma \sqrt{2\pi}}$ normaliza la densidad de forma tal que: $\int_{-\infty}^{\infty} F(X)dX = 1$.
- Es simétrica alrededor de la media. Por ejemplo, la probabilidad de medir un flujo por debajo de 1 lb/hr, es la misma de medirlo por encima de 1 lb/hr.
- La probabilidad de que ocurra un error en una medición entre $X1$ y $X2$ es:

$$P(X1 < X < X2) = \frac{\int_{X1}^{X2} F(X)dX}{\int_{-\infty}^{\infty} F(X)dX} = \int_{X1}^{X2} F(X)dX$$

- 68% de las mediciones deben tener errores dentro de la desviación estándar de la media (cero), esto es:

$$P(-\sigma < X < \sigma) = \int_{-\infty}^{\infty} F(X)dX = 0.68$$



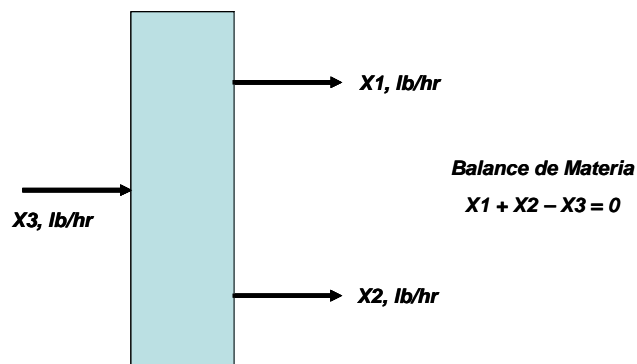
De forma similar, y como se muestra en la Figura 3.5, el 95% de los errores deben caer dentro de desviaciones estándar de 1.96. Esto es frecuentemente llamado “el intervalo de confianza del 95%”. Un intervalo de confianza del 99% ocurre cuando se presentan desviaciones estándar de 2.58 con respecto a la media.

Reconciliación de los Datos ²

Se denomina reconciliación de los datos al procedimiento seguido para satisfacer las leyes de la conservación, con las restricciones impuestas al proceso, utilizando las mediciones de los instrumentos. Para ello se utilizan técnicas estadísticas generales y algún algoritmo de optimización. El software que así se genere puede tener la capacidad de reconciliar datos de una planta completa que incluya la conservación de la masa, energía, componentes, equilibrio líquido – vapor, etc.

La Figura 3.6 muestra un esquema de proceso sencillo en donde se miden los flujos de la alimentación y los productos. Debido a la incertidumbre en las mediciones, estos valores no satisfacen la conservación de la materia: $X1 + X2 - X3 = 0$. Si así lo hacen, alguien ya habrá ajustado los datos.

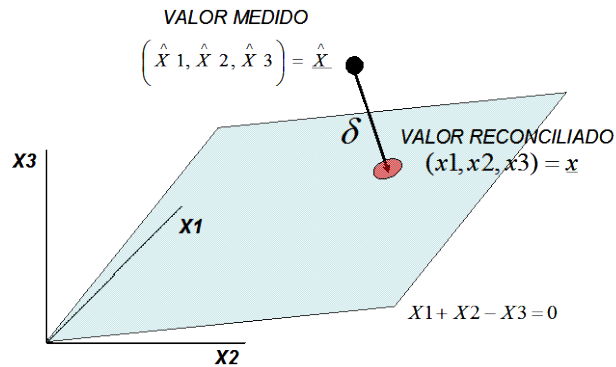
Figura 3.6 Esquema de Proceso Simple



La reconciliación de los datos encontrará una solución al esquema de forma que la masa se conserve y los valores de las variables se encuentren los más cercanos a los valores medidos. La Figura 3.7 muestra una interpretación de este concepto. La ecuación de conservación de la materia es un plano bidimensional (que es la restricción en el proceso) en el espacio tridimensional de los flujos. Como se puede notar, los flujos medidos caen fuera del plano. El software encuentra el punto en el plano que está más cerca de las mediciones originales.



Figura 3.7 Representación Gráfica de la Reconciliación de Datos



En términos matemáticos, la reconciliación de los datos busca, en este caso, que la conservación de la materia se cumpla de forma que:

$$\underset{x \text{ conserve la materia}}{\text{Minimizar}} \left\| \hat{X} - x \right\|^2 \quad (\text{E} - 3.1)$$

De esta forma, la reconciliación de los datos es una optimización restringida. Las restricciones son las leyes de la conservación, las que en general son un conjunto de ecuaciones no lineales que la solución debe satisfacer. El algoritmo de optimización que se puede utilizar es el de Programación Cuadrática Secuencial (ver 2. Optimización).

La función que se trata de minimizar es llamada función objetivo. En la reconciliación de datos, el objetivo es minimizar la corrección a los datos medidos.

La función objetivo es $\left\| \hat{X} - x \right\|^2$ o su equivalencia $\|\delta\|^2$. El símbolo $\|\cdot\|$ es llamado

“norma” (una distancia o longitud generalizada). La Ecuación 3.1 establece el encontrar x de forma tal que se conserve la materia y es una mínima distancia (al cuadrado) de los datos medidos en planta. Esta situación equivale en la Figura 3.7 a encontrar el vector más corto, δ , que conecta al punto de valores medidos con el punto en el plano que satisface la ley de la conservación de la materia.

Cuando todas las mediciones son independientes y tienen el mismo grado de incertidumbre, la norma es la distancia estándar Euclidiana:

$$\left\| \hat{X} - x \right\|^2 = \left(\hat{X}_1 - x_1 \right)^2 + \left(\hat{X}_2 - x_2 \right)^2 + \left(\hat{X}_3 - x_3 \right)^2 + \dots \quad (\text{E} - 3.2)$$

Por conveniencia, los cuadrados de las distancias son minimizados, lo que es equivalente a minimizar la distancia. Se puede reconocer esta minimización como el *problema de los mínimos cuadrados*. Note que la distancia es un mínimo



(cero) cuando las mediciones no son cambiadas, $x = \hat{X}$. Esto no es una solución válida dado que los valores medidos, \hat{X} , normalmente no conservan la materia.

El objetivo es mantener la función tan pequeña como sea posible pero los valores medidos tienen que ser ajustados para satisfacer las ecuaciones de conservación. Estos ajustes pueden inclusive incrementar el valor de la función objetivo, este desajuste entre los valores reconciliados y los medidos es simplemente el precio pagado por forzar la conservación. Es claro que es más importante conservar la materia, por ejemplo, que conservar los valores medidos en planta, de los cuales es conocido que tienen un cierto grado de incertidumbre. Así el objetivo es cumplir con las leyes de conservación pagando la menor cantidad de penalizaciones al minimizar la función objetivo.

Mediciones con Diferentes Incertidumbres ²

Note que en la Ecuación E – 3.2 se penaliza de igual forma por cambiar cualquier flujo por 10 lb/hr (se agrega 100 a la función objetivo). En la práctica, algunas mediciones son más precisas que otras. Por ejemplo, el flujo S2 puede tener una desviación estándar de 5 lb/hr, mientras que S1 tiene una desviación estándar de 1 lb/hr porque fue medido con un equipo recientemente calibrado. Si se requiere de grandes ajustes en algunas mediciones para alcanzar el óptimo, es preferible que se ajusten más aquellas mediciones imprecisas que aquellas que no lo requieran en la misma magnitud. En otras palabras, se paga una penalización más grande por ajustar una medición precisa que por una imprecisa. Es más importante que los valores reconciliados se encuentren cerca de las mediciones precisas que de las imprecisas. Para llevar a cabo este hecho, se incluyen factores de peso en la función objetivo:

$$\left\| \hat{X} - x \right\|^2 = w_1^2 \left(\hat{X}_1 - x_1 \right)^2 - w_2^2 \left(\hat{X}_2 - x_2 \right)^2 - w_3^2 \left(\hat{X}_3 - x_3 \right)^2 - \dots$$

Los factores de peso simplemente permiten preservar algunas mediciones sobre otras. Un valor grande para w_j , significa existe mayor credibilidad para la j -ésima medición. Si por ejemplo, \hat{X}_1 es más precisa que \hat{X}_2 , entonces puede elegir un valor de 5 para w_1 y un valor de 0.1 para w_2 . El cambiar \hat{X}_1 en 2 lb/hr incrementa la función objetivo en 100 lb/hr, mientras que cambiar \hat{X}_2 en 2 lb/hr incrementa la función objetivo en 0.04 lb/hr. Dado que el software intenta minimizar la función objetivo, es más probable que los cambios se efectúen en la medición imprecisa (baja penalización) que en la medición precisa. En este caso, la penalización en \hat{X}_1 es tan grande, que el software intentará hacer pocos cambios en dicha medición. Los factores de peso que el software selecciona son una función recíproca de las desviaciones estándar suministradas. Mientras que



I.3. Reconciliación

valores pequeños de desviaciones estándar corresponden a mediciones precisas, sus correspondientes factores de peso tendrán valores altos:

$$\left\| \hat{\mathbf{X}} - \mathbf{x} \right\|^2 = \frac{1}{\sigma_1^2} \left(\hat{X}_1 - x_1 \right)^2 - \frac{1}{\sigma_2^2} \left(\hat{X}_2 - x_2 \right)^2 - \frac{1}{\sigma_3^2} \left(\hat{X}_3 - x_3 \right)^2 - \dots \quad (\text{E} - 3.3)$$

Se puede describir esta ecuación en una forma matricial generalizada de la siguiente forma:

$$\left\| \hat{\mathbf{X}} - \mathbf{x} \right\|^2 = \left(\hat{\mathbf{X}} - \mathbf{x} \right)^T \Sigma^{-1} \left(\hat{\mathbf{X}} - \mathbf{x} \right) \quad (\text{E} - 3.4)$$

$\left(\hat{\mathbf{X}} - \mathbf{x} \right)$ es un vector columna y Σ es una matriz cuadrada llamada matriz de covarianza, la cual es normalmente diagonal cuyo *j*-ésimo elemento es s^2 . De esta manera Σ^{-1} es una matriz diagonal cuyo *j*-ésimo elemento es $1/s^2$.

Mediciones Interdependientes

Hasta ahora se ha asumido que los errores en las mediciones son independientes. Cuando las mediciones se encuentran, de alguna forma, correlacionadas, la matriz de covarianza deja de ser diagonal y la función objetivo es más compleja.

La correlación de errores ocurre de forma más común en las mediciones del flujo másico. El flujo es medido, típicamente, determinando la caída de presión a través de una placa de orificio y la temperatura del fluido. Dado que la densidad del fluido depende de la temperatura, se debe de aplicar una corrección al flujo cuando la temperatura del fluido es diferente a la temperatura de calibración del equipo. Cuando se cometen errores en las mediciones de la temperatura, éstos afectan las mediciones del flujo másico mediante la corrección por temperatura.

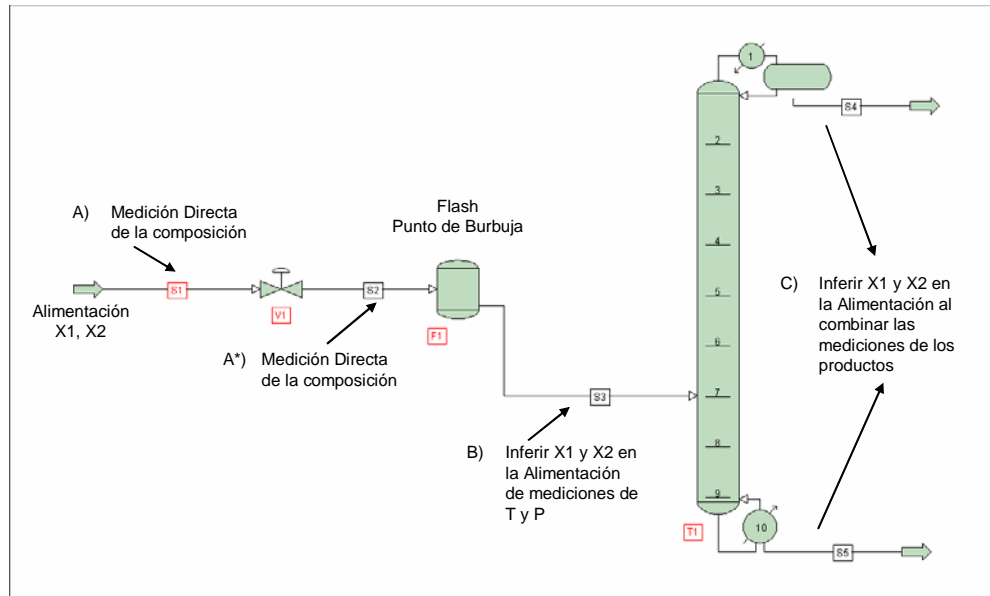
Detección de Errores Gruesos ³

Es aceptable que en las mediciones existan errores aleatorios, sin embargo, la presencia de errores gruesos no debe permitirse. Los errores gruesos son causados por equipo de medición dañado o por errores en el registro en las lecturas de un equipo, por ejemplo registrar 1400 lb/hr en lugar de 4100 lb/hr.

La Figura 3.8 muestra un esquema de proceso en el cual se separa una mezcla binaria en sus componentes puros.



Figura 3.8 Fuentes de Datos de la Composición de la Alimentación



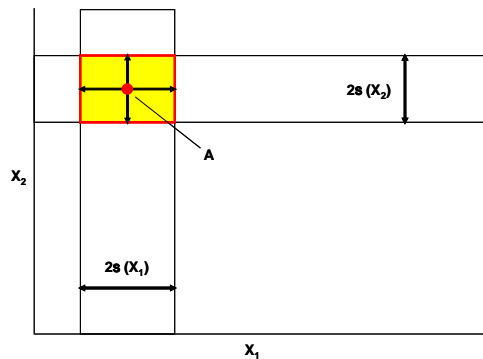
Para ilustrar algunos conceptos estadísticos detrás de la detección de errores gruesos, se determina la composición de la corriente de alimentación de esquema anterior del cual existen varias fuentes posibles de datos de la composición de la alimentación:

- A) Se puede medir directamente la composición de los puntos marcados como A y A*.
- B) Se puede inferir la composición de la corriente de las lecturas de la temperatura y presión del tanque que opera en el punto de burbuja de la mezcla. Esto requiere de un modelo termodinámico, lo que puede añadir un cierto grado de incertidumbre.
- C) Se pueden combinar las mediciones de las corrientes producto para recrear la corriente de alimentación.

Estos conceptos son mejor ilustrados de forma gráfica. En el esquema existen tres pares de mediciones para la composición de la alimentación, las cuales aparecen como X_1 y X_2 que pueden presentarse como un punto en un plano (ver Figura 3.9). Si son conocidas las desviaciones estándar para cada medición, se pueden representar como barras de errores alrededor de la medición haciendo el ancho de las barras dos veces la desviación estándar.



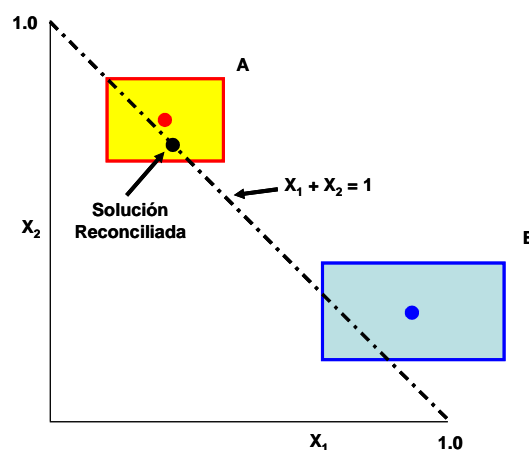
Figura 3.9 Representación Gráfica de un Par de Mediciones



El área definida alrededor del punto A representa todas las mediciones aceptables posibles para X_1 y X_2 de acuerdo a sus desviaciones estándar. A esta área se le conoce como la región de confianza para estas mediciones. La Figura 3.10 muestra las mediciones A y B, en donde se aprecia que la región de incertidumbre de B es mayor dado a la incertidumbre inherente a los modelos termodinámicos empleados para calcular B.

La línea diagonal representa todas las composiciones que satisfacen la restricción de composición molar para la mezcla: $X_1 + X_2 = 1$; de esta forma, cualquier medición reconciliada tiene que ser un punto sobre esta línea. Para este ejemplo, se han encontrado los valores de X_1 y X_2 que cumplen con la restricción (el punto cae sobre la diagonal) y se encuentra mucho más cerca de la medición A que de B, esto se debe a que el algoritmo de reconciliación da un peso mucho mayor a las mediciones más precisas y penaliza a las que no lo son. En este caso, se dice que la medición A es consistente con el valor reconciliado dado que éste se encuentra dentro de su región de confianza. Es claro entonces que B no es consistente con el valor reconciliado lo cual puede deberse a la existencia de errores gruesos.

Figura 3.10 Dos Grupos de Mediciones

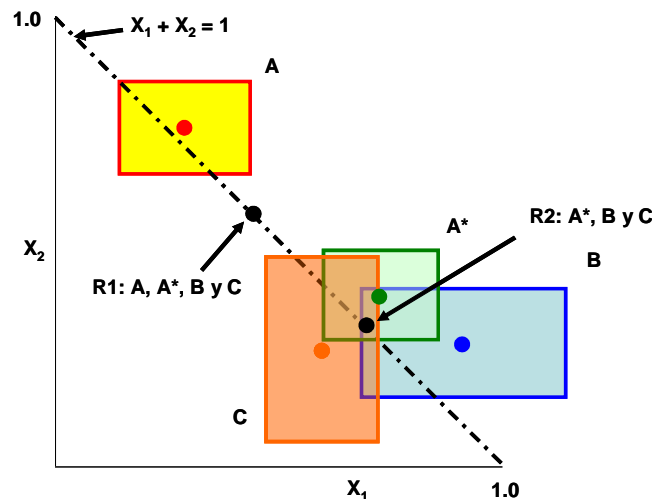




Considere que, para este ejemplo, después de hacer una revisión de los datos se identifica que la medición A se llevó a cabo cuando el proceso no se encontraba en estado estacionario y que el instrumento que tomó la medición B opera adecuadamente, por lo que ahora se tomarán en cuenta el resto de las mediciones – A^* y C – para reconciliar los datos (ver la Figura 3.11).

El algoritmo de reconciliación produce $R1$ al tomar en cuenta las cuatro mediciones, en donde se reporta que el valor reconciliado se encuentra fuera de cualquier intervalo de confianza lo que puede deberse a errores gruesos en todas las mediciones. Por otro lado, $R2$ se encuentra dentro de las regiones de confianza de A^* , B y C que lo convierte en un valor aceptable y libre de errores gruesos.

Figura 3.11 Cuatro Mediciones de Composición



Pruebas Estadísticas para Errores Gruesos ³

El algoritmo de reconciliación puede incluir pruebas estadísticas para la detección de errores gruesos en las mediciones. Las pruebas que se describen a continuación son:

1. **Prueba Global**
2. **Prueba a las Mediciones.**
3. **Prueba a las Mediciones de los Componentes Principales.**

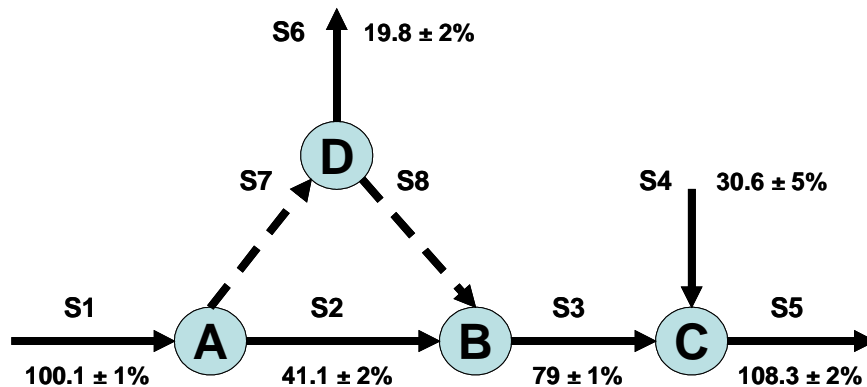
Como es típico en cualquier prueba estadística, pasar estas tres pruebas no garantiza la calidad de la solución reconciliada pero no pasar cualquiera de estas pruebas garantiza la existencia de algún problema en los datos del proceso. El problema que aquí se trata de evitar es la presencia de errores gruesos. La prueba que siempre se realiza es la prueba global, y las dos pruebas restantes son opcionales.



La Prueba Global Chi Cuadrada ³

Para ilustrar la Prueba Global en las mediciones observe el siguiente esquema de proceso simplificado.

Figura 3.12 Detección de Errores Gruesos



Para probar la existencia de errores gruesos, el algoritmo reconoce que si las mediciones contuvieran sólo errores normalmente distribuidos, entonces los residuos estarían normalmente distribuidos con una media de cero. Un residuo es simplemente la cantidad que la medición ha violado alguna ley de conservación.

El esquema de la Figura 3.12 tiene dos grados de redundancia y por lo tanto dos residuos independientes que pueden ser probados:

- Un balance de materia alrededor del nodo C produce un residuo de:

$$R(1) = 79 + 30.6 - 108.3$$

- Un balance de materia alrededor del esquema global produce:

$$R(2) = 100.1 + 30.6 - 19.8 - 108.3 = 2.6$$

Dado que cada residuo debe ser cero, la igualdad de las mediciones puede ser cuantificada por la suma de los cuadrados de los residuos:

$$\tau(\nu) = \sum_i^{\nu} R_i^2 \quad \text{E - 3.5}$$

El entero ν es el número de residuos, dos en este ejemplo. En la práctica, los algoritmos de detección de errores gruesos escalan los residuos con la desviación estándar de las mediciones. Aunque E - 3.5 es mucho más compleja en dichos algoritmos, la ecuación aquí presentada es adecuada para ilustrar el concepto de la prueba.

Suponga que los residuos están normalmente distribuidos alrededor de cero con una desviación estándar de 1. La Prueba Global depende del hecho de que si los residuos están normalmente distribuidos, entonces τ sigue la distribución Chi



cuadrada. Esta es la forma en que el algoritmo usa este resultado para probar la existencia de errores gruesos:

1. De las mediciones obtenidas, se calculan los residuos de los balances de materia.
2. τ es determinada con $E - 3.5$.

Si τ está fuera del 95% del intervalo de confianza de la distribución Chi cuadrada, entonces los residuos no se comportan como si sólo contuvieran errores aleatorios. Así, existe una gran probabilidad de que se encuentre un error grueso en alguna medición. Parte de los resultados presentados por esta prueba incluyen la tabulación de τ dentro del intervalo del 95% de confianza para la distribución Chi cuadrada para varios valores de u . La siguiente sección describe algunas propiedades de la distribución Chi cuadrada.

La Distribución Chi Cuadrada ³

Si R_1, R_2, \dots, R_n son variables descritas por una distribución Gaussiana con una media de cero y una desviación estándar de 1, entonces la variable aleatoria Chi cuadrada es definida como:

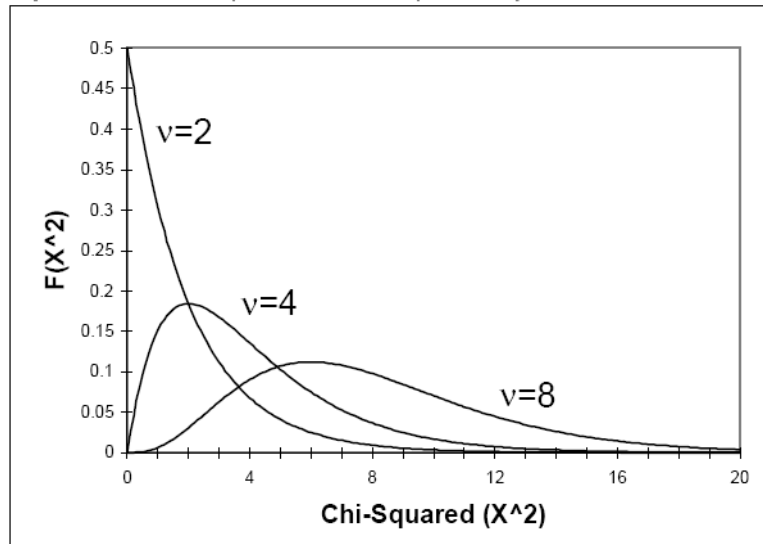
$$\chi^2(\nu) = \sum_i^{\nu} R_i^2$$

Como cualquier otra variable aleatoria, ésta es descrita por una función de densidad de probabilidad; en este caso, existe una función diferente por cada u . El entero u es usualmente llamada el número de grados de libertad. Las funciones de densidad Chi cuadrada pueden ser generadas mediante:

1. Medir las u variables aleatorias R_1, R_2, \dots, R_n . Una forma simple de hacer esto es obtenerlas de un generador (Gaussiano) de número aleatorios.
2. Obtener el valor de σ^2 como se definió arriba.
3. Repetir este procedimientos millones de veces para obtener millones de valores de σ^2 .
4. Crear una función de densidad de probabilidad subdividiendo el eje de las x 's y contando cuántos valores de σ^2 ocurrieron en cada subdivisión. Si, por ejemplo, en muchos experimentos 13 valores de σ^2 caen entre 9.1 y 9.2, estos datos pueden ser representados como 13 valores que ocurren en 9.15. Naturalmente, la gráfica debe ser normalizada para que el área total bajo ésta sea uno. Conforme el número de valores de σ^2 se aproxime al infinito, los subintervalos se vuelven cada vez más pequeños hasta obtener una curva continua como se muestra en la Figura 3.13. Una curva diferente para cada u es generada; algunas de estas curvas se muestran en la misma figura.



Figura 3.13 Función de Densidad de Probabilidad Chi Cuadrada



Algunas de las propiedades de una distribución Chi cuadrada son:

- El valor medio de $\chi^2(u)$ es u . Si tiene cuatro grados de libertad, el valor esperado de u es 4 (no cero).
- Conforme u se aproxime al infinito, la densidad de Chi cuadrada se aproxima a una densidad Gaussiana. La curva $\chi^2(8)$ de la Figura 3.13 empieza a mostrar este comportamiento.
- Tiene la siguiente forma analítica:

$$F(\chi^2) = \frac{(\chi^2)^{(v-2)/2} \exp(-\chi^2/2)}{(2^{v/2})[(v/2)-1]!}$$

Las integrales de la función de densidad de la probabilidad dictan la probabilidad de que una colección de mediciones provenga de datos normalmente distribuidos. Valores muy grandes de χ^2 no son permitidos, por lo que en este caso χ^2 viola la distribución normal y las mediciones probablemente contienen errores gruesos. Un valor pequeño de χ^2 no garantiza que los errores de las mediciones sean normalmente distribuidos, sin embargo valores grandes es una evidencia fuerte de que no sean normalmente distribuidos. Las pruebas estadísticas generalmente detectan violaciones a las hipótesis que soportan pero no pueden probarlas.

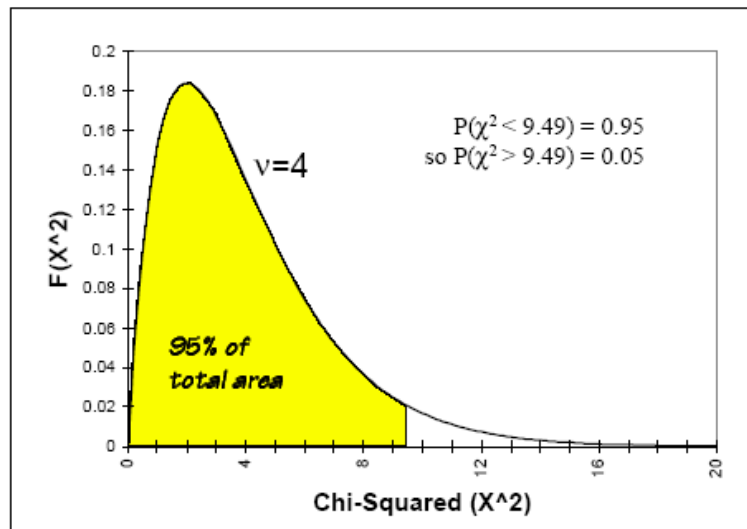
Es decisión del usuario cuando un valor de es muy grande. Normalmente el software permite seleccionar los intervalos entre 95% y 99%. Por ejemplo, con cuatro grados de libertad 95% de los valores de χ^2 deben caer entre 0 y 9.49, y 99% entre 0 y 13.28. Si está fuera del rango de 95%, existen pocas



probabilidades de que las mediciones sean normalmente distribuidas y por lo tanto es muy probable que existan errores gruesos.

Asuma, por ejemplo, que existen cuatro grados de redundancia y que los residuos del balance de materia asociado cada uno tiene una desviación estándar de 1. Si los residuos del balance de materia son: 0.4, 1.0, 1.2 y 1.8, entonces $\tau = 0.42 + 1.02 + 1.22 + 1.82 = 4.48$ (no muy lejos del valor esperado de 4). Con cuatro grados de libertad, este valor está dentro del intervalo de confianza del 95% como se muestra en la Figura XX.X10. Por otro lado, si los residuos del balance de materia son: 0.4, 1.0, 1.2 y 3.0, entonces $\tau = 0.4 + 1.0 + 1.2 + 3.0 = 5.6$. Este valor se encuentra fuera del intervalo de confianza y el algoritmo señala que existe la probabilidad de que exista un error grueso en las mediciones.

Figura 3.14 Prueba Chi Cuadrada para $n = 4$



Hasta ahora τ ha sido sinónimo de la presencia de errores gruesos. Note, sin embargo, que conforme n se hace más grande, la distribución de Chi cuadrada se aproxima a la forma Gaussiana y con valores pequeños de τ ocurre lo contrario. En la Figura 3.13 se aprecia que la probabilidad de obtener $\tau < 2$ es muy pequeña. Esto es lógico porque si cada uno de los ocho residuos tiene una desviación estándar de 1, entonces la probabilidad de que los valores de τ sean así de pequeños es inconsistente con las desviaciones estándar declaradas. Si observa un valor de τ que sea sospechosamente pequeño, los datos pudieron haber sido manipulados para cumplir con la conservación de la masa.

Prueba a las Mediciones ³

La prueba a las mediciones se realiza para determinar cuál de ellas es más probable de que sea errónea. Este concepto se ilustra cualitativamente en la Figura 3.11. Para cada medición se determina la Z estadística, definida como:



1.3. Reconciliación

$$Z_i = \frac{y_i - x_i}{\sqrt{\sigma_{y_i}^2 - \sigma_{x_i}^2}}$$

en donde y_i es el valor medido y x_i es el valor reconciliado, de esta manera, el numerador representa la distancia entre el punto medido y el punto reconciliado. Esta diferencia es conocida como *el ajuste a la medición*. El denominador escala la distancia con la desviación estándar. De hecho, es la desviación estándar del ajuste a la medición, de esta forma, la Z estadística es un ajuste estandarizado a la medición. Si existen muchos grados de redundancia, la desviación estándar del resultado reconciliado será mucho más pequeña que la desviación estándar de la medición. En este caso $\delta_{x_i} \ll \delta_{y_i}$ y la Z estadística se convierte en:

$$Z_i = \frac{y_i - x_i}{\sigma_{y_i}}$$

El valor de la Z estadística es la distancia, en unidades de la desviación estándar, entre los valores medido y reconciliado. Si $Z_3 = 2$, entonces el valor medido 3 es dos veces su desviación estándar distante del valor reconciliado. Esta es la lógica utilizada para determinar si la medición A en la Figura 3.11 era la fuente más probable de errores gruesos. Valores pequeños de Z indican que los valores medidos y reconciliados se encuentran muy cerca.

Prueba a las Mediciones de los Componentes Principales ⁴

Esta prueba es utilizada para identificar la localización de errores gruesos y su fundamento estadístico se presenta a continuación.

La matriz de covarianza de las mediciones Σ definida en E – 3.4 puede ser diagonal, diagonal en bloques y 100% simétrica en su densidad, dependiendo del grado de correlación entre las mediciones. El algoritmo que aquí se presenta, asume que no existe correlación entre las mediciones y de esta manera Σ es una matriz diagonal.

Otra matriz involucrada en las pruebas estadísticas para la detección de errores gruesos es la matriz de mediciones ajustadas, Q . La matriz Q siempre es densa sin importar que las mediciones sean independientes o ligeramente correlacionadas dado que los datos reconciliados siempre están fuertemente correlacionados. Los datos reconciliados siempre están correlacionados porque están relacionados por el modelo del proceso. Ya que las variables reconciliadas están correlacionadas, sus correspondientes ajustes a las mediciones también están correlacionados.

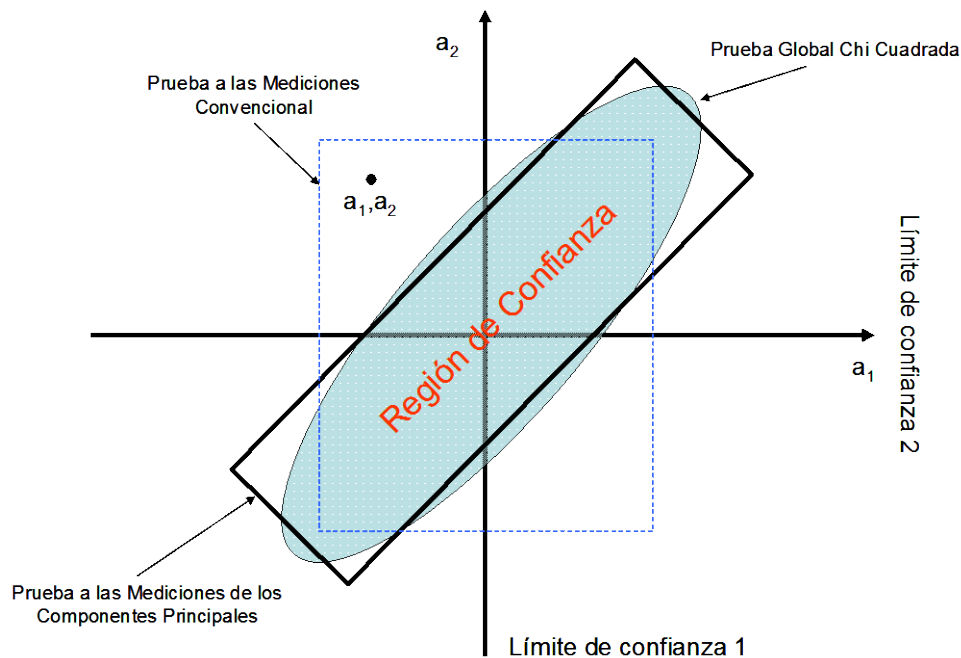
La prueba descrita anteriormente (Prueba a las Mediciones) sólo utiliza la diagonal de la matriz Q , mientras que la prueba a las mediciones de los componentes principales utiliza toda la matriz. Se ha observado que el uso de toda la información ofrece, generalmente, un mejor comportamiento en la predicción de



I.3. Reconciliación

los errores gruesos. La Figura 3.15 muestra un ejemplo de las diferentes regiones determinadas por las pruebas aquí mencionadas con respecto a un par de mediciones, punto (a_1, a_2) . La región elíptica representa el área en dónde las mediciones ajustadas pueden ocurrir sin la presencia de errores gruesos (sólo errores aleatorios). Esta elipse corresponde a la región de confianza de la prueba global Chi cuadrada en un nivel seleccionado (por ejemplo, $\alpha = 95\%$). Si el punto definido por las medidas ajustadas cae fuera de esta región, existe un 95% de probabilidad que las mediciones tengan errores gruesos. Este es el caso del punto indicado en el esquema. La prueba a las mediciones de los componentes principales predice correctamente esta situación dado que su región de confianza se alinea con la elipse. Por otro lado, la prueba convencional a las mediciones falla en la detección de errores gruesos en las mediciones pues este punto cae dentro de su región de confianza. Esto ocurre porque la prueba con los componentes principales utiliza toda la información de la matriz Q, es decir, es una prueba multivariable, en contraste con el uso de una sola variable (sólo la diagonal de esta matriz) de las pruebas convencionales. La detección de múltiples errores gruesos es más exitosa mediante el uso de la prueba con los componentes principales por esta misma razón. La omisión de algún error grueso puede desembocar en una incorrecta reconciliación de los datos.

Figura 3.15 Regiones de Confianza para las Tres Pruebas



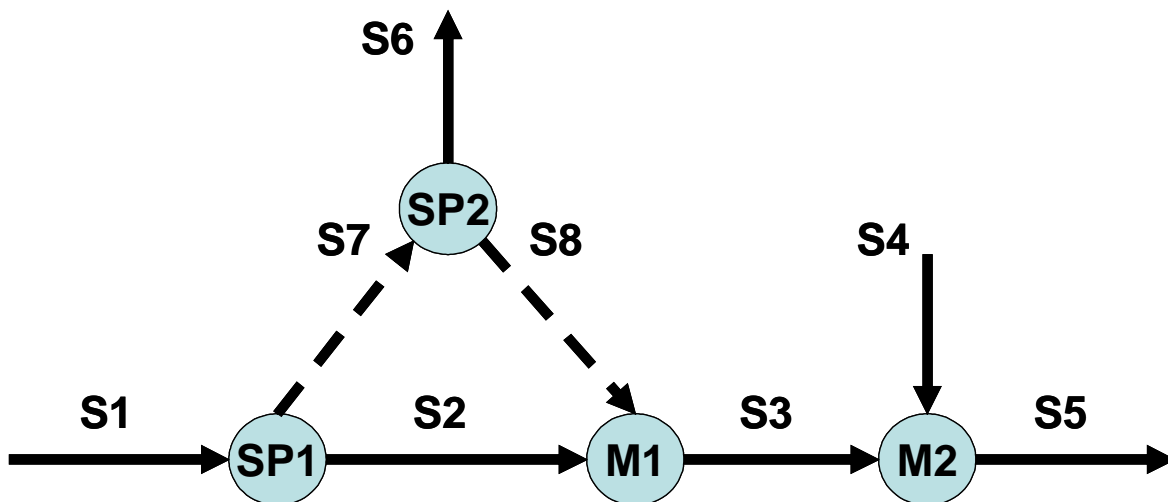


Ejemplo: Separación y Mezclado de Corrientes

Objetivo:

Reconciliar los datos alrededor del balance de materia de una red de distribución de agua en la que se separa una corriente y se mezcla con otra. Cuatro operaciones unitarias se involucran en el proceso: dos separadores y dos mezcladores.

Figura 3.16 Reconciliación del Balance de Materia



Las corrientes S7 y S8 no son medidas, mientras que S1 y S3 son medidas con una desviación estándar del 1%, las corrientes S2, S5 y S6 son medidas con una desviación estándar del 2% y finalmente la corriente S4 es estimada y se asume que la desviación estándar es del 5%. La Tabla 3.1 resume los datos de las corrientes del esquema,

Tabla 3.1 Mediciones de Flujo de las Corrientes		
Corriente	Flujo lbm/hr	Desv. Estdr.
S1	100.1	1%
S2	41.1	2%
S3	78.0	1%
S4	30.6	5%
S5	106.3	2%
S6	19.8	2%
S7	--	--
S8	--	--

Los flujos estimados para las corrientes S7 y S8 son 50 y 40 lbm/hr respectivamente. La presión y temperatura para todas las corrientes son 15 psia y 65F. El método termodinámico para el cálculo de las constantes de equilibrio y las



I.3. Reconciliación

entalpías del líquido y del vapor es el IDEAL encontrado en la sección de termodinámica de DATAcon.

Dado que la interfaz gráfica de DATAcon es PROVISION, la construcción del modelo sigue prácticamente el mismo procedimiento que el presentado en el apartado 1, SIMULACIÓN.

Figura 3.17.A Creación del Proyecto

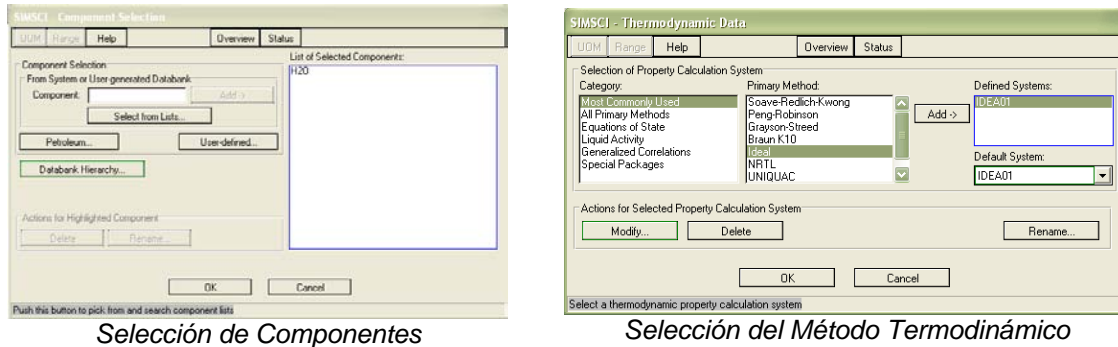


Figura 3.17.B Creación del Proyecto

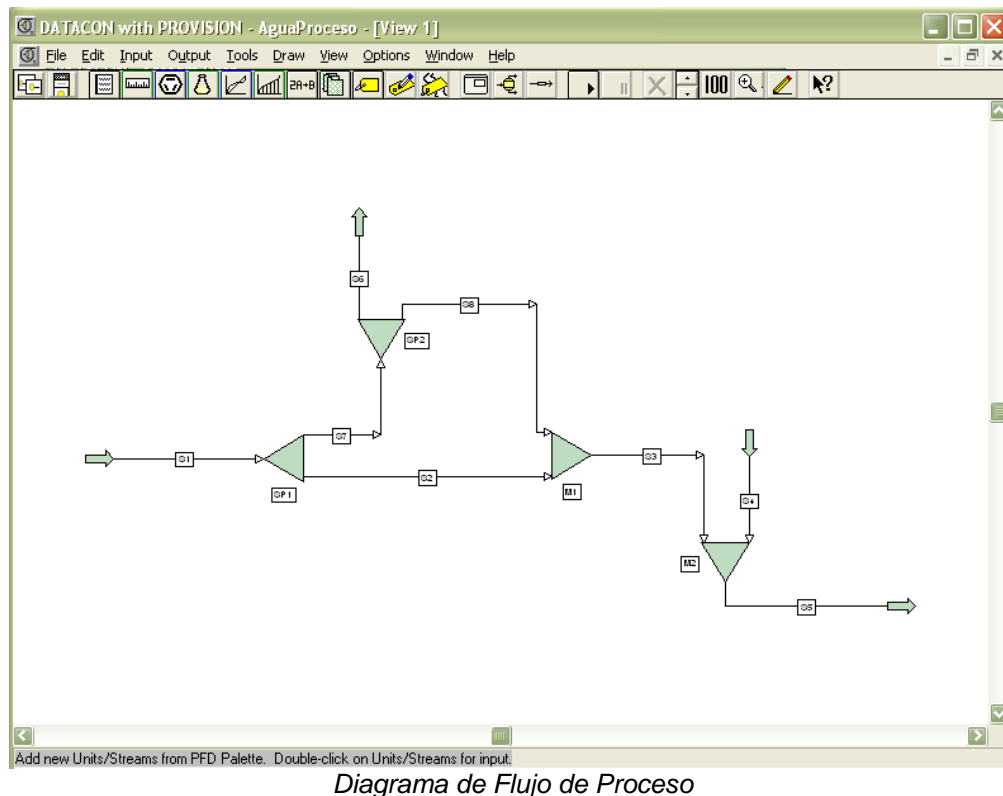
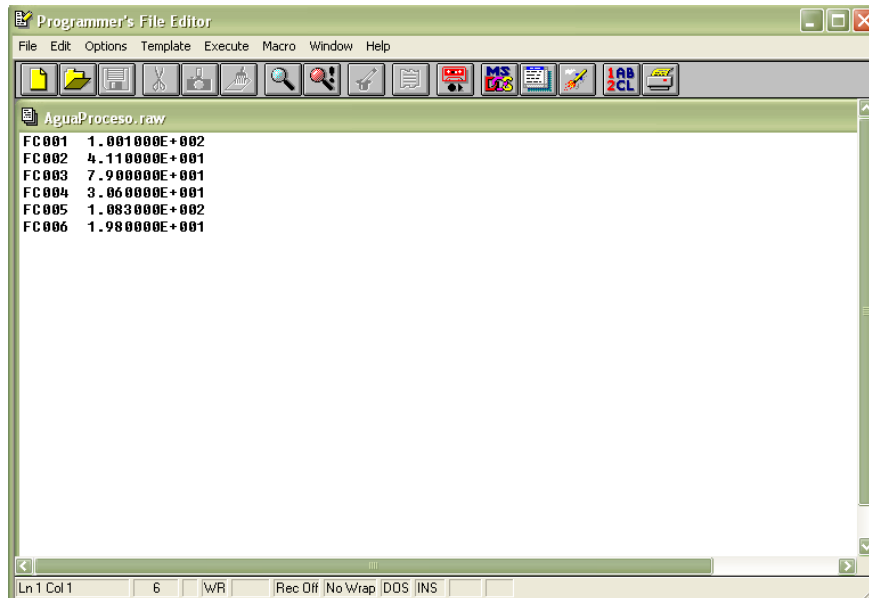


Diagrama de Flujo de Proceso

Las mediciones del proceso son importadas de la base de datos central y son preparadas en un archivo de texto plano (ASCII).

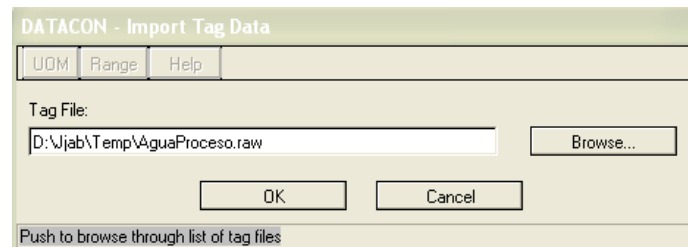


Figura 3.18 Archivo de Mediciones



Es necesario importar este archivo para tener disponibles las mediciones y relacionarlas con las variables de proceso correspondientes en el modelo.

Figura 3.19 Importación de Archivo de Mediciones

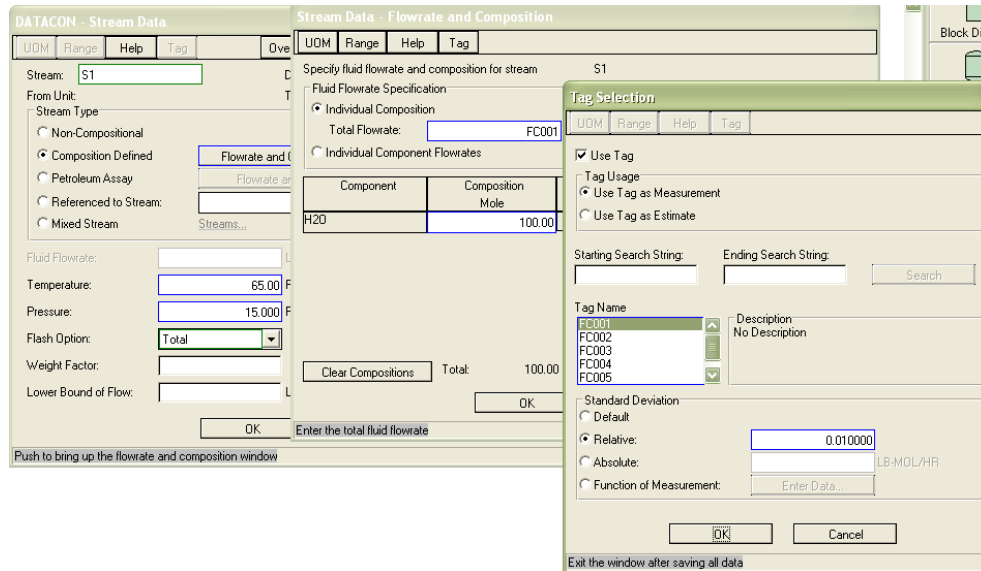


Las condiciones de la corriente S1 son introducidas haciendo uso de la medición FC001 para el flujo y los datos indicados en la Tabla 3.1 y los datos de temperatura y presión mencionados arriba.



I.3. Reconciliación

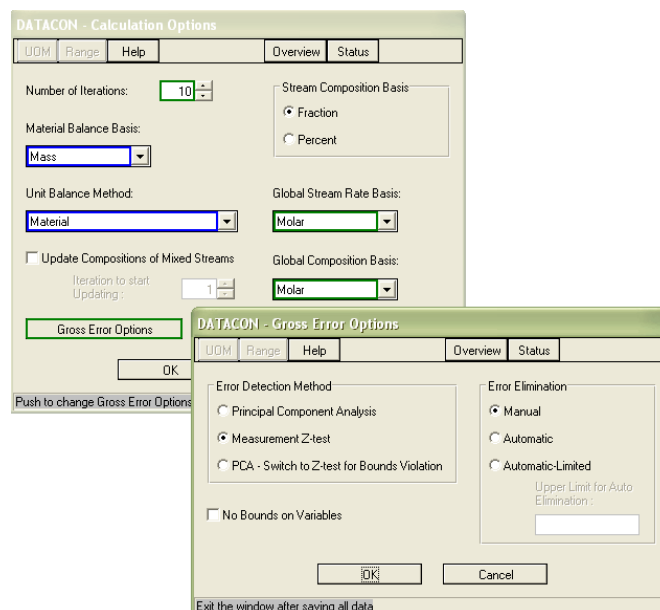
Figura 3.20 Condiciones Corriente S1



Este procedimiento es repetido para el resto de las corrientes del proyecto. Los datos son tomados de la Tabla 3.1 y de las condiciones mencionadas en la descripción.

En este ejemplo, los cálculos son realizados en base al balance de materia y sólo el balance de materia es satisfecho. Las ecuaciones del modelo son determinadas por la conectividad de las operaciones unitarias. El método para la detección de errores gruesos es la Z estadística y la eliminación es manual.

Figura 3.21 Opciones de Cálculo y Detección de Errores Gruesos

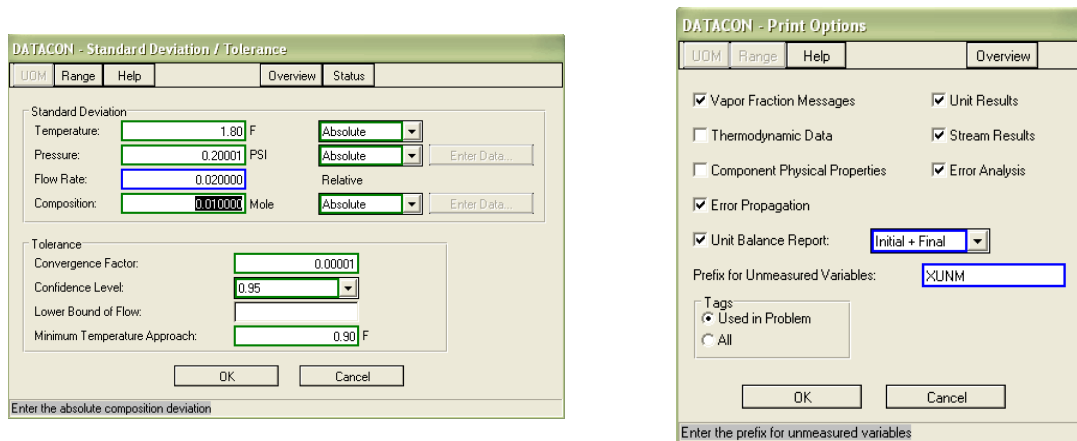




I.3. Reconciliación

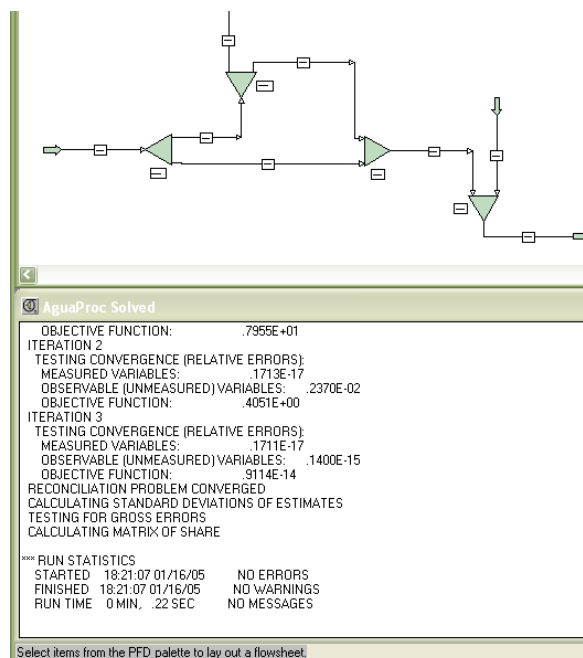
Dado que la mayoría de las desviaciones estándar son del 2% para las mediciones de flujo, este valor se coloca como un dato global. El reporte de resultados de la reconciliación debe incluir el análisis de errores, el reporte de propagación de errores así como el reporte de balance de materia en los equipos antes y después de la reconciliación. Para facilitar la identificación de las variables no medidas, a estas se les asigna el prefijo XUNM.

Figura 3.22 Desviaciones Estándar Globales y Opciones de Impresión



La reconciliación se ejecuta y en la ventana de mensajes se reporta que el proyecto llega a una solución.

Figura 3.23 Convergencia de la Reconciliación





I.3. Reconciliación

El reporte mostrado en la Figura 2.4, que es una sección del reporte de resultados de la reconciliación, indica el número de iteraciones que le tomó al programa para llegar a la convergencia, el número de variables medidas, las no medidas, el número de variables no redundantes, las no observables, el número de ecuaciones y el grado de redundancia. También se incluye una tabla en la que se reportan las variables, sus valores medidos, los calculados, la desviación estándar determinada y el resultado de la prueba Z estadística.

Figura 3.24 Resultados de la Reconciliación

<pre> SIMULATION SCIENCES INC. TM PAGE C-4 PROJECT DATACON VERSION 3.1 386/EM PROBLEM CALCULATION RESULTS 01/16/05 </pre> <hr/> <p align="center">MEASUREMENT DATE:</p> <p>*** CONVERGED SOLUTION OBTAINED ***</p> <p>NUMBER OF ITERATIONS = 3 MEASURED VARIABLES = 6 (1 NON-REDUNDANT) UNMEASURED VARIABLES = 8 (0 UNOBSERVABLE) NUMBER OF EQUATIONS = 10 DEGREE OF REDUNDANCY = 2</p> <p>GLOBAL TEST (.950 CONFIDENCE LEVEL)</p> <hr/> <p>TAU = 1.36 CRITICAL VALUE = 5.99</p> <p>*** MEASUREMENTS PASSED THE GLOBAL TEST ***</p> <p>MEASUREMENT TEST (.950 CONFIDENCE LEVEL)</p> <hr/> <p>CRITICAL VALUE = 2.39</p> <p>*** ALL MEASUREMENTS PASSED THE MEASUREMENT TEST ***</p>	<pre> SIMULATION SCIENCES INC. TM PAGE P-6 PROJECT DATACON VERSION 3.1 386/EM PROBLEM OUTPUT RESULTS 01/16/05 </pre> <hr/> <p align="center">PLANT DATA REPORT</p> <p align="center">MEASUREMENT DATE:</p> <table border="1" style="width: 100%; border-collapse: collapse;"> <thead> <tr> <th>TAGNAME</th> <th>UNITS</th> <th>MEAS</th> <th>CALC</th> <th>STD. DEV.</th> <th>Z-STAT</th> <th>REM</th> </tr> </thead> <tbody> <tr> <td>FC001</td> <td>LB-MOL/HR</td> <td>100.1000</td> <td>99.2866</td> <td>1.0010</td> <td>1.0683</td> <td></td> </tr> <tr> <td>FC002</td> <td>LB-MOL/HR</td> <td>41.1000</td> <td>41.1000</td> <td>.8220</td> <td>NR</td> <td></td> </tr> <tr> <td>FC003</td> <td>LB-MOL/HR</td> <td>79.0000</td> <td>79.3593</td> <td>.7900</td> <td>.7326</td> <td></td> </tr> <tr> <td>FC004</td> <td>LB-MOL/HR</td> <td>30.6000</td> <td>30.0477</td> <td>1.5300</td> <td>.6435</td> <td></td> </tr> <tr> <td>FC005</td> <td>LB-MOL/HR</td> <td>108.3000</td> <td>109.4070</td> <td>2.1660</td> <td>.6435</td> <td></td> </tr> <tr> <td>FC006</td> <td>LB-MOL/HR</td> <td>19.8000</td> <td>19.9273</td> <td>.3960</td> <td>1.0683</td> <td></td> </tr> </tbody> </table> <p>*** NOTE ***</p> <p>ERR?: CANDIDATE OF GROSS ERROR NR : NON-REDUNDANT UO : UNOBSERVABLE E&NR: ERROR AND NON-REDUNDANT</p>	TAGNAME	UNITS	MEAS	CALC	STD. DEV.	Z-STAT	REM	FC001	LB-MOL/HR	100.1000	99.2866	1.0010	1.0683		FC002	LB-MOL/HR	41.1000	41.1000	.8220	NR		FC003	LB-MOL/HR	79.0000	79.3593	.7900	.7326		FC004	LB-MOL/HR	30.6000	30.0477	1.5300	.6435		FC005	LB-MOL/HR	108.3000	109.4070	2.1660	.6435		FC006	LB-MOL/HR	19.8000	19.9273	.3960	1.0683	
TAGNAME	UNITS	MEAS	CALC	STD. DEV.	Z-STAT	REM																																												
FC001	LB-MOL/HR	100.1000	99.2866	1.0010	1.0683																																													
FC002	LB-MOL/HR	41.1000	41.1000	.8220	NR																																													
FC003	LB-MOL/HR	79.0000	79.3593	.7900	.7326																																													
FC004	LB-MOL/HR	30.6000	30.0477	1.5300	.6435																																													
FC005	LB-MOL/HR	108.3000	109.4070	2.1660	.6435																																													
FC006	LB-MOL/HR	19.8000	19.9273	.3960	1.0683																																													

El análisis de errores para las corrientes y operaciones unitarias (Figura 3.25) y el reporte de propagación de errores (Figura 3.26) son utilizados para determinar la existencia de errores gruesos en las mediciones y determinar los nuevos valores de los datos reconciliados.



I.3. Reconciliación

Figura 3.25 Análisis de Errores

Programmer's File Editor - [AquaProc.out]
File Edit Options Template Execute Macro Window Help

ERROR ANALYSIS REPORT

MEASUREMENT DATE:
(FIXED, NONREDUNDANT, AND UNOBSERVABLE VARIABLES ARE NOT LISTED)
(THRESHOLD VALUES OF ERROR IN GLOBAL TEST)
= 3.56 * STD. DEV. OF MEASUREMENT * ERROR MASKING FACTOR)

STRM/UNIT ID	U	BL	STAT	TAGNAME	CALC VALUE	STD.DEV OF MEAS' MNT	STD.DEV OF ESTIMATE	RE- DUCT %	Z- STAT	ERROR MASKING FACTOR	ESTIM. GROSS ERROR
S1	RATE,M	FC001			99.29	1.00	.65	35	1.1	1.3	
S3	RATE,M	FC003			79.36	.79	.62	22	.7	1.6	
S4	RATE,M	FC004			30.05	1.53	1.27	17	.6	1.8	
S5	RATE,M	FC005			109.41	2.17	1.32	39	.6	1.3	
S6	RATE,M	FC006			19.93	.40	.38	5	1.1	3.3	
S7	RATE,U				58.19		1.05				
S8	RATE,U				38.26		1.03				
SP1	SF1, U				.58605		.00871				
	SF2, U				.41395		.00871				
SP2	SF1, U				.34247		.00786				
	SF2, U				.65753		.00786				

Figura 3.26 Propagación de Errores

ERROR PROPAGATION REPORT
MEASUREMENT DATE:
(FIXED, NONREDUNDANT, AND UNOBSERVABLE VARIABLES ARE NOT LISTED)
MAJOR CONTRIBUTING VARIABLES AND SHARES OF CONTRIBUTION

STRM/UNIT ID	VARIABLE, STATUS	STRM, VBL, SHR %	STRM, VBL, SHR %	STRM, VBL, SHR %	STRM, VBL, SHR %
S1	RATE,M	S1 RATE 42	S3 RATE 42		
S3	RATE,M	S1 RATE 29	S3 RATE 61		
S4	RATE,M	S4 RATE 69	S5 RATE 29		
S5	RATE,M	S4 RATE 54	S5 RATE 37		
S6	RATE,M	S6 RATE 91			
S7	RATE,U	S1 RATE 16	S2 RATE 62	S3 RATE 16	
S8	RATE,U	S2 RATE 64	S3 RATE 22		
SP1	SF1,U	S2 RATE 90			
	SF2,U	S2 RATE 90			
SP2	SF1,U	S6 RATE 38	S2 RATE 38	S3 RATE 21	
	SF2,U	S6 RATE 38	S2 RATE 38	S3 RATE 21	



Referencias

1. Frantisek Madron, *Process Plant Performance*, Ellis Horwood Limited, 1992.
2. L. E. Swartz, *Data Reconciliation for Generalized Flowsheet Applications*, 1989 ACS national meeting, 1989.
3. C. Tamhane and R. S. H. Mah, *Data Reconciliation and Gross Error Detection in Chemical Process Networks*, *Technometrics.*, 27 (4): 409, 1985.
4. H. Tong and C.M. Crowe, *Detection of Gross Errors in Data Reconciliation by Principal Component Analysis*, *AIChE J.* 41, 1712, 1995.



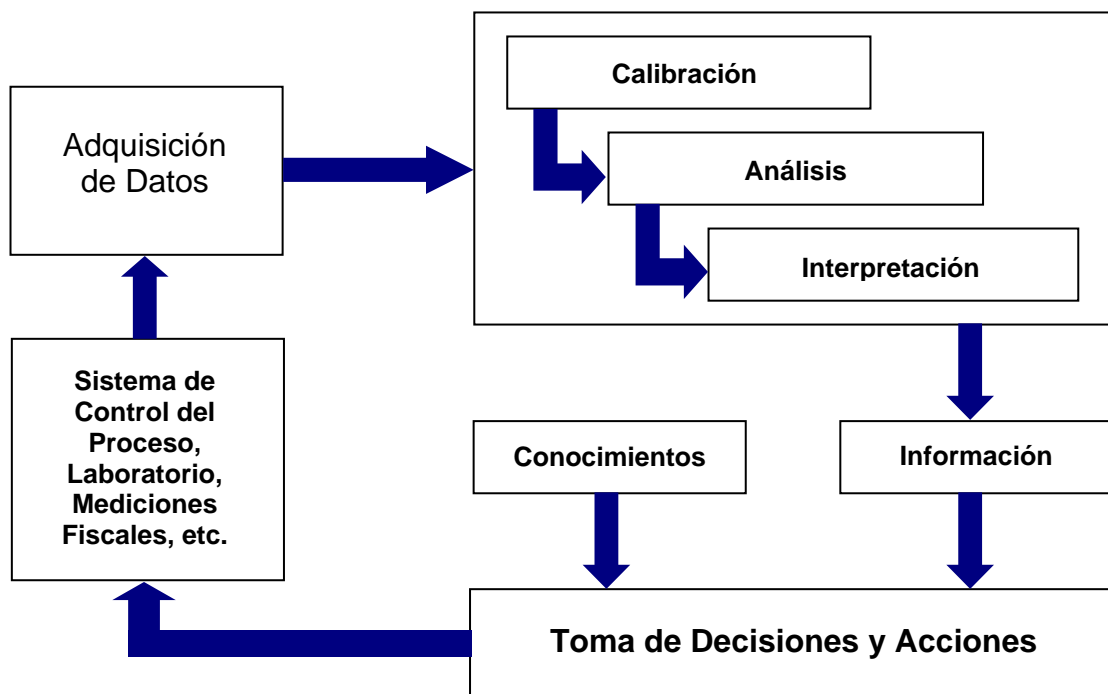
4. Integración de la Información

Introducción

El incremento en la capacidad de cálculo de las computadoras (servidores y personales), el desarrollo de software cada vez más robusto y estable, así como la adquisición electrónica de los datos generados por los sistemas de control en las plantas de proceso y su rápida y confiable transmisión en tiempo real por diferentes medios (cable, radio, microondas e inclusive vía satélite), hizo posible que estos datos pudieran estar disponibles, de forma ordenada y en formatos específicos, prácticamente para cualquier área del sistema de producción que así lo requiriera ya sea dentro de las instalaciones de proceso y en oficinas locales o foráneas. El análisis de estos datos, hecho con la tecnología apropiada para cada una de las áreas específicas del sistema de producción, del cual los resultados son retransmitidos de regreso a los sistemas de control y a las áreas interesadas (dirección, planeación, contabilidad de la producción, etc.) permite que el sistema se encuentre dentro de la región de producción deseada de forma sostenida.

La conjunción de estas operaciones es denominada **Integración de la Información** cuyo objetivo es, normalmente, optimizar el proceso a ciclo cerrado o abierto de forma automatizada y entregar los datos e información ahí generados de acuerdo a los requerimientos de las áreas involucradas. La Figura 3.1 presenta un esquema global de la integración de la información.

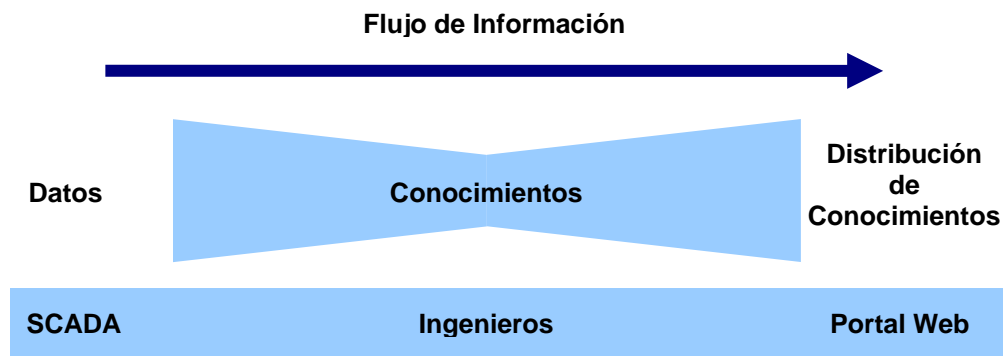
Figura 3.1 Integración de la Información





El manejo adecuado de la información y los conocimientos que del proceso se tienen, ofrece como resultado una toma de decisiones más efectiva. Por ello es importante cerrar el espacio que normalmente se forma entre el volumen de la información generada, el cual puede llegar a ser masivo, y los conocimientos que se utilizan para su manipulación. Esto se logra estableciendo canales de acceso y distribución adecuados a los resultados que sirven como la base para la toma de decisiones.

Figura 3.2 Distribución de los Conocimientos

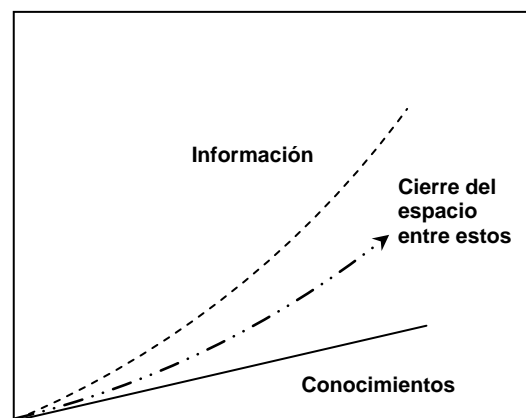


La Figura 3.2 muestra la forma en que los datos son adquiridos (por un sistema **SCADA**), procesados y distribuidos para que de esta forma se encuentren disponibles en un medio común a la empresa, un portal web por ejemplo, y facilitar el proceso de toma de decisiones.

El acercamiento de los conocimientos del proceso al volumen de información generada en los análisis realizados a los datos del proceso permite, por ejemplo, un manejo adecuado de las pérdidas en el sistema, lo que conduce a la detección de nuevas oportunidades de mejoras sostenidas en el proceso. Esta situación tiene como consecuencia aumentar y mejorar los conocimientos del proceso. Por otro lado, el proceso también es afectado por las variables de mercado con las que se busca la maximización de las ganancias.

Las variables de mercado obligan a adecuar al proceso de acuerdo a los cambios en las condiciones económicas y, en muchas ocasiones, por cambios en la producción de hidrocarburos debido a factores que van desde geológicos hasta

Figura 3.3



Acercamiento de los conocimientos del proceso al volumen de información



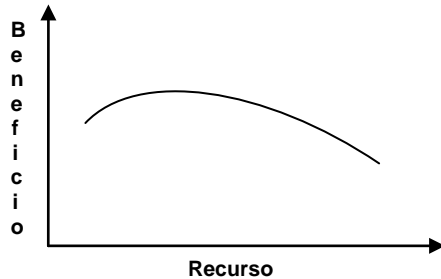
I.4. Integración de la Información

socio – políticos. Esta es la razón por la cual es conveniente tener un modelo del proceso flexible y fácil de adecuar a las condiciones cambiantes del mercado.

De esta manera, para cualquier recurso que es utilizado en el proceso, éste debe ser maximizado, por ejemplo la capacidad de intercambio térmico o la cantidad de gas de levantamiento a inyectar a un pozo.

Figura 3.4

$$Q_{t=1}^{t=2} = \int_1^2 q(\$) dt \quad (E-3.1)$$



Maximización del Retorno

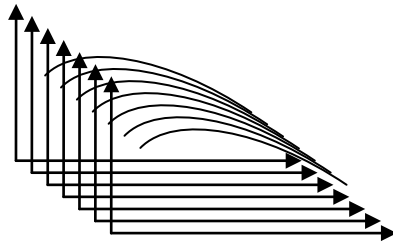
En donde:

Q = Flujo de efectivo Acumulado

q(\$)= Flujo de efectivo para este recurso en específico

Cuando existen restricciones en el sistema, los recursos tienen que ser balanceados para obtener el máximo beneficio económico, esto es, el sistema se tiene que optimizar. Por ejemplo, maximizar la producción de crudo en donde se tiene una cantidad limitada de gas de inyección para los pozos que así lo requieran.

Figura 3.5



$$Q = Q(X_i, Y_j, Z_k, \dots) \quad (E-3.2)$$

$$Q = \sum \Delta Q = \sum_{i,j,k,\dots} \left[\frac{\Delta Q}{\Delta X_i} \Delta X_i + \frac{\Delta Q}{\Delta Y_j} \Delta Y_j + \frac{\Delta Q}{\Delta Z_k} \Delta Z_k + \dots \right] \quad (E-3.3)$$

Maximización de Retornos y Optimización

La Ecuación E – 3.3 es verdadera si todos los gradientes fueran medibles lo que en la práctica no resulta posible. Por ello es esencial tener un modelo con que se pueda plantear el problema como lo muestra la Ecuación E – 3.4.

$$Q = \int \left[\frac{\partial Q}{\partial X_i} dX_i + \frac{\partial Q}{\partial Y_j} dY_j + \frac{\partial Q}{\partial Z_k} dZ_k + \dots \right] dt \quad (E - 3.4)$$



I.4. Integración de la Información

Para el caso de un modelo de un campo productor de aceite y gas, el término X pudiera referirse al modelo del yacimiento, el término Y al modelo de los pozos, Z al modelo de las instalaciones superficiales, etc.

El comportamiento del modelo es mejorado cuando éste es calibrado con respecto a las mediciones de campo, laboratorio, puntos de venta, etc. Se dice que el modelo es reconciliado y validado. Esta operación debe ser llevada a cabo de forma regular lo cual depende de lo estable del proceso. La optimización es llevada a cabo sólo después de que el modelo es reconciliado y validado.

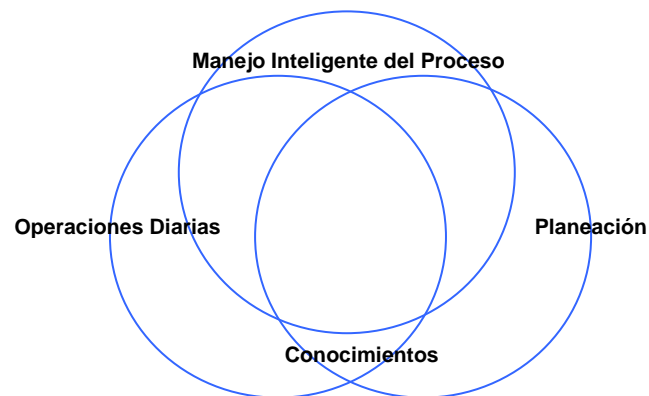
Por lo anteriormente expuesto, es claro que la integración de diferentes disciplinas es necesaria para que se lleve a cabo la optimización de un proceso a ciclo cerrado o abierto y en línea. Y no sólo eso, sino que también es claro que un proceso no debe ser optimizado de forma aislada, sino que, todo el proceso de producción tiene que ser tomado en cuenta.

La optimización del proceso a ciclo cerrado o abierto y en línea da como resultado el mejor retorno económico acoplado con las mejores condiciones de operación. Su éxito depende de la correcta integración de la información, su implementación y aceptación, así como del correcto modelaje de los procesos.

Construcción del Modelo

La integración de la información inicia con el modelo conceptual de las áreas que se involucran en la optimización. La Figura 3.6 muestra el acercamiento general a este proceso.

Figura 3.6 Integración de la Información



Todas las actividades del proceso que se desea optimizar deben estar incluidas en el conjunto llamado “Operaciones Diarias”. Este bloque conforma la base de la integración de la información pues de él se adquieren los datos del proceso, se simula el proceso, se reconcilia y valida, y a partir de él se envía la información generada para el resto de las áreas involucradas en el manejo inteligente del proceso, para que con sus conocimientos y experiencia se enriquezca el modelo y se optimice. Los resultados así generados van de regreso

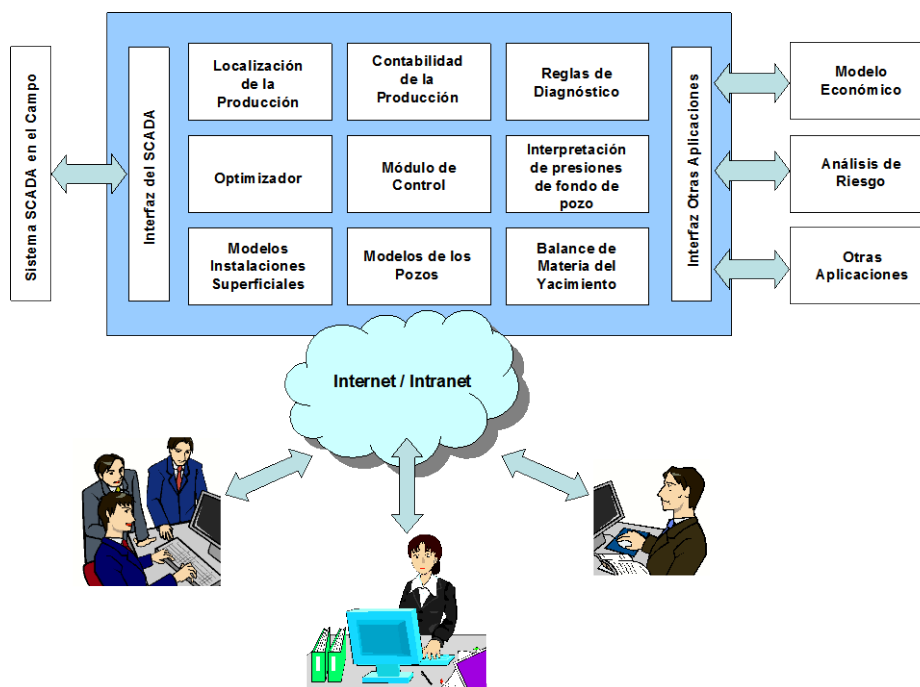


1.4. Integración de la Información

al proceso para modificar las condiciones de operación del mismo para alcanzar los beneficios económicos buscados.

La Figura 3.7 muestra un ejemplo de la integración de la información en la producción de aceite y gas. Se puede apreciar que los datos son adquiridos mediante un sistema SCADA, los cuales una vez que se les ha dado los formatos necesarios, son entregados a cada una de las instancias que los requieran para ejecutar tareas específicas, las cuales pueden incluir modelos para la simulación de pozos e instalaciones superficiales, balance de materia en el yacimiento, reconciliación y validación, localización de la producción y manejo de pérdidas, optimización, etc. Los resultados de cada una de estas tareas son reportados en los formatos específicos que sean requeridos ya sea por otras aplicaciones o por los usuarios que harán uso de estos. Una vez que los resultados son enriquecidos por la acción de usuarios u otras aplicaciones, la información es regresada al campo para actualizar las condiciones de operación y alcanzar los beneficios económicos buscados. La transmisión de la información en todo este proceso puede llevarse a cabo mediante el uso de la intranet de la empresa o de internet, lo cual es función de las necesidades propias del proceso (ver Figura 3.8).

Figura 3.7 Integración de la Información en la Producción de Aceite y Gas



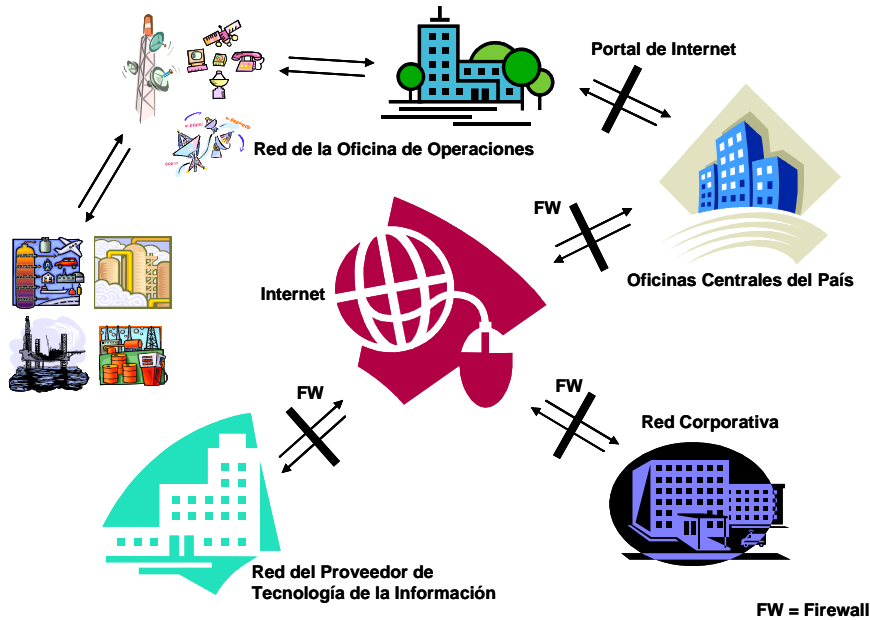
La tecnología de información requerida para llevar a cabo la integración de los procesos, datos, análisis, resultados y transferencia de la información, normalmente es suministrada por una o varias empresas especialistas en el ramo. Tal y como se muestra en la Figura 3.8, es ahora una práctica común que la información sea transmitida mediante redes internas de las empresas (Intranet) e Internet, que es el medio por el cual el o los proveedores de la tecnología de



I.4. Integración de la Información

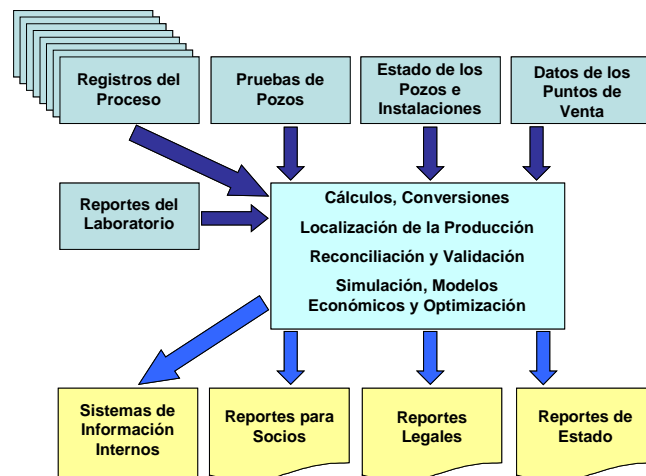
información acceden a los modelos que requieren de su atención ya sea para su mantenimiento o actualización.

Figura 3.8 Transmisión de la Información



La integración de la información requiere, así mismo, de la integración de diversas tecnologías de hardware y software. En esta discusión sólo trataremos lo relacionado al software. El resultado de la integración del software regularmente produce modelos complejos. Para el software, desde el punto de vista conceptual, la Figura 3.9 muestra el tratamiento que reciben los datos adquiridos del campo, laboratorio y puntos de venta para un campo productor de aceite y gas, para luego ser transformados en la información que será utilizada para alcanzar la optimización buscada.

Figura 3.9 Transformación de los Datos en Información





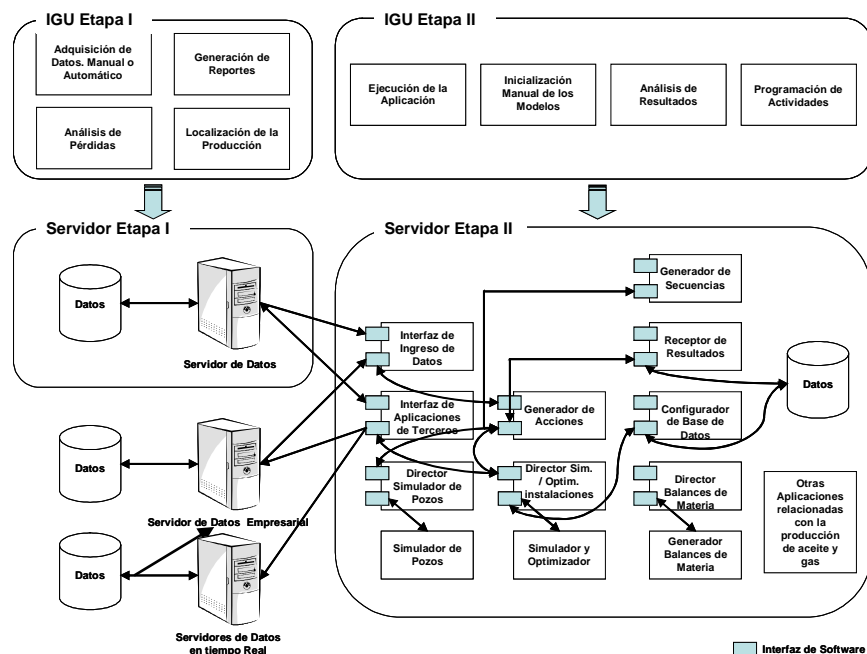
I.4. Integración de la Información

La aplicación que contiene a todas las tareas indicadas en la Figura 3.9, normalmente llamada **Solución**, es provista de interfaces hacia el usuario (IGU, Interfaz Gráfica de Usuario) y hacia los diferentes programas que hacen uso de los datos o resultados. El usuario es provisto de interfaces gráficas intuitivas, las cuales facilitan la generación de modelos, programación de acciones así como la obtención y análisis de resultados. Las tareas que regularmente se llevan a cabo en la integración de la información se mencionan a continuación. Éstas deben ser programadas por el usuario para ejecutarse ya sea a su comando o de forma automática.

1. Adquisición de datos.
2. Cálculos y conversiones de datos.
3. Localización de la producción. Esta tarea es normalmente propia de los sistemas de producción de aceite y gas. Para plantas de proceso normalmente no es requerida.
4. Manejo de pérdidas.
5. Reconciliación y validación de mediciones.
6. Simulación.
7. Optimización.
8. Actualización de los set points de los controladores.

El esquema de la Figura 3.10 presenta la forma en que las diferentes partes de la solución interactúan para entregar al usuario la optimización a ciclo cerrado o abierto y en línea buscada para el caso de un sistema de producción de aceite y gas.

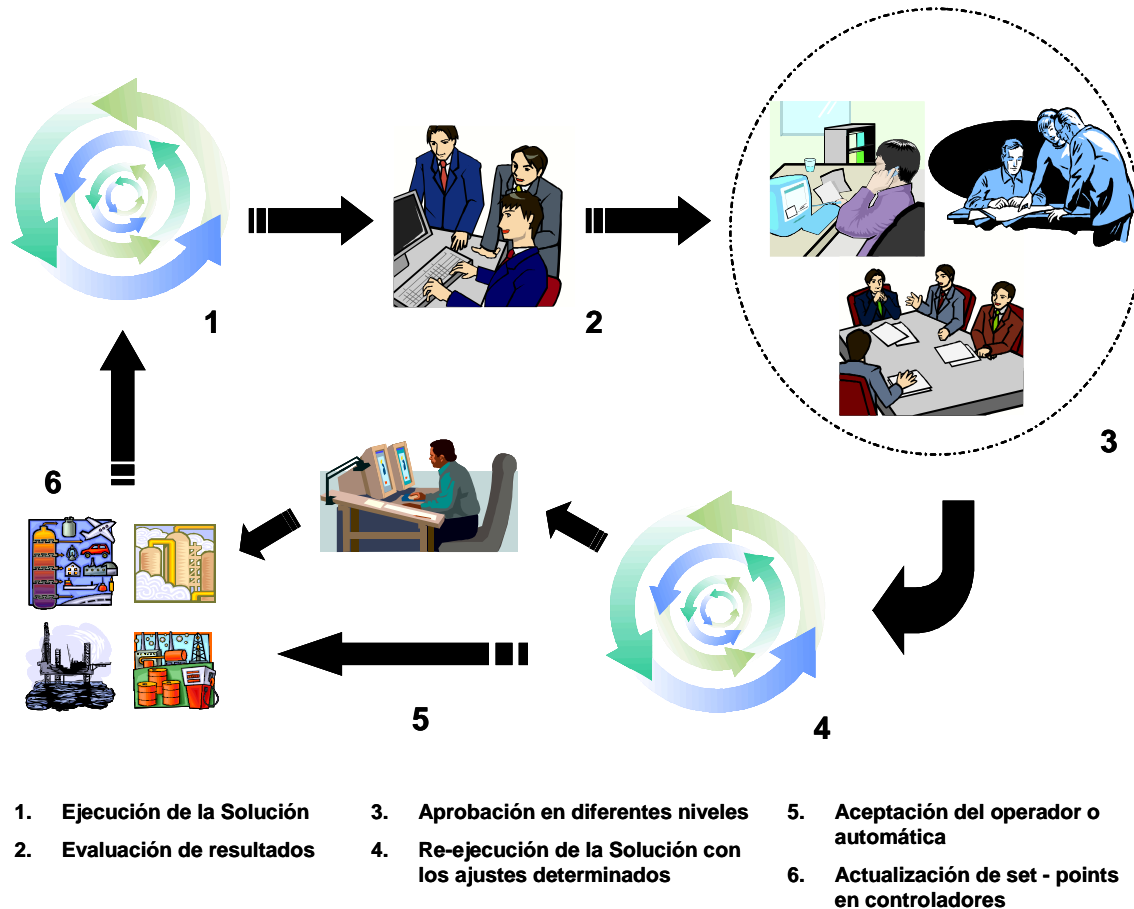
Figura 3.10 Solución Integral para la Producción de Aceite y Gas





La interacción de la solución con el usuario final se presenta en el siguiente esquema. La solución debe tener las siguientes características fundamentales para que sea atractiva desde el punto de vista de los resultados ofrecido: robusta, flexible y fácil de usar.

Figura 3.11 Aplicación de la Solución



La información integrada durante la optimización de un proceso a ciclo cerrado o abierto en línea provista en una solución como la mostrada en la Figura 3.11, es una fuente de información común que puede alcanzar todos los niveles del sistema de producción.

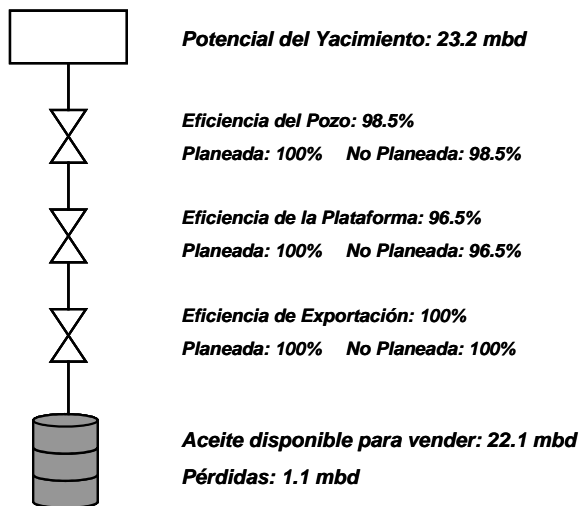


Ejemplo

Durante el manejo de un yacimiento con cuatro campos productores maduros en el mar del norte, se detectó que el manejo de la producción y la reducción de pérdidas ofrecían las mejores oportunidades para el incremento de la eficiencia en la producción de este tipo de campos.

Para alcanzar estas metas, se desarrolló una solución que integró la información desde los datos de campo hasta la contabilidad de los hidrocarburos. Este sistema se integró con la base de datos a tiempo real de la empresa para recolectar automáticamente las mediciones y las pruebas de los pozos. Los datos que no pudieron ser adquiridos de forma automática fueron tomados directamente en el campo por los operadores mediante computadoras de mano, los cuales posteriormente eran vaciados a la base de datos de la empresa. Se diseñaron herramientas que aseguraran la calidad de los datos recolectados. Las bases de datos en los campos costa – afuera fueron replicadas y sincronizadas regularmente en los servidores de las oficinas en tierra para que de esta forma existiera una sola fuente común y confiable de datos para toda la organización (contabilidad de la producción, manejo de yacimientos, etc.), así como para grupos fuera de la organización (socios y gobierno).

Figura 3.12



Modelo de los Estranguladores

Estos datos son analizados y presentados en un formato que modela a los estranguladores en los que se identifica la fuente y cantidad de las pérdidas. Esta información es utilizada por la gerencia del proceso para dirigir sus recursos al mantenimiento de aquellos puntos generadores de pérdidas.

El éxito de este proyecto ha dado resultados en dos sentidos a la compañía operadora: a) un incremento del 2% en las ganancias relacionadas a la producción debido al manejo de las pérdidas y b) reducción significativa de los costos asociados a los flujos de trabajo debido al manejo de una sola base de datos.

1. Explotación y Producción

A. Simulación de Instalaciones Superficiales

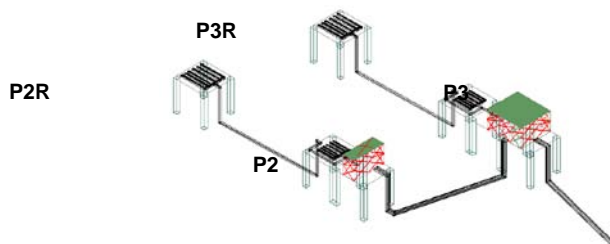
RESUMEN

Se solicita la simulación detallada de dos instalaciones integrales de recolección y separación de un campo productor de gas y aceite. El fluido debe ser caracterizado rigurosamente por lo que se modela de forma composicional y sus propiedades ajustadas de acuerdo a los aforos de los pozos. La caracterización de los fluidos se realiza con PRO II y la simulación de las instalaciones superficiales con PIPEPHASE, ambos programas de Simulation Sciences Inc.

INTRODUCCIÓN

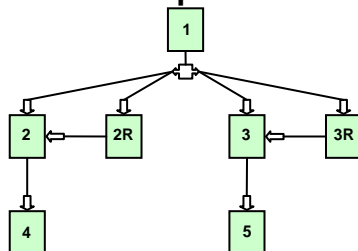
Se propone que la simulación detallada de las instalaciones integrales de recolección y separación de gas y aceite (ver Figura 1.A.1) sea realizada en varias etapas.

Figura 1.A.1 Instalaciones Integrales de Recolección y Separación



La caracterización suministrada por el cliente es de un crudo deshidratado, de la cual se simularon y ajustaron las diferentes fuentes de acuerdo a la relación gas – aceite, el corte de agua y la gravedad API reportadas de campo. Se simulan las plataformas remotas y luego las de producción y finalmente se generan modelos integrales de las plataformas remota y de producción. El esquema de la Figura 1.A.2 y la Tabla 1.A.1 resumen las etapas que se seguirán para obtener las simulaciones requeridas.

Figura 1.A.2 Esquema de Solución





II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Etapa	Descripción
1	Caracterización de los fluidos. 40 fuentes diferentes.
3R	Simulación de la Plataforma de Producción P3R.
3	Simulación de la Plataforma de Producción P3.
2R	Simulación de la Plataforma de Producción P2R.
2	Simulación de la Plataforma de Producción P2.
4	Integración de los modelos de P3R y P3. Separación del gas y aceite.
5	Integración de los modelos de P2R y P2. Separación del gas y aceite.

**Etapa 1.
Caracterización de los Fluidos.**

Las propiedades de los diferentes fluidos son ajustadas asumiendo que los mismos componentes son producidos de cada pozo (ver Tabla 1.A.2), lo cual es válido dado que todo el campo produce de la misma formación. Las variaciones en las composiciones de los componentes pesados generan los valores correspondientes de la relación gas – aceite (RGA), porcentaje de corte de agua y gravedad API del aceite. Se propone ajustar las propiedades de los fluidos mediante la minimización de la diferencia entre los valores calculados y medidos de la gravedad API.

Componente	% mol	PM	API
H2S	1.3200		
CO2	1.6400		
N2	0.26000		
C1	29.580		
C2	8.6300		
C3	6.3700		
IC4	1.1800		
NC4	3.0700		
IC5	1.6000		
NC5	2.1700		
NC6	2.8900		
C7'S	2.7500	99.000	66.3000
C8'S	3.7000	110.000	59.1000
C9'S	2.9800	125.000	53.6000
C10'S	2.9500	138.000	50.1000
C11'S	2.6400	154.000	47.2000
C12'S	1.4800	165.000	42.8000
C13'S	1.4900	180.000	41.5000
C14'S	2.9600	196.000	37.2000
C15'S	1.4600	208.000	33.9000
C16'S	2.3700	222.000	32.7000
C17'S	1.3900	234.000	30.5000
C18'S	0.9600	245.000	28.2000
C19'S	14.1600	635.000	10.0000



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Este ajuste se logra variando el flujo de los componentes pesados (C7+) y especificando el API del aceite húmedo separado. Se recomienda el uso del método termodinámico Soave – Redlich – Kwong con la modificación de Kabadi Danner disponible en PRO II con PROVISION para todo el sistema. El siguiente procedimiento es llevado a cabo para cada pozo.

Paso 1: Descripción de la simulación, Definición de las Unidades de Medición, Declaración de los Componentes y Definición del Método Termodinámico

Dado que la cantidad de información a manejar en el proyecto es grande, se recomienda que se documente cada una de las simulaciones.

Figura 1.A.3 Descripción de la Simulación

The screenshot shows the 'SIMSCI - Problem Descriptive Information' dialog box. It has a menu bar with 'UDM', 'Range', and 'Help'. The main area contains several input fields: 'Project Identifier' (INTSQL), 'Problem Identifier' (P1), 'User Name' (JJAB), and 'Site' (MEX). To the right, there is a section for 'Print Report Date Based on' with radio buttons for 'Problem Execution Date' and 'Date' (selected), with a date field set to '09/13/00'. Below these is a large text area for 'Problem Description' containing 'CHARACTERIZATION OF W2'. At the bottom are 'OK' and 'Cancel' buttons, and a footer note: 'Exit the window after saving all data'.

Se definen las unidades de medición apropiadas para el modelo global de simulación y se declaran los componentes petroleros de acuerdo a la información suministrada por el cliente (Tabla 1.A.2).

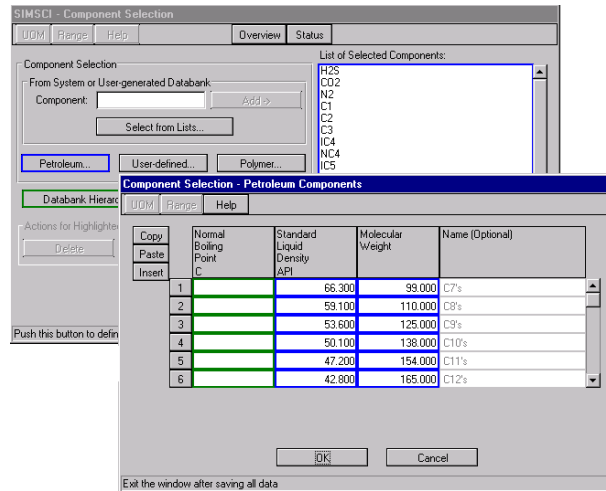
Figura 1.A.4 Unidades de Medición

The screenshot shows the 'SIMSCI - Default Units of Measure for Problem Data Input' dialog box. It has a menu bar with 'UDM', 'Range', and 'Help'. The main area is a grid of units for various physical properties. The 'Basis' is set to 'ENGLISH'. The units are: Temperature: Celsius; Pressure: Kilogram/centimeter^2; Time: Day; Weight (wt.): Pound; Liquid Volume: API barrel; Vapor Volume: Foot^3; Specific Liquid Volume: Liquid volume/Molar wt.; Specific Vapor Volume: Vapor volume/Molar wt.; Liquid Density: Weight/Liquid volume; Vapor Density: Weight/Vapor volume; Petroleum Density: API gravity; Pressure Gauge Basis: 14.696 PSIA. The right column includes: Energy: British Thermal Unit; Duty: Energy/Time; Work: Horsepower; Length: Foot; Fine Length: Inch; Heat Trans. Coefficient: BTU/hour-foot^2-F; Fouling Coefficient: Hour-foot^2-F/BTU; Viscosity: Centipoise; Kinematic Viscosity: Centistoke; Thermal Conductivity: BTU/hour-foot-F; Surface Tension: Dyne/centimeter. There are buttons for 'Standard Vapor Conditions...' and 'TVP and RVP Conditions...'. At the bottom are 'OK' and 'Cancel' buttons, and a footer note: 'Exit the window after saving all data'.



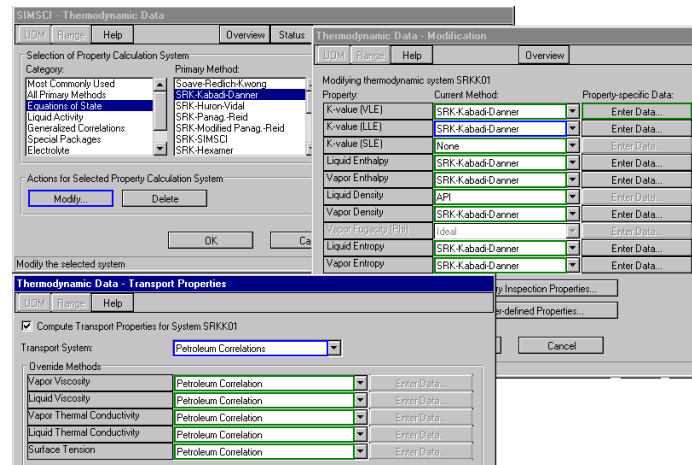
II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.5 Componentes Petroleros



El método de Soave Redlich Kwong – Kabadi – Danner se selecciona dadas las características de los fluidos (RGA, % de corte de agua), rango de presiones esperadas en el proceso y el tratamiento aceite – agua. Las propiedades de transporte son determinadas con la opción de Correlaciones Petroleras.

Figura 1.A.6 Método Termodinámico y Propiedades de Transporte



Paso 2: Regeneración del Fluido

El objetivo de esta sección es la regenerar las fases vapor y líquido las cuales son recombinadas para ajustar las mediciones de campo. La corriente LIGHT COMPON conjunta a todos los componentes ligeros (H2S, CO2, N2, C1, C2, C3, IC4, NC4, IC5, NC5 y NC6) y su flujo es la suma de la sus composiciones (ver Tabla 1.A.2). De la misma forma, los flujos de las corrientes C7S, C8S, ... ,



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

C19S están definidos por sus composiciones correspondientes. Las condiciones térmicas de las corrientes se muestran en la Tabla 1.A.3, que son los afloros de los pozos. Las corrientes son mezcladas y alimentadas a un flash adiabático de donde se produce una corriente vapor y otra líquida (Figura 1.A.8).

Tabla 1.A.3 Aforos de Pozos						
POZO	T °C	P KG/CM2	QO BPD	RGA	% CORTE AGUA	API
W1	69.0	12.8	11841.5	569.5	0.244	24.324
W2	67.5	12.5	13608.7	633.6	0.190	24.367
W3	68.8	12.0	11414.5	519.2	0.221	23.691
W4	68.0	12.2	11215.8	618.4	0.229	24.111
W5	68.3	12.0	11480.2	606.7	0.227	23.901
W6	68.5	14.2	16130.9	652.5	0.213	24.414
W7	68.7	13.3	10326.6	546.9	0.229	24.193
W8	68.9	13.2	10255.7	540.3	0.224	23.161
W9	67.4	13.3	8298.7	742.2	0.346	24.768
W10	71.2	13.3	8739.1	803.2	0.390	24.459
W11	67.4	12.4	8414.9	726.6	0.353	24.400
W12	68.3	13.2	4602.2	524.4	1.425	24.639
W13	67.7	13.3	11090.2	635.2	0.291	23.600
W14	68.0	12.8	8022.0	723.8	0.298	24.178
W15	68.8	13.3	8211.5	657.3	0.316	24.064
W16	68.3	12.8	9736.2	617.9	0.272	24.602
W17	72.9	11.9	8492.1	462.8	1.023	24.360
W18	74.1	8.8	13087.8	548.6	0.577	23.112
W19	74.1	8.8	12623.8	551.3	0.585	23.055
W20	74.1	8.8	13899.3	535.7	0.580	23.407
W21	75.5	11.4	12193.5	603.6	0.650	22.913
W22	72.4	8.5	12349.0	621.5	0.430	22.810
W23	72.4	8.5	12296.2	635.8	0.410	22.756
W24	72.4	8.5	12349.0	634.1	0.520	22.992
W25	73.7	11.4	11979.8	665.0	0.430	22.832
W26	71.8	8.5	10430.8	701.5	0.690	22.587
W27	75.0	11.3	12967.2	686.8	0.565	23.203
W28	75.0	11.3	13028.3	686.8	0.565	23.203
W29	65.2	10.0	8380.0	639.8	0.242	23.061
W30	65.2	10.0	8365.6	658.8	0.255	23.123
W31	65.2	10.0	8386.7	677.4	0.245	24.054
W32	65.2	10.0	8377.9	660.1	0.233	23.765
W33	66.0	10.7	11038.4	525.8	0.208	23.331
W34	65.8	10.1	14193.0	486.0	0.171	22.930
W35	65.2	10.0	8389.7	639.8	0.242	23.061
W36	66.3	9.5	7109.2	430.1	0.297	23.851
W37	66.3	9.5	6988.9	426.4	0.277	23.650
W38	66.3	9.5	7116.0	449.3	0.299	23.774
W39	66.3	9.5	7184.1	458.3	0.310	23.893
W40	66.3	9.5	7111.7	445.6	0.300	23.349



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.7 Ingreso de la Información de la Corriente

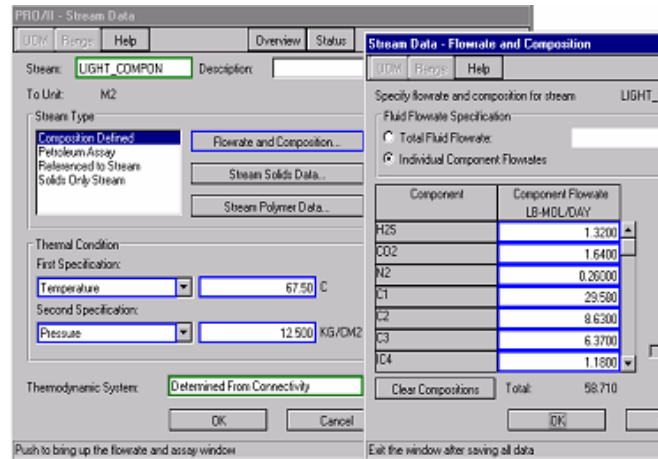


Figura 1.A.7 Continuación

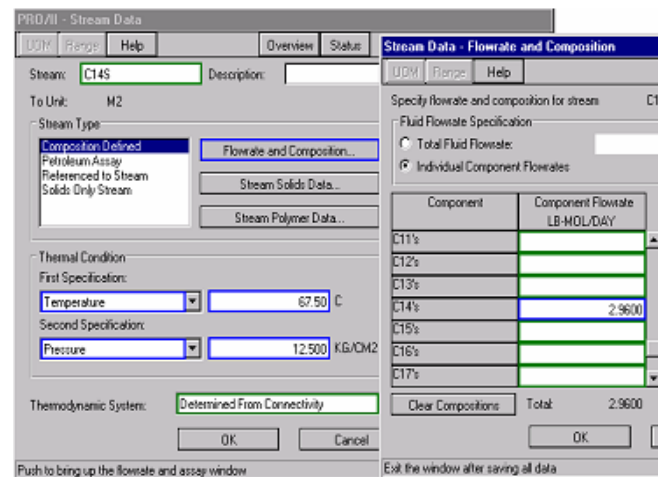
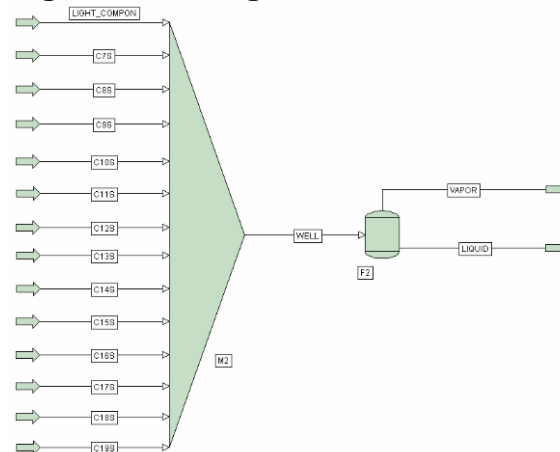


Figura 1.A.8 Regeneración del Fluido





II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Paso 3: Ajuste del RGA y del % Corte de Agua

Las corrientes de vapor y líquido que se obtienen son mezcladas y a esta mezcla se le adiciona agua en cantidad suficiente para reproducir la RGA y el porcentaje de corte de agua. Se emplea una calculadora para determinar el flujo de la fase vapor a mezclar y dos controladores para fijar los flujos del aceite y del agua decantada.

Se declaran dos nuevas corrientes, REF_VAPOR y REF_LIQUID que hacen referencia a las corrientes VAPOR y LIQUID respectivamente (ver Figura 1.A.9). El flujo de la corriente REF_LIQUID es inicializado con el valor de QO reportado en la Tabla 1.A.3. Se declara una corriente de agua con un flujo inicial de 100 BPD. Estas tres corrientes son mezcladas y el producto es alimentado a un separador adiabático, que nuevamente produce tres corrientes. Los flujos del líquido y el agua decantada son monitoreados por los controladores (CN1, CN2) mientras que el flujo del vapor es determinado en función de la corriente líquida (CA1).

Figura 1.A.9 Regeneración de Fluidos

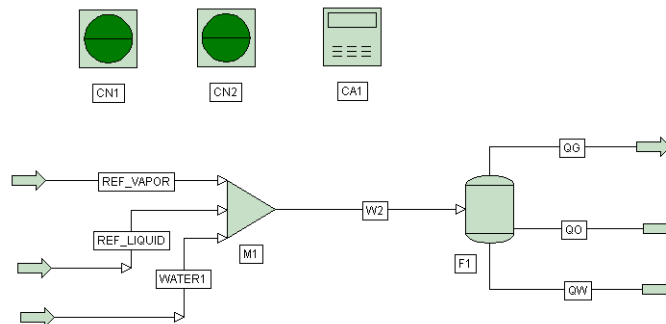
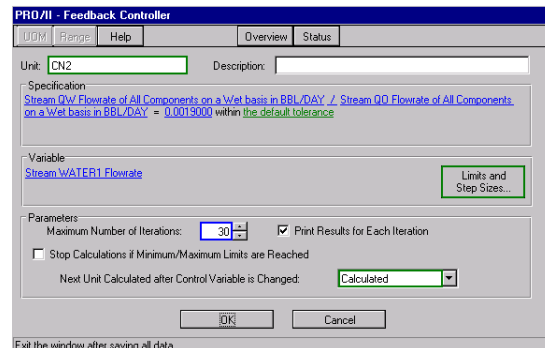
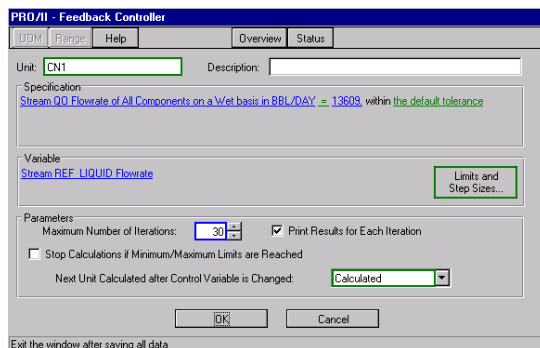


Figura 1.A.10 Controladores





II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.11 Cálculo del Flujo de Vapor

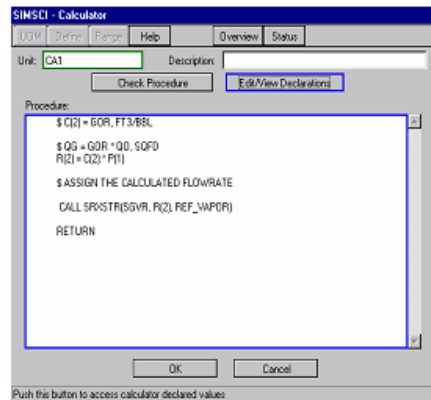
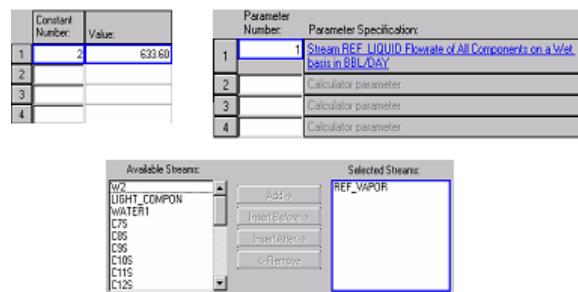


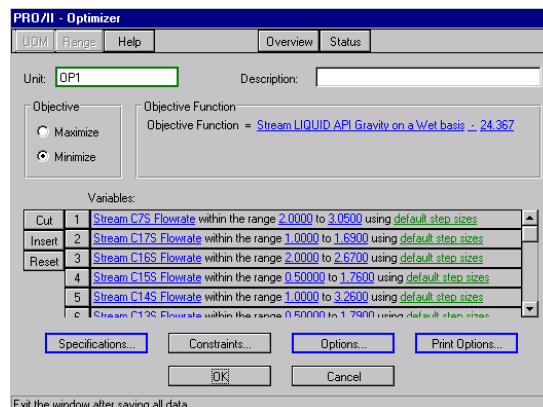
Figura 1.A.11 Continuación



Paso 4: Ajuste de la Gravedad API

La función objetivo de un optimizador minimiza la diferencia entre la gravedad API calculada para la corriente LIQUID y la medición reportada en la Tabla 1.A.3. Los flujos de los componentes pesados son variados y se especifica la gravedad API para alcanzar la minimización.

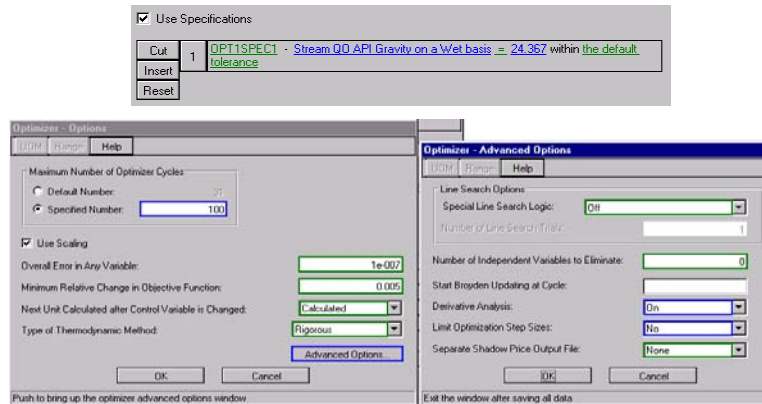
Figura 1.A.12 Optimizador





II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

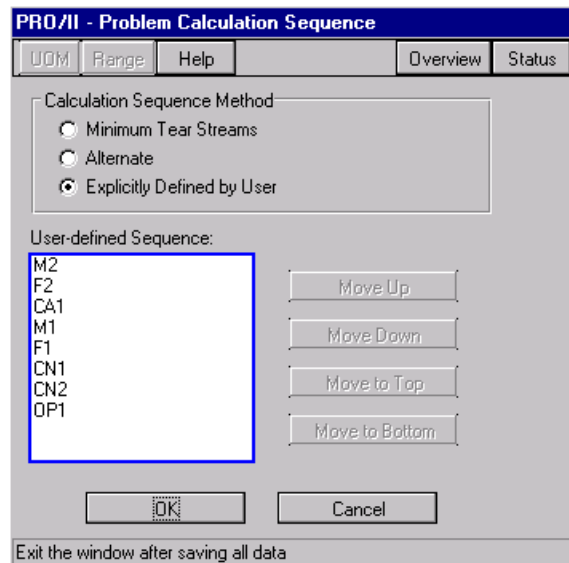
Figura 1-A.13 Especificación de Función Objetivo



Paso 5: Secuencia de Cálculo

Para asegurar la correcta ejecución y solución de los controladores, calculadora y optimizador, se determina la siguiente secuencia de cálculo.

Figura 1.A.14 Secuencia de Cálculo



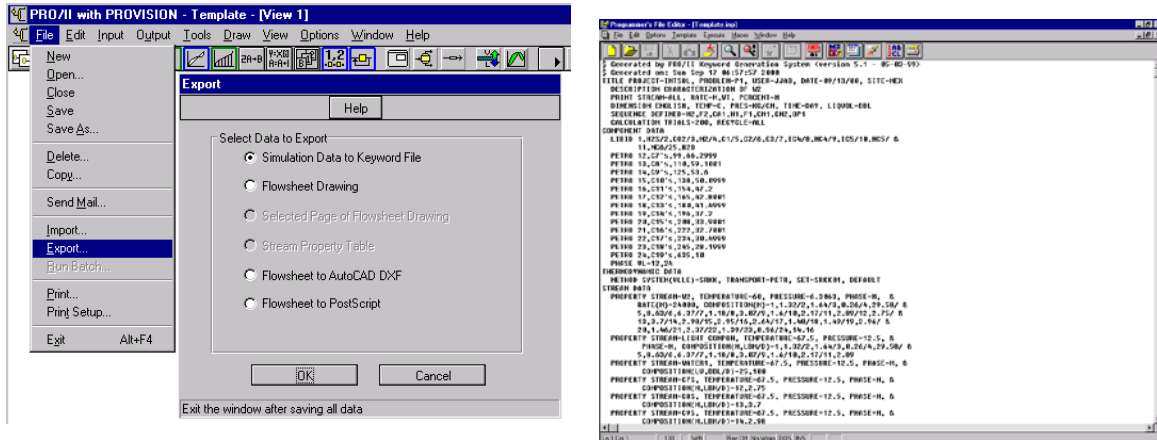
Paso 6: Transferencia de Resultados de PRO II a PIPEPHASE

La composición y las condiciones térmicas de las corrientes calculadas en PRO II son transferidas a PIPEPHASE. Este proceso requiere de la generación de una base de datos en un formato tal que las fuentes en PIPEPHASE puedan ser leídas. La generación de la base de datos es requerida a PRO II modificando el archivo de palabras clave de la simulación.



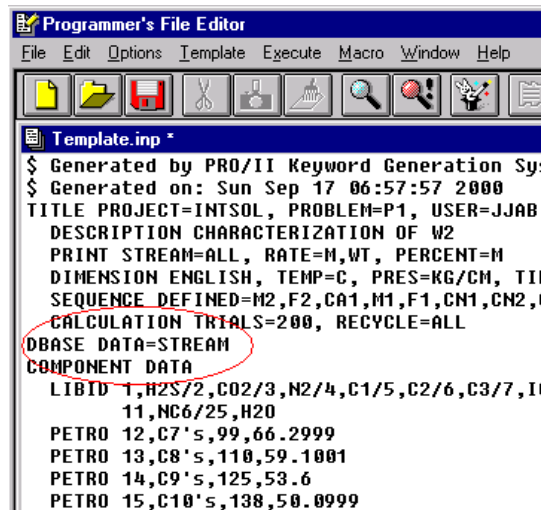
II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.15 Generación de Archivo de Palabras Clave



El archivo de palabras clave es modificado como se muestra a continuación para generar la base de datos de las corrientes de la simulación.

Figura 1.A.16 Generación de Base de Datos



Paso 7: Desarrollo de las Fuentes

Dado que existen 40 fuentes que tienen que ajustarse a las mediciones de campo, existe una forma sencilla y rápida de llevar a cabo esta tarea. El archivo de palabras clave generado en el Paso 6 puede ser copiado 39 veces y modificado para los siguientes valores:

- Nombre para la corriente de alimentación de F1, por ejemplo W3, W4, etc. (ver Figura 1.A.9).
- Temperaturas y presiones.
- Gravedad API.



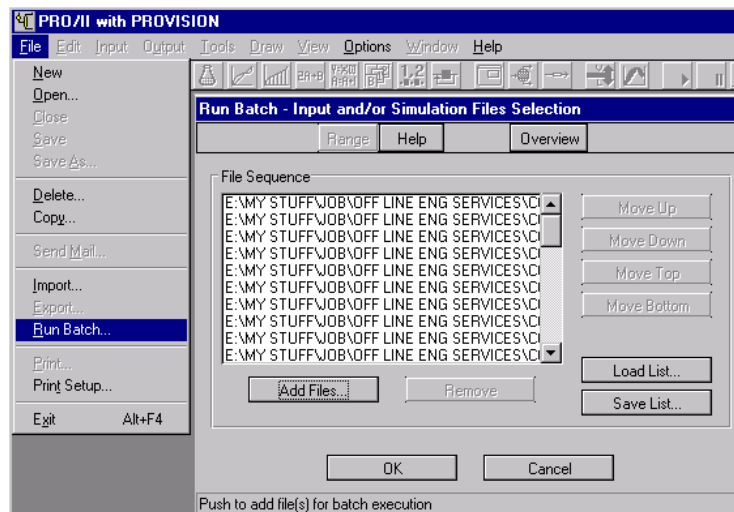
II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

- QO.
- RGA.
- % Corte de Agua.

Paso 8: Ejecución de las Simulaciones

En lugar de importar las simulaciones y ejecutarlas a través de la interfaz gráfica una a una, éstas pueden ser ejecutadas en un lote que incluya la totalidad de ellas.

Figura 1.A.17 Ejecución de Simulaciones



RESULTADOS

Las bases de datos creadas por las simulaciones incluyen todas las corrientes del esquema de proceso, siendo la alimentación a F1 la única corriente requerida. Esto hace necesario extraer esta información con el uso de un editor de texto para generar una nueva base de datos con las fuentes que utilizará PIPEPHASE (ver Figura 1.A.18).

La Tabla 1.A.4 presenta la validación de los resultados de las simulaciones en donde se muestran el error determinado entre los valores medidos y calculados para el flujo de aceite (QO) y la gravedad API.



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.18 Base de Datos de Fuentes

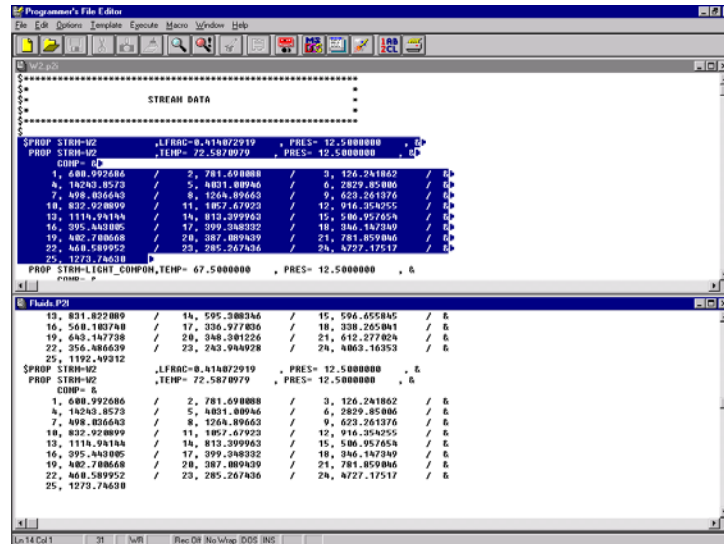


Tabla 1.A.4 Propiedades Calculadas y Errores

POZO	QO BPD	% Error	API	% Error
W1	11857.6	-0.1	24.3	0.0
W2	13608.7	0.0	24.3	0.1
W3	11414.1	0.0	23.7	0.0
W4	11215.8	0.0	23.7	1.8
W5	11508.0	-0.2	23.9	0.1
W6	16130.9	0.0	24.4	0.2
W7	10326.6	0.0	24.2	0.0
W8	10255.5	0.0	23.2	0.0
W9	8311.7	-0.2	24.8	0.0
W10	8731.9	0.0	24.4	0.1
W11	8420.8	-0.1	24.4	-0.2
W12	4608.8	-0.1	24.6	0.0
W13	11090.0	0.0	23.5	0.2
W14	8029.6	-0.1	24.2	0.0
W15	8211.5	0.0	24.1	0.1
W16	9751.2	-0.2	24.6	0.0
W17	8500.3	-0.1	24.3	0.1
W18	13027.7	0.5	23.1	0.1
W19	12623.4	0.0	23.0	0.1
W20	13921.8	-0.2	23.4	0.0
W21	12193.3	0.0	22.9	0.2
W22	12348.8	0.0	22.8	0.1
W23	12301.6	0.0	22.8	0.0
W24	12359.4	-0.1	23.0	0.0
W25	11979.9	0.0	22.8	0.3
W26	10430.6	0.0	22.6	0.1
W27	12972.2	0.0	23.2	0.1
W28	13028.1	0.0	23.2	0.0
W29	8380.0	0.0	23.0	0.1
W30	8364.8	0.0	23.1	0.1
W31	8399.4	-0.2	24.1	0.0
W32	8387.1	-0.1	23.8	0.0
W33	11038.4	0.0	23.3	0.1
W34	14193.1	0.0	22.9	0.2
W35	8389.7	0.0	23.0	0.1
W36	7120.6	-0.2	23.9	0.0
W37	6998.9	-0.1	23.7	0.0
W38	7127.5	-0.2	23.8	0.0
W39	7196.3	-0.2	23.9	0.0
W40	7119.9	-0.1	23.3	0.0



Etapa 3R.

Simulación de la Plataforma de Producción P3R.

Las instalaciones superficiales que definen la Plataforma P3R son simuladas en esta sección. Los fluidos de las fuentes están definidos con las caracterizaciones obtenidas en la Etapa 1. Las instalaciones son simuladas en detalle con el objeto de encontrar cuellos de botellas bajo diferentes condiciones de operación.

PASO 1: Descripción de la Simulación, Definición del Fluido, Definición de las Unidades de Medición, Declaración de los Componentes y Definición del Método Termodinámico

Dado que la cantidad de información manejada en este proyecto es grande, se sugiere que cada simulación sea apropiadamente documentada.

El tipo de fluidos que se maneja en el transporte de la producción de gas y aceite es composicional.

Las unidades de medición se muestran en la Figura 1.A.19, destacándose la presión en [KM/CM²], flujo de líquido en [BPD], flujo de gas en [MMFT³/D], temperatura en [C], densidad del aceite en [API], longitud fina en [IN] y las longitudes gruesa y de tuberías en [M].

Figura 1.A.19 Descripción de la Simulación, Definición del Fluido y Definición de las Unidades de Medición

The figure displays three overlapping dialog boxes from a simulation software interface:

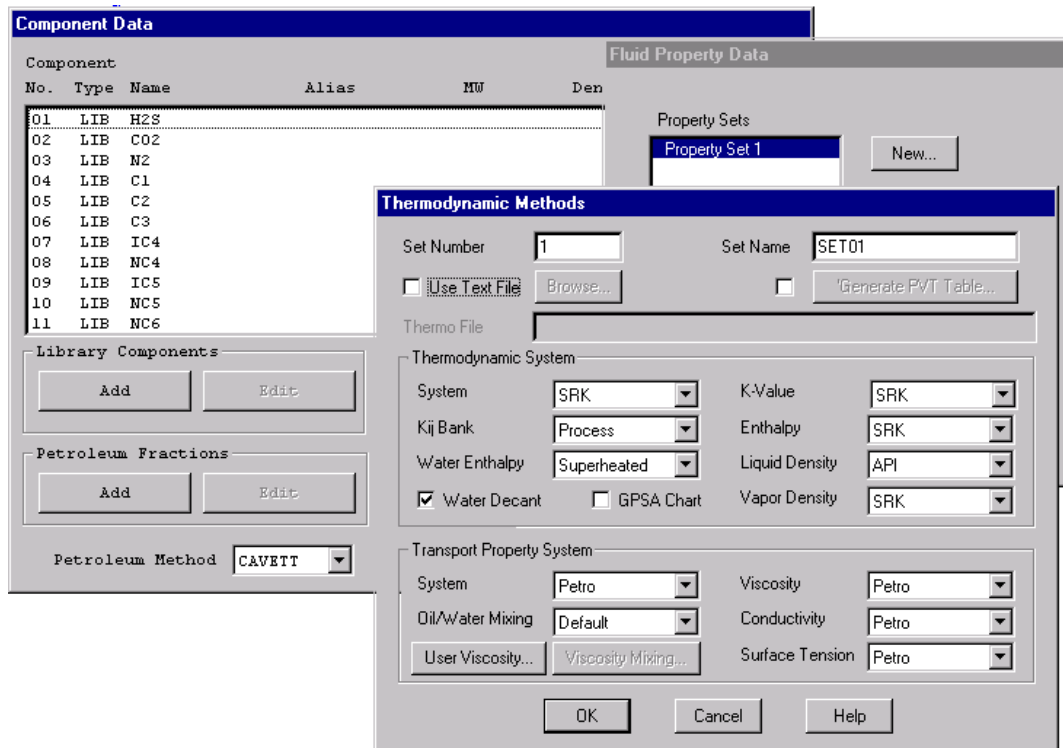
- Simulation Definition:** Shows 'Simulation Type' set to 'Network Model', 'Fluid Type' as 'Compositional', and 'Phase Designation' as 'Mixed'. There is an 'Input Check Only' checkbox and 'OK', 'Cancel', and 'Help' buttons.
- Simulation Description:** Contains text input fields for 'Problem' (P3R), 'Date', 'User' (JJAB), and 'Site' (MEX). A larger text area for 'Description' contains 'PLATFORM P3R' and 'DETAILED DESCRIPTION'. It also has 'OK', 'Cancel', and 'Help' buttons.
- Input Units of Measurement:** Lists various units for different parameters. 'System' is 'Petroleum'. Units include: Temperature (C), Pressure (kg/cm²), Molar Rate (mole/hr), Weight Rate (lb/hr), Liquid Vol Rate (bbl/day), Gas Vol Rate (MM ft³/day), Default Basis (Moles), Conductivity (Btu/hr-ft-F), Heat Transfer Coefficient (Btu/hr-ft²-F), Fine Length (in), Coarse Length (m), Pipe Length (m), Water Density (sp gr), Oil Density (API), Gas Density (sp gr), Power (hp), Duty (MM Btu/hr), Viscosity (cP), and Velocity (ft/sec). It includes 'OK', 'Cancel', and 'Help' buttons, along with a warning message: 'WARNING: Any changes will convert the defined Global Default, Calculation Method, and Network Method values. User-defined defaults and other values must be changed manually as needed.'

La declaración de los componentes tiene que seguir el mismo orden dado en las caracterizaciones realizadas en PRO II por restricciones de las bases de



datos generadas. Las propiedades de los componentes petroleros son definidos de manera similar a lo hecho en PRO II, así como la selección del método termodinámico.

Figura 1.A.20 Declaración de Componentes y Método Termodinámico



PASO 2: *Generación del Esquema de Simulación*

La plataforma P3R involucra seis fuentes, diecisiete uniones y un sumidero, y las líneas que la integran se describen en las Tablas 1.A.5 y 1.A.6 respectivamente, mientras que las condiciones de operación se definen en la Tabla 1.A.7. En este punto, sólo la presión de la fuente W3 es declarada fija dentro de las especificaciones en PIPEPHASE.

Tabla 1.A.5 Nodos de la Simulación P3R	
Nodo	Nombre
Fuentes	W1, W2, W3, W4, W5, W6
Sumideros	SNK1
Uniones	J1, J2, J3, J4, J5, J6, J7, J8, J9, J10, J11, J12, J13, J14, J15, J16, J17



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Línea	De	A		Línea	De	A
L1	W18	J73		L50	J54	J69
L2	W19	J55		L51	J62	J63
L3	W20	J58		L52	J63	J64
L4	W21	J53		L53	J53	J64
L5	W22	J63		L54	J53	J70
L6	W23	J54		L55	J64	J74
L41	W24	J57		L56	J65	J66
L42	W25	J68		L57	J66	J67
L43	W26	J56		L58	J56	J67
L44	W27	J65		L59	J56	J72
L45	W28	J71		L60	J67	J68
L46	J58	J59		L60A	J68	J69
L47	J55	J59		L61	J69	J70
L48	J55	J61		L62	J70	J75
L49	J59	J73				

NODO	P	Q	T
W1	12.8	11841.5	69.0
W2	12.5	13608.7	67.5
W3	12.0	11414.5	68.8
W4	12.2	11215.8	68.0
W5	12.0	11480.2	68.3
W6	14.2	16130.9	68.5
SNK1	12.5	75691.7	68.5

Es necesario colocar una copia de la base de datos de la caracterización determinada para estas fuentes en el mismo subdirectorío en donde resida la simulación de esta plataforma. El nombre de esta base de datos debe ser el mismo que el de la simulación de la plataforma preservando la extensión P2I.

El Anexo 1.A.1 incluye los accesorios que conforman cada una de las líneas descritas en la Tabla 1.A.6.

Las fuentes y el sumidero son definidas de acuerdo a la Tabla 1.A.7. Las presiones son tomadas de los resultados de PRO II las cuales se dejan como valores estimados a excepción de la presión de W3. La presión y el flujo en el sumidero se dejan estimados.

El esquema de la simulación se construye guardando similitud con las instalaciones (ver Figura 1.A.21). La Figura 1.A.22 muestra la definición de una fuente y del sumidero, mientras que la 1.A.23 muestra un aspecto de la construcción de la línea L45.



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.21 Plataforma P3R

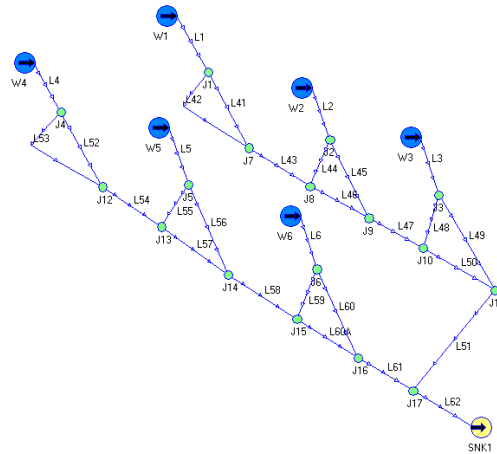


Figura 1.A.22 Fuente W6 y Sumidero SNK1

The figure shows three software windows. On the left is a 'Use Source Composition From' dialog box with 'From PRO/JI Steam' selected and 'W6' chosen. In the center is the 'Compositional Source' window for 'W6', showing 'Fixed' pressure at 102 kg/cm² and 'Standard Flowrate' at 16130.9 bbl/day. On the right is the 'Sink' window for 'SNK1', showing 'Estimated' pressure and a 'Standard Flowrate' of 75691.703 lb/hr.

Figura 1.A.23 Línea L45

The figure shows three software windows. The top window is the 'Pipe' configuration for 'L45', showing 'Length' of 0.7 m and 'Inside Diameter' of 0.7 in. The middle window is the 'Link Data' window for 'L45', showing 'Flowrate' with 'Estimate' selected. The bottom window is the 'Segmentation for link L45' plot, showing a graph of 'Elevation (m)' vs 'Horizontal Distance (m)' with a single data point at (1.5, 1.5).

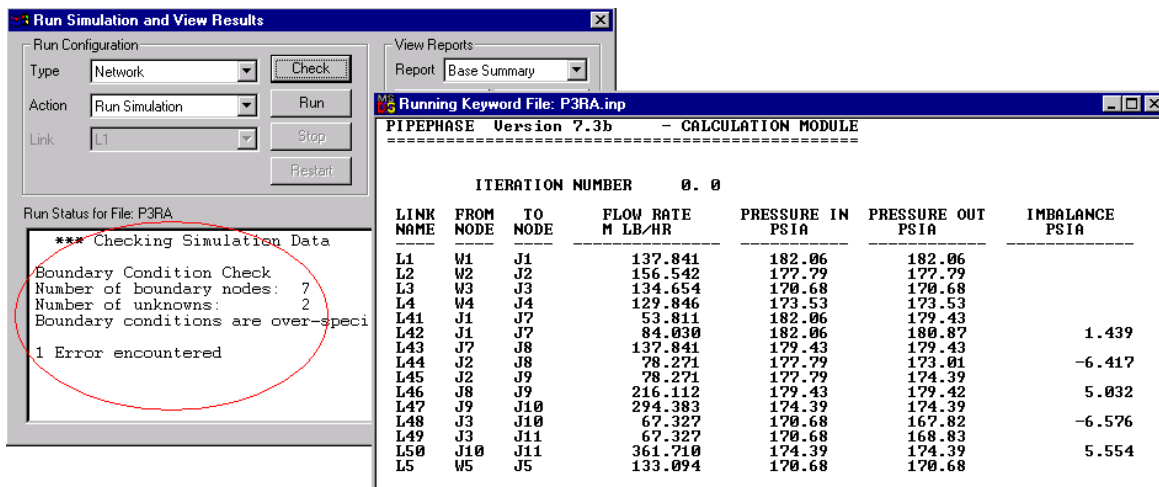


II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

PASO 3: Ejecutar la Simulación

PIPEPHASE requiere que los en nodos frontera (fuentes y sumideros) exista el mismo número de valores estimados y valores fijos. En este caso todas las presiones son valores estimados menos el indicado en el PASO 2 y son tomados de la base de datos (ver Figura 1.A.22). Cuando se revisan los datos de la simulación, previo a su ejecución, se despliega un error en donde se notifica que los valores estimados y fijos no están balanceados, sin embargo esto no impide ejecutar la simulación dado que los valores son tomados de la base de datos.

Figura 1.A.24 Ejecución de la Simulación



RESULTADOS

Los resultados que se presentan abajo son preliminares y sólo se verifica que guarden lógica con respecto a los datos ingresados dado que esta simulación se unirá con el modelo de la Plataforma P3.

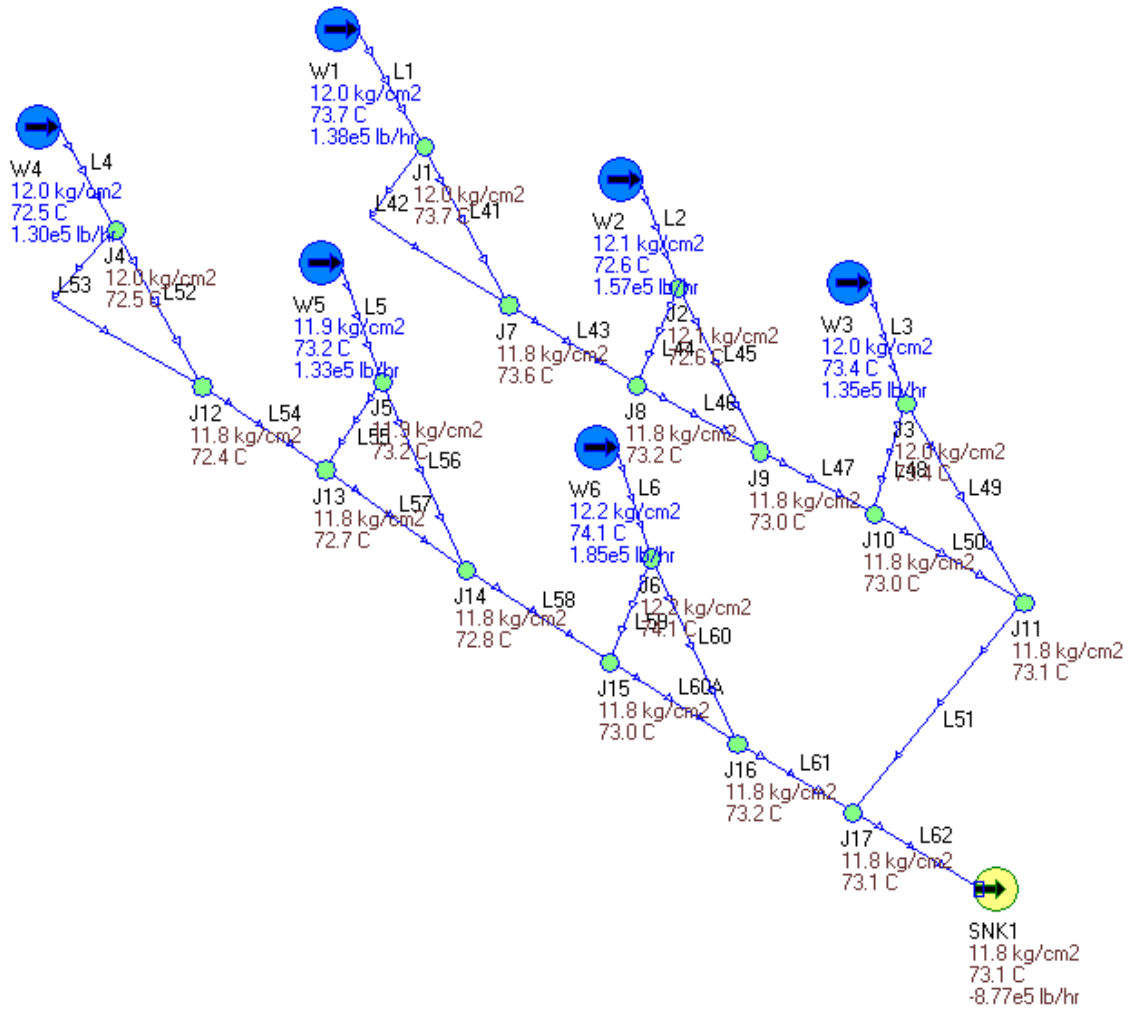
Tabla 1.A.8 Presiones en el Sistema			
NODO	ESTIMADA	CALCULADA	DP
W1	12.8	11.98	0.82
W2	12.5	12.13	0.37
W3	12.0	12.00	0.00
W4	12.2	12.00	0.20
W5	12.0	11.90	0.10
W6	14.2	12.26	1.94
SNK1	12.5	11.76	0.74



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Las propiedades de los nodos de la Figura 1.A.25 en color azul indican valores **fijos**, mientras que los de color marrón son valores **calculados**,

Figura 1.A.25 Resultados Preliminares





Etapa 3. Simulación de la Plataforma de Producción P3.

Las instalaciones superficiales que definen la Plataforma P3 son simuladas en esta sección. Los fluidos de las fuentes están definidos con las caracterizaciones obtenidas en la Etapa 1. Las instalaciones son simuladas en detalle con el objeto de encontrar cuellos de botellas bajo diferentes condiciones de operación.

PASO 1: *Descripción de la Simulación, Definición del Fluido, Definición de las Unidades de Medición, Declaración de los Componentes y Definición del Método Termodinámico*

Ver Paso 1 de la **Etapa 3R**.

PASO 2: *Generación del Esquema de Simulación*

La plataforma P3 involucra once fuentes, treinta y dos uniones y un sumidero, y las líneas que la integran se describen en las Tablas 1.A.9 y 1.A.10 respectivamente, mientras que las condiciones de operación se definen en la Tabla 1.A.11. En este punto, sólo la presión de la fuente W16 es declarada fija dentro de las especificaciones en PIPEPHASE.

Tabla 1.A.8 Nodos de la Simulación P3

Nodo	Nombre
Fuentes	W7, W8, W9, W10, W11, W12, W13, W14, W15, W16, W17
Sumideros	SNK2
Uniones	J21, J22, J23, J24, J25, J26, J27, J28, J29, J30, J31, J32, J33, J34, J35, J36, J37, J38, J39, J40, J41, J42, J43, J44, J45, J46, J47, J48, J49, J50, J51, J52

Tabla 1.A.9 Líneas de Transporte

Línea	De	A	Línea	De	A
L7	W7	J24	L65	J22	J33
L8	W8	J23	L66	J32	J33
L9	W9	J22	L67	J23	J34
L10	W10	J21	L68	J23	J39
L11	W11	J28	L69	J33	J34
L12	W12	J27	L70	J34	J35
L13	W13	J26	L71	J24	J41
L14	W14	J25	L72	J24	J35
L15	W15	J31	L73	J35	J52
L16	W16	J30	L74	J21	J36
L17	W17	J29	L75	J25	J36
L63	J21	J32	L76	J25	J42
L64	J22	J32	L77	J36	J37



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Línea	De	A	Línea	De	A
L78	J26	J37	L92	J45	J46
L79	J26	J43	L93	J46	J47
L80	J37	J38	L94	J47	J50
L81	J27	J38	L95	J30	J44
L82	J27	J45	L96	J30	J48
L83	J38	J39	L97	J31	J49
L84	J39	J40	L98	J31	J46
L85	J28	J40	L99	J29	J42
L86	J28	J47	L100	J29	J48
L87	J40	J41	L101	J48	J49
L88	J41	J51	L102	J49	J50
L89	J42	J43	L103	J50	J51
L90	J43	J44	L104	J51	J52
L91	J44	J45	L105	J52	SNK2

NODO	P	Q	T
W7	13.3	10326.6	68.7
W8	13.2	10255.7	68.9
W9	13.3	8298.7	67.4
W10	13.3	8739.1	71.2
W11	12.4	8414.9	67.4
W12	13.2	4602.2	68.3
W13	13.3	11090.2	67.7
W14	12.8	8022.0	68.0
W15	13.3	8211.5	68.8
W16	12.8	9736.2	68.3
W17	11.9	8492.1	72.9
SNK2	13.0	96189.2	68.8

Es necesario colocar una copia de la base de datos de la caracterización determinada para estas fuentes en el mismo subdirectorío en donde reside la simulación de esta plataforma. El nombre de esta base de datos debe ser el mismo que el de la simulación de la plataforma preservando la extensión P2I.

El Anexo 1.A.2 incluye los accesorios que conforman cada una de las líneas descritas en la Tabla 1.A.9.

Las fuentes y el sumidero son definidas de acuerdo a la Tabla 1.A.10. Las presiones son tomadas de los resultados de PRO II las cuales se dejan como valores estimados a excepción de la presión de W16. La presión y el flujo en el sumidero se dejan estimados.



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

PASO 3: Ejecutar la Simulación

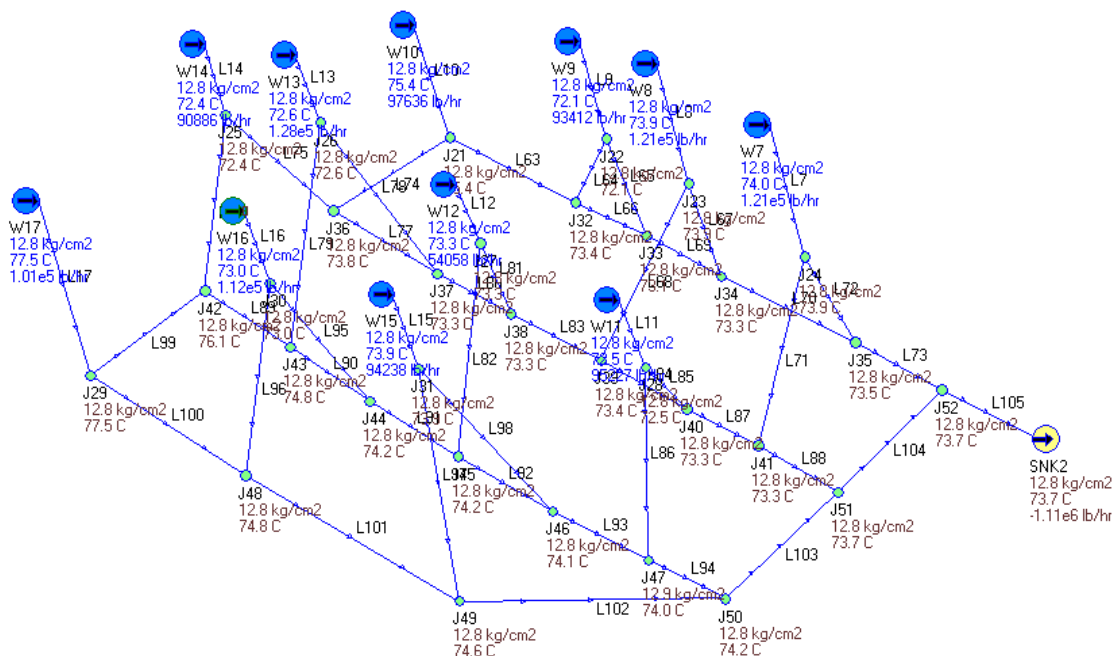
Ver Paso 3 de la Etapa 3R.

RESULTADOS

Los resultados que se presentan abajo son preliminares y sólo se verifica que guarden lógica con respecto a los datos ingresados dado que esta simulación se unirá con el modelo de la Plataforma P3R.

Tabla 1.A.11 Presiones en el Sistema			
NODO	ESTIMADA	CALCULADA	DP
W7	13.3	12.84	0.46
W8	13.2	12.80	0.40
W9	13.3	12.80	0.50
W10	13.3	12.80	0.50
W11	12.4	12.80	-0.40
W12	13.2	12.79	0.41
W13	13.3	12.80	0.50
W14	12.8	12.81	-0.01
W15	13.3	12.78	0.52
W16	12.8	12.80	0.00
W17	11.9	12.80	-0.90
SNK2	13.0	12.83	0.17

Figura 1.A.26 Resultados Preliminares





Etapa 2R.

Simulación de la Plataforma de Producción P2R.

Las instalaciones superficiales que definen la Plataforma P2R son simuladas en esta sección. Los fluidos de las fuentes están definidos con las caracterizaciones obtenidas en la Etapa 1. Las instalaciones son simuladas en detalle con el objeto de encontrar cuellos de botellas bajo diferentes condiciones de operación.

PASO 1: *Descripción de la Simulación, Definición del Fluido, Definición de las Unidades de Medición, Declaración de los Componentes y Definición del Método Termodinámico*

Ver Paso 1 de la **Etapa 3R.**

PASO 2: *Generación del Esquema de Simulación*

La plataforma P2R involucra once fuentes, veintidós uniones y un sumidero y las líneas que la integran se describen en las Tablas 1.A.12 y 1.A.13 respectivamente, mientras que las condiciones de operación se definen en la Tabla 1.A.14. En este punto, sólo la presión de la fuente W20 es declarada fija dentro de las especificaciones en PIPEPHASE.

Tabla 1.A.12 Nodos de la Simulación P2R

Nodo	Nombre
Fuentes	W18, W19, W20, W21, W22, W23, W24, W25, W26, W27, W28
Sumideros	SNK3
Uniones	J53, J54, J55, J56, J57, J58, J59, J60, J61, J62, J63, J64, J65, J66, J67, J68, J69, J70, J71, J72, J73, J74, J75, J76

Tabla 1.A.13 Líneas de Transporte

Línea	De	A	Línea	De	A
L18	W18	J73	L117	J54	J69
L19	W19	J55	L118	J62	J63
L20	W20	J58	L119	J63	J64
L21	W21	J53	L120	J53	J64
L22	W22	J63	L121	J53	J70
L23	W23	J54	L122	J64	J74
L24	W24	J57	L123	J65	J66
L25	W25	J68	L124	J66	J67
L26	W26	J56	L125	J56	J67
L27	W27	J65	L126	J56	J72
L28	W28	J71	L127	J67	J68
L106	J58	J59	L128	J68	J69
L107	J55	J59	L129	J69	J70
L108	J55	J61	L130	J70	J75



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Línea	De	A	Línea	De	A
L109	J59	J73	L131	J65	J71
L111	J58	J60	L132	J71	J72
L112	J57	J60	L133	J72	J76
L113	J57	J66	L134	J73	J74
L114	J60	J61	L135	J74	J75
L115	J61	J62	L136	J75	J76
L116	J54	J62	L137	J76	SNK3

NODO	P	Q	T
W18	8.8	13087.8	74.1
W19	8.8	12623.8	74.1
W20	8.8	13899.3	74.1
W21	11.4	12193.5	75.5
W22	8.5	12349.0	72.4
W23	8.5	12296.2	72.4
W24	8.5	12349.0	72.4
W25	11.4	11979.8	73.7
W26	8.5	10430.8	71.8
W27	11.3	12967.2	75.0
W28	11.3	13028.3	75.0
SNK3	9.0	137204.7	74.0

Es necesario colocar una copia de la base de datos de la caracterización determinada para estas fuentes en el mismo subdirectorío en donde reside la simulación de esta plataforma. El nombre de esta base de datos debe ser el mismo que el de la simulación de la plataforma preservando la extensión P2I.

El Anexo 1.A.3 incluye los accesorios que conforman cada una de las líneas descritas en la Tabla 1.A.13.

Las fuentes y el sumidero son definidas de acuerdo a la Tabla 1.A.14. Las presiones son tomadas de los resultados de PRO II las cuales se dejan como valores estimados a excepción de la presión de W20. La presión y el flujo en el sumidero se dejan estimados.

PASO 3: *Ejecutar la Simulación*

Ver Paso 3 de la **Etapa 3R**.



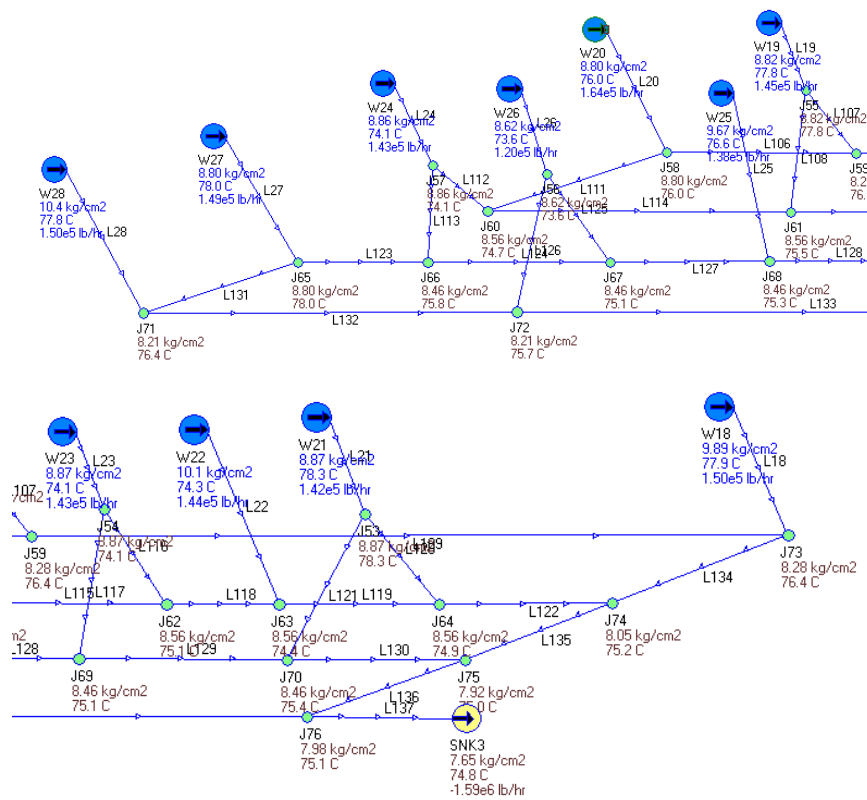
II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

RESULTADOS

Los resultados que se presentan abajo son preliminares y sólo se verifica que guarden lógica con respecto a los datos ingresados dado que esta simulación se unirá con el modelo de la Plataforma P2.

Tabla 1.A.15 Presiones en el Sistema			
NODO	ESTIMADA	CALCULADA	DP
W18	8.8	9.89	-1.1
W19	8.8	8.82	0.0
W20	8.8	8.80	0.0
W21	11.4	8.87	2.5
W22	8.5	10.06	-1.6
W23	8.5	8.87	-0.4
W24	8.5	8.86	-0.4
W25	11.4	9.67	1.7
W26	8.5	8.62	-0.1
W27	11.3	8.80	2.5
W28	11.3	10.37	0.9
SNK3	9.0	7.65	1.4

Figura 1.A.27 Resultados Preliminares





Etapa 2. Simulación de la Plataforma de Producción P2.

Las instalaciones superficiales que definen la Plataforma P2 son simuladas en esta sección. Los fluidos de las fuentes están definidos con las caracterizaciones obtenidas en la Etapa 1. Las instalaciones son simuladas en detalle con el objeto de encontrar cuellos de botellas bajo diferentes condiciones de operación.

Algunas líneas y sus correspondientes uniones del modelo han sido deshabilitadas dado que involucran la Plataforma P2R.

Tabla 1.A.16 Líneas Deshabilitadas

Líneas	L180, L181, L182, L183, L184, L185, L186, L187, L188, L189
--------	--

PASO 1: Descripción de la Simulación, Definición del Fluido, Definición de las Unidades de Medición, Declaración de los Componentes y Definición del Método Termodinámico

Ver Paso 1 de la **Etapa 3R**.

PASO 2: Generación del Esquema de Simulación

La plataforma P2 involucra doce fuentes, cuarenta y dos uniones y un sumidero y las líneas que la integran se describen en las Tablas 1.A.17 y 1.A.18 respectivamente, mientras que las condiciones de operación se definen en la Tabla 1.A.19. En este punto, sólo la presión de la fuente W35 es declarada fija dentro de las especificaciones en PIPEPHASE.

Tabla 1.A.17 Nodos de la Simulación P2R

Nodo	Nombre
Fuentes	W29, W30, W31, W32, W33, W34, W35, W36, W37, W38, W39, W40
Sumideros	SNK4
Uniones	J77, J78, J79, J80, J81, J82, J83, J84, J85, J86, J87, J88, J89, J90, J91, J92, J93, J94, J95, J96, J97, J98, J99, J100, J101, J102, J103, J104, J105, J106, J107, J108, J109, J110, J111, J112, J113, J114, J115, J116, J117, J118

Tabla 1.A.18 Líneas de Transporte

Línea	De	A	Línea	De	A
L29	W29	J77	L35	W35	J97
L30	W30	J78	L36	W36	J83
L31	W31	J79	L37	W37	J84
L32	W32	J80	L38	W38	J85
L33	W33	J81	L39	W39	J103
L34	W34	J82	L40	W40	J86



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.18 Continuación						
Línea	De	A		Línea	De	A
L138	J77	J87		L166	J84	J106
L139	J77	J91		L167	J100	J101
L140	J87	J88		L168	J101	J102
L141	J78	J88		L169	J85	J102
L142	J78	J93		L170	J85	J107
L143	J88	J89		L171	J102	J103
L144	J79	J89		L172	J103	J104
L145	J79	J95		L173	J86	J104
L146	J89	J90		L174	J86	J108
L147	J80	J90		L175	J104	J109
L148	J80	J96		L176	J105	J106
L149	J90	J111		L177	J106	J107
L150	J91	J92		L179	J107	J108
L151	J92	J93		L180	J112	J105
L152	J93	J94		L181	J113	J112
L153	J94	J95		L182	J113	J98
L154	J95	J96		L183	J114	J113
L155	J96	J97		L184	J114	J91
L156	J97	J110		L185	J115	J114
L157	J81	J92		L186	J115	J87
L158	J81	J99		L187	J115	J116
L159	J82	J94		L188	J116	J117
L160	J82	J101		L189	J117	J118
L161	J83	J98		L190	J108	J109
L162	J83	J105		L191	J109	J110
L163	J98	J99		L192	J110	J111
L164	J99	J100		L193	J111	J118
L165	J84	J100		L194	J118	SNK4

Tabla 1.A.19 Definición de Fuentes y Sumideros			
NODO	P	Q	T
W29	10.0	8380.0	65.2
W30	10.0	8365.6	65.2
W31	10.0	8386.7	65.2
W32	10.0	8377.9	68.2
W33	10.7	11038.4	66.0
W34	10.1	14193.0	65.8
W35	10.0	8389.7	65.2
W36	9.5	7109.2	66.3
W37	9.5	6988.9	66.3
W38	9.5	7116.0	66.3
W39	9.5	7184.1	66.3
W40	9.5	7111.7	66.3
SNK4	9.8	102641.3	65.8



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Es necesario colocar una copia de la base de datos de la caracterización determinada para estas fuentes en el mismo subdirectorío en donde reside la simulación de esta plataforma. El nombre de esta base de datos debe ser el mismo que el de la simulación de la plataforma preservando la extensión P2I.

El Anexo 1.A.4 incluye los accesorios que conforman cada una de las líneas descritas en la Tabla 1.A.18.

Las fuentes y el sumidero son definidas de acuerdo a la Tabla 1.A.19. Las presiones son tomadas de los resultados de PRO II las cuales se dejan como valores estimados a excepción de la presión de W35. La presión y el flujo en el sumidero se dejan estimados.

PASO 3: *Ejecutar la Simulación*

Ver Paso 3 de la **Etapas 3R**.

RESULTADOS

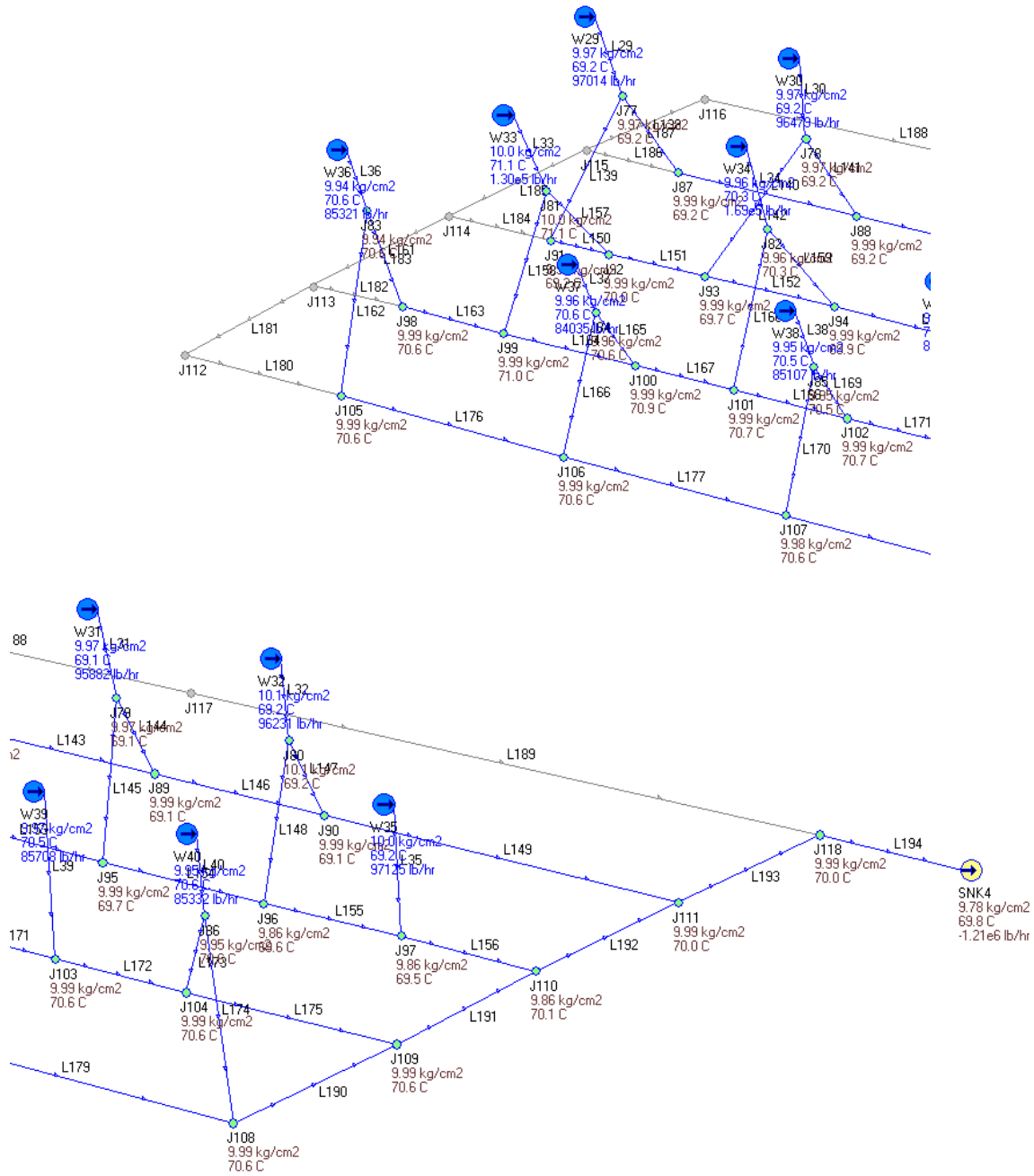
Los resultados que se presentan abajo son preliminares y sólo se verifica que guarden lógica con respecto a los datos ingresados dado que esta simulación se unirá con el modelo de la Plataforma P2.

Tabla 1.A.20 Presiones en el Sistema			
NODO	ESTIMADA	CALCULADA	DP
W29	10.0	9.97	0.03
W30	10.0	9.97	0.03
W31	10.0	9.97	0.03
W32	10.0	10.06	-0.06
W33	10.7	10.01	0.69
W34	10.1	9.96	0.14
W35	10.0	10.00	0.00
W36	9.5	9.94	-0.44
W37	9.5	9.96	-0.46
W38	9.5	9.95	-0.45
W39	9.5	9.97	-0.47
W40	9.5	9.95	-0.45
SNK4	9.8	9.78	0.02



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Figura 1.A.28 Resultados Preliminares





Etapa 4. Integración de los modelos de P3R y P3.

La plataforma P3R es integrada a la plataforma P3 con el objeto de tener un modelo integral. El proceso de integración de simulaciones en PIPEPHASE requiere del manejo de los archivos de palabras clave de los modelos, los cuales deben tener las siguientes características:

- La secuencia de los componentes debe ser la misma.
- Las unidades de medición deben ser las mismas o de otra manera, se debe indicar qué unidades deben ser convertidas utilizando la conversión de unidades de la tarjeta DIM.
- Los nombres de los nodos, líneas y accesorios deben ser diferentes.
- Se deben manipular las coordenadas X y Y de los modelos para evitar que los esquemas se superpongan al graficarse en la interfaz gráfica. Esto se logra con las tarjetas XCORD y YCORD.

PASO1: *P3R y P3 en el mismo archivo*

Se hace una copia del archivo de palabras clave de la Plataforma P3R y se nombra PLAT3.INP, a este archivo se le añade la estructura de la Plataforma P3.

Figura 1.A.29 Archivos de Palabras Clave

```
Programmer's File Editor
File Edit Options Template Execute Macro Window Help

P3A.INP
SINSI PIPEPHASE Version 7.3 keyword file...
General Data Section
TITLE PROBLEMAKAL-G, USER=CIUH, DATE=14/02/00, *
SITE=CHE
DESCRIPTION ANALISIS HIDRAULICO DE LA PLATAFORMA AKAL-G/GR
DESCRIPTION N-110 L-159 ACES-1010 NF-80 UL-(GR,RG)GA
DIMENSION VELOCITY=FPS, TEMPERATURE=C, PRESSURE=KGCH, *
LENGTH=M,IN
CALCULATION NETWORK, Compositional, PRANDTL
DEFAULT NODD=6, SCHE= 40, IDTUBING=4.026, *
IDRISER=4.026, IDANNULUS=6.065, TAMBIENT=30, *
UPIPE=0.665, UTUBING=1, URISER=1, *
*****

P3A.INP
SINSI PIPEPHASE Version 7.3 keyword file...
General Data Section
TITLE PROBLEMAKAL-G, USER=CIUH, DATE=14/02/00, *
SITE=CHE
DESCRIPTION ANALISIS HIDRAULICO DE LA PLATAFORMA AKAL-G/GR
DESCRIPTION N-110 L-159 ACES-1010 NF-80 UL-(GR,RG)GA
DIMENSION VELOCITY=FPS, TEMPERATURE=C, PRESSURE=KGCH, *
LENGTH=M,IN
CALCULATION NETWORK, Compositional, PRANDTL
DEFAULT NODD=6, SCHE= 40, IDTUBING=4.026, *
IDRISER=4.026, IDANNULUS=6.065, TAMBIENT=30, *
UPIPE=0.665, UTUBING=1, URISER=1, *
*****
```

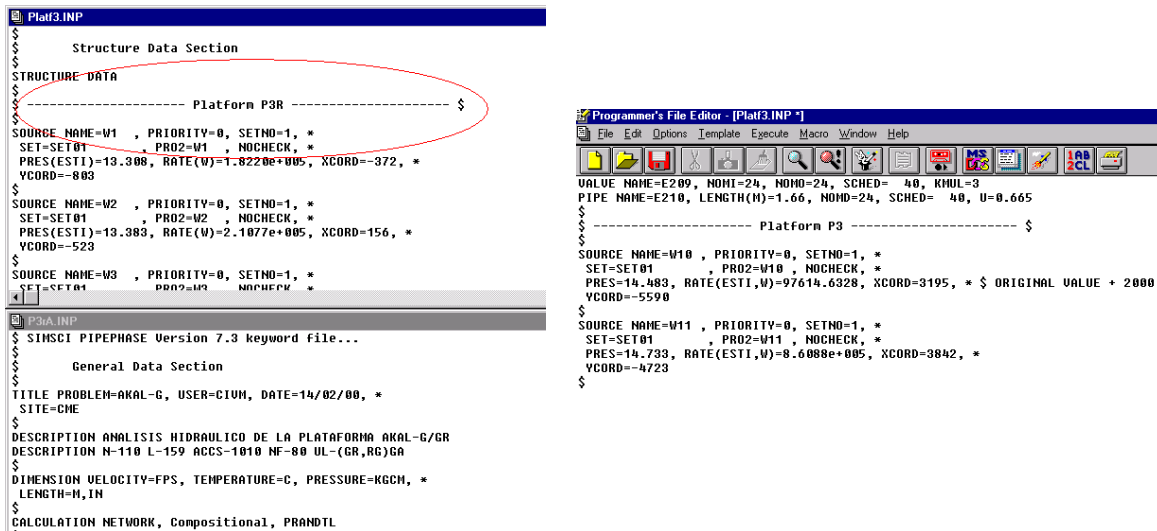
Es siempre una buena práctica documentar los cambios que se realicen en los archivos de palabras clave con objeto de tener una memoria de los cambios realizados. El símbolo "\$" añade comentarios a los archivos de palabras clave.



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

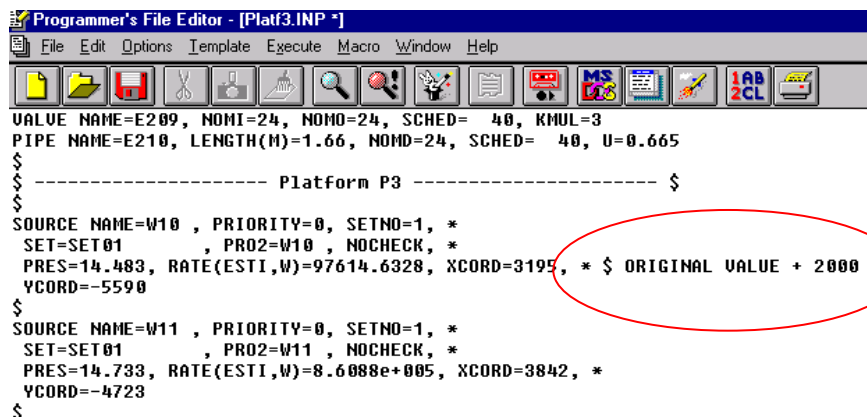
Se hace una copia al portapapeles de Windows la estructura de la Plataforma P3 sin incluir las palabras STRUCTURE DATA dado que sólo debe existir una sola referencia a éstas en una simulación y el archivo PLAT3.INP ya la tiene. Se pega el contenido del portapapeles al final de la estructura de la Plataforma P3R (antes de la palabra clave "END").

Figura 1.A.30 Unión de los Archivos de Palabras Clave



Los esquemas de simulación no deben superponerse al graficarse en la interfaz gráfica cuando estos se importen, por ello los valores de las coordenadas X y Y deben modificarse. Esto se logra tomando a uno de los esquemas como punto de referencia y desplazando al otro en X. Se recomienda documentar los desplazamientos.

Figura 1.A.31 Desplazamiento de los Esquemas

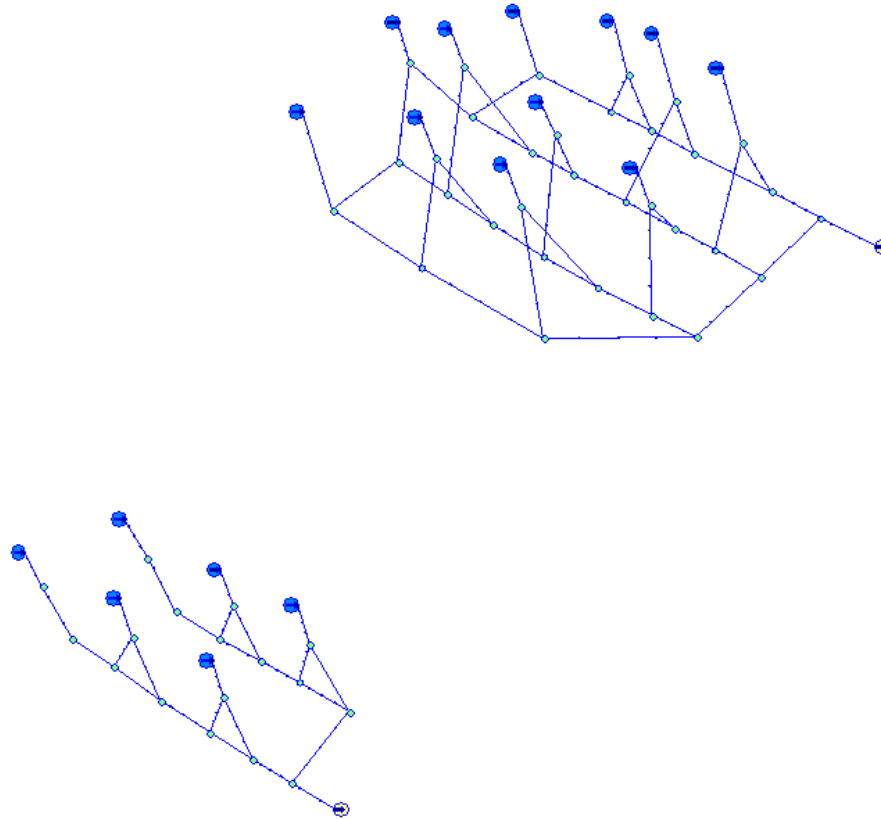




II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Una vez terminadas todas las modificaciones, el archivo se guarda y se importa en PIPEPHASE. La Figura 1.A.32 muestra la interpretación gráfica final de los esquemas modificados.

Figura 1.A.32 Esquemas en Interfaz Gráfica



PASO 2: Unión de los Esquemas

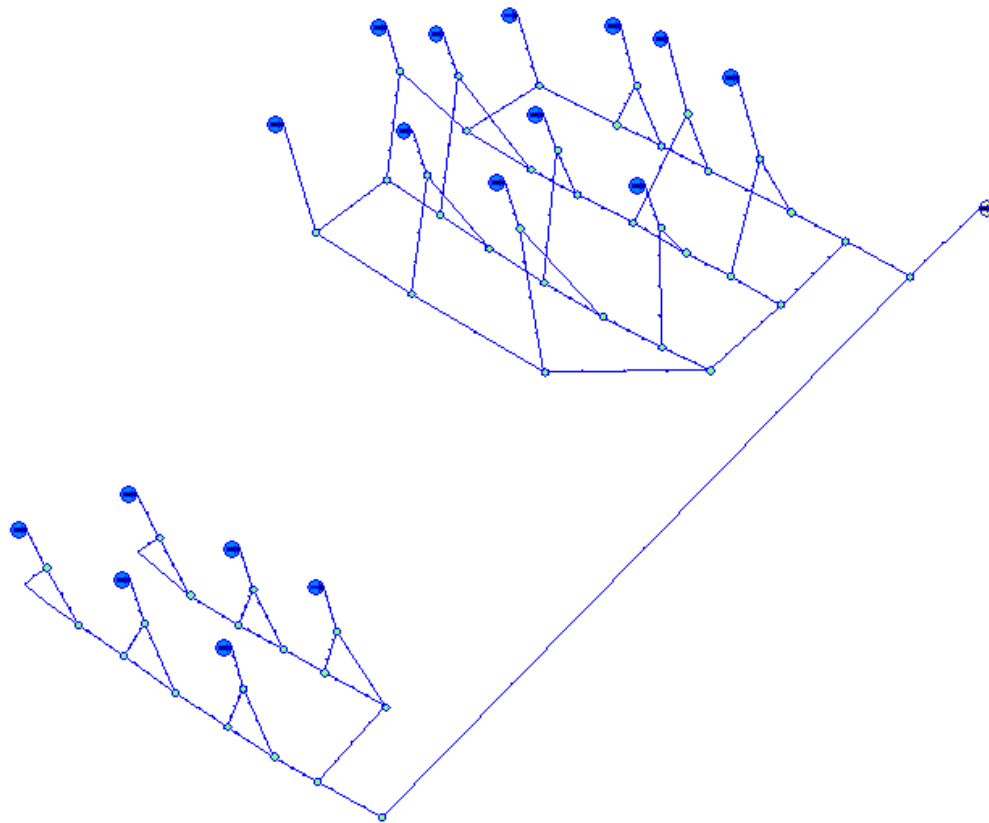
Desde la interfaz gráfica se crea el esquema integral uniendo las dos plataformas de acuerdo a la línea descrita en la Tabla 1.A.21. Es necesario eliminar el sumidero de P3R, añadir dos uniones y dos líneas para terminar el modelo integral.

Tabla 1.A.21 Línea de Integración de P3R y P3

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L62	J17	J119			
L105	J52	J120			
L195	J119	J120	BEND	F115	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
			PIPE	F116	LENGTH(M)=15 ECHG=-15 NOMD=24 SCHED=40 U=0.665
			PIPE	F117	LENGTH(M)=45 ECHG=-45 NOMD=24 SCHED=40 WATER TAMB=20
			BEND	F118	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
			PIPE	F119	LENGTH(M)=500 NOMD=24 SCHED=40 WATER TAMB=20
			BEND	F120	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
			PIPE	F121	LENGTH(M)=45 ECHG=45 NOMD=24 SCHED=40 WATER TAMB=20 FCODE=HB
			PIPE	F122	LENGTH(M)=15 ECHG=15 NOMD=24 SCHED=40 U=0.665 FCODE=HB
			BEND	F123	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
L196	J120	SNK1	PIPE	F124	LENGTH(M)=5 NOMD=24 SCHED=40 U=0.665



Figura 1.A.33 Esquema Integral



Para resolver la simulación se fijan todos los flujos de las fuentes y la presión en W16. La presión y el flujo en el sumidero se dejan estimados.

PASO 3: Ejecutar la Simulación

Ver Paso 3 de la **Etapa 3R**.



RESULTADOS

A continuación se presenta un resumen de los resultados obtenidos de la integración de las simulaciones, de los cuales se puede partir para ajustar a diferentes condiciones de operación y detectar cuellos de botella.

Tabla 1.A.22 Resultados Modelo Integral					
POZO	ACEITE BPD	AGUA BPD	GAS MMPCSD	PRESIÓN KG/CM2	TEMP. °C
W1	8911.9	33.5	5.8123	13.28	74.0
W2	9962.7	32.3	7.2004	13.42	73.0
W3	8780.5	31.1	5.2037	13.30	73.0
W4	8289.6	30.4	5.8054	13.30	73.0
W5	8501.9	31.9	5.8508	13.21	73.0
W6	11655.2	39.2	8.8192	13.51	74.0
W7	7814.2	27.4	4.9542	12.84	74.0
W8	7794.1	26.8	4.8607	12.79	74.0
W9	5834.9	28.0	4.9182	12.80	72.0
W10	5996.3	35.1	5.4095	12.80	75.0
W11	5926.4	30.2	4.8765	12.79	73.0
W12	3488.6	55.1	2.1238	12.77	73.0
W13	8113.5	33.5	5.9021	12.84	73.0
W14	5687.9	25.1	4.6490	12.86	72.0
W15	5937.0	27.3	4.4687	12.78	74.0
W16	7788.1	29.1	5.0670	12.80	73.0
W17	6631.1	80.5	3.5080	12.80	78.0

Etapa 5. Integración de los modelos de P2R y P2.

La plataforma P2R es integrada a la plataforma P2 con el objeto de tener un modelo integral. El proceso de integración de simulaciones en PIPEPHASE requiere del manejo de los archivos de palabras clave de los modelos (ver la lista de características en la **Etapa 4**).

Algunas líneas y sus respectivas uniones han sido deshabilitadas debido a que no tienen participación en esta etapa de la integración de los modelos.

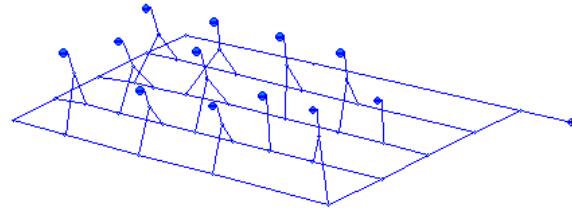
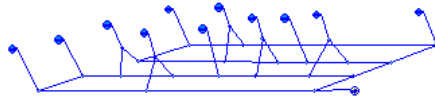
Tabla 1.A.23 Líneas Deshabilitadas	
Líneas	L180, L182, L184, L186

PASO1: P3R y P3 en el mismo archivo

Ver Paso 1 de la **Etapa 4**.



Figura 1.A.34 Esquemas en Interfaz Gráfica



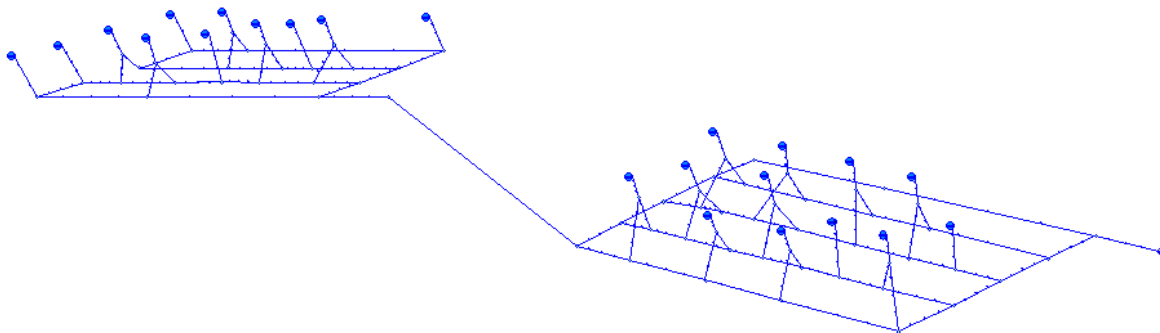
PASO 2: Unión de los Esquemas

Ver Paso 2 de la Etapa 4.

Tabla 1.A.24 Línea de Integración de P3R y P3

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L137	J76	J121			
L194	J118	J122			
L197	J121	J112	BEND	F135	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
			PIPE	F136	LENGTH(M)=15 ECHG=-15 NOMD=24 SCHED=40 U=0.665
			PIPE	F137	LENGTH(M)=45 ECHG=-45 NOMD=24 SCHED=40 WATER TAMB=20
			BEND	F138	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
			PIPE	F139	LENGTH(M)=500 NOMD=24 SCHED=40 WATER TAMB=20
			BEND	F140	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30
			PIPE	F141	LENGTH(M)=45 ECHG=45 NOMD=24 SCHED=40 WATER TAMB=20 FCODE=HB
			PIPE	F142	LENGTH(M)=15 ECHG=15 NOMD=24 SCHED=40 U=0.665 FCODE=HB
			BEND	F143	NOMD=24 SCHED=40 KMUL=30

Figura 1.A.33 Esquema Integral



Para resolver la simulación se fijan todos los flujos de las fuentes y la presión en W36. La presión y el flujo en el sumidero se dejan estimados.



PASO 3: Ejecutar la Simulación

Ver Paso 3 de la **Etapa 3R**.

RESULTADOS

A continuación se presenta un resumen de los resultados obtenidos de la integración de las simulaciones, de los cuales se puede partir para ajustar a diferentes condiciones de operación y detectar cuellos de botella.

Tabla 1.A.22 Resultados Modelo Integral					
POZO	ACEITE BPD	AGUA BPD	GAS MMPCSD	PRESIÓN KG/CM2	TEMP. °C
W18	9431.4	79.7	7.0840	13.48	78.0
W19	9101.3	77.5	6.8362	12.73	78.0
W20	10726.5	91.1	6.1570	12.71	76.0
W21	9130.0	27.1	6.0639	12.77	78.0
W22	9216.9	65.8	6.0832	13.58	74.0
W23	9141.2	63.5	6.1720	12.77	74.0
W24	9179.7	73.9	6.1833	12.77	74.0
W25	8729.6	57.8	6.3814	13.33	77.0
W26	7531.6	74.9	5.5856	12.62	74.0
W27	9337.4	77.9	7.0170	12.73	78.0
W28	9399.7	78.1	7.0588	13.83	78.0
W29	6172.6	24.3	4.3679	10.66	69.0
W30	6117.4	25.1	4.4506	10.66	69.0
W31	6094.1	24.5	4.5561	10.66	69.0
W32	6126.6	23.8	4.4686	10.68	69.0
W33	8458.0	28.9	5.0357	10.70	71.0
W34	11112.0	33.2	6.0721	10.65	70.0
W35	6179.7	24.3	4.3730	10.69	69.0
W36	5704.0	24.7	2.7551	10.64	71.0
W37	5616.5	23.1	2.6903	10.64	71.0
W38	5664.1	24.9	2.8489	10.70	71.0
W39	5697.0	25.8	2.9194	10.66	71.0
W40	5668.2	24.8	2.8275	10.65	71.0

CONCLUSIONES

La integración progresiva del modelo de simulación de las instalaciones superficiales se cumplió siguiendo una metodología rigurosa en la que se caracterizaron los fluidos de las fuentes que aportan a la producción de las plataformas, se simuló en detalle el transporte de los fluidos en las plataformas independientes para su posterior integración en modelos robustos.

Los modelos integrales de las instalaciones superficiales de las plataformas P2 – P2R y P3 – P3R pueden ser utilizadas para llevar a cabo análisis del transporte de los fluidos bajo diferentes escenarios, por ejemplo cierre de pozos (fuentes), libranzas, situaciones de emergencia, detección de represionamientos y desempacado de tuberías (detección de cuellos de botella), etc.



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

ANEXO 1.A.1

ACCESORIOS PLATAFORMA P3R

Tabla 1.A.23 Accesorios Plataforma P3R					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICA
L1	W1	J1	PIPE	E001	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L2	W2	J2	PIPE	E002	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L3	W3	J3	PIPE	E003	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L4	W4	J4	PIPE	E004	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L5	W5	J5	PIPE	E005	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L6	W6	J6	PIPE	E006	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L41	J1	J7	PIPE	E007	LENGTH(M)=0.54 NOMD=4 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E008	NOMD=4 SCHED= 40 KMUL=16
			PIPE	E009	LENGTH(M)=0.46 NOMD=4 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E010	NOMD=4 SCHED= 40 KMUL=16
			PIPE	E011	LENGTH(M)=0.8 ECHG=-0.799 NOMD=4 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	E012	NOMI=4 NOMO=6 SCHED= 40
			PIPE	E013	LENGTH(M)=0.46 ECHG=0.46 U=0.665
			BEND	E014	KMUL=16
			PIPE	E015	LENGTH(M)=1.55 ECHG=-0.88 U=0.665
			BEND	E016	KMUL=16
			PIPE	E017	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			BEND	E018	KMUL=16
			PIPE	E019	LENGTH(M)=0.8 ECHG=-0.52 U=0.665
			BEND	E020	KMUL=16
			PIPE	E021	LENGTH(M)=0.55 ECHG=-0.55 U=0.665
			VALVE	E022	KMUL=600
			VALVE	E023	KMUL=3
			PIPE	E024	LENGTH(M)=3.54 ECHG=-0.354 U=0.665
			EXPANSION	E025	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L42	J1	J7	PIPE	E026	LENGTH(M)=0.26 ECHG=-0.26 U=0.665
			BEND	E027	KMUL=30
			PIPE	E028	LENGTH(M)=1.85 U=0.665
			BEND	E029	KMUL=30
			PIPE	E030	LENGTH(M)=1.871 ECHG=-1.87 U=0.665
			BEND	E031	KMUL=30
			PIPE	E032	LENGTH(M)=0.34 U=0.665
			BEND	E033	KMUL=30
			PIPE	E034	LENGTH(M)=0.935 ECHG=-0.935 U=0.665

Tabla 1.A.23 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			VALVE	E035	KMUL=3
			PIPE	E036	LENGTH(M)=2.34 ECHG=-2.34 U=0.665
			BEND	E037	KMUL=30
			PIPE	E038	LENGTH(M)=0.52 U=0.665
			PIPE	E039	LENGTH(M)=0.64 ECHG=-0.64 U=0.665
			EXPANSION	E040	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
			BEND	E041	NOMD=20 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E042	LENGTH(M)=1.12 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L43	J7	J8	PIPE	E043	LENGTH(M)=1.12 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L44	J2	J8	PIPE	E044	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			BEND	E045	KMUL=30
			PIPE	E046	LENGTH(M)=0.34 U=0.665
			BEND	E047	KMUL=30
			PIPE	E048	LENGTH(M)=0.55 ECHG=-0.55 U=0.665
			VALVE	E049	KMUL=600
			VALVE	E050	KMUL=3
			PIPE	E051	LENGTH(M)=0.25 ECHG=-0.25 U=0.665
			BEND	E052	KMUL=30
			PIPE	E053	LENGTH(M)=0.57 U=0.665
			BEND	E054	KMUL=30
			PIPE	E055	LENGTH(M)=0.895 ECHG=-0.895 U=0.665
			VALVE	E056	KMUL=3
			PIPE	E057	LENGTH(M)=2.31 ECHG=-2.31 U=0.665
			BEND	E058	KMUL=30
			PIPE	E059	LENGTH(M)=0.67 U=0.665
			BEND	E060	KMUL=30
			PIPE	E061	LENGTH(M)=0.64 ECHG=-0.64 U=0.665
			EXPANSION	E062	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L45	J2	J9	PIPE	E063	LENGTH(M)=0.65 U=0.665
			BEND	E064	KMUL=30



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.23 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E065	LENGTH(M)=0.7 ECHG=-0.7 U=0.665
			BEND	E066	KMUL=16
			PIPE	E067	LENGTH(M)=1.12 ECHG=0.82 U=0.665
			BEND	E068	KMUL=16
			PIPE	E069	LENGTH(M)=0.36 ECHG=-0.36 U=0.665
			VALVE	E070	KMUL=600
			PIPE	E071	LENGTH(M)=1.225 ECHG=-1.225 U=0.665
			VALVE	E072	KMUL=3
			PIPE	E073	LENGTH(M)=2.97 ECHG=-2.97 U=0.665
			EXPANSION	E074	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L46	J8	J9	PIPE	E075	LENGTH(M)=1.24 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L47	J9	J10	PIPE	E076	LENGTH(M)=1.58 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L48	J3	J10	PIPE	E077	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			BEND	E078	KMUL=30
			PIPE	E079	LENGTH(M)=2.7 U=0.665
			BEND	E080	KMUL=30
			PIPE	E081	LENGTH(M)=0.55 ECHG=-0.55 U=0.665
			VALVE	E082	KMUL=600
			PIPE	E083	LENGTH(M)=0.25 ECHG=-0.25 U=0.665
			BEND	E084	KMUL=30
			PIPE	E085	LENGTH(M)=0.57 U=0.665
			BEND	E086	KMUL=30
			PIPE	E087	LENGTH(M)=0.895 ECHG=-0.895 U=0.665
			VALVE	E088	KMUL=3
			PIPE	E089	LENGTH(M)=2.33 ECHG=-2.33 U=0.665
			BEND	E090	KMUL=30
			PIPE	E091	LENGTH(M)=0.67 U=0.665
			BEND	E092	KMUL=30
			PIPE	E093	LENGTH(M)=0.64 ECHG=-0.64 U=0.665
			EXPANSION	E094	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40

Tabla 1.A.23 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L49	J3	J11	PIPE	E095	LENGTH(M)=0.65 U=0.665
			BEND	E096	KMUL=30
			PIPE	E097	LENGTH(M)=0.45 ECHG=-0.45 U=0.665
			BEND	E098	KMUL=16
			PIPE	E099	LENGTH(M)=1.12 ECHG=-0.82 U=0.665
			BEND	E100	KMUL=16
			PIPE	E101	LENGTH(M)=0.51 ECHG=-0.51 U=0.665
			VALVE	E102	KMUL=600
			VALVE	E103	KMUL=3
			PIPE	E104	LENGTH(M)=3.5 ECHG=-3.5 U=0.665
			EXPANSION	E105	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L50	J10	J11	PIPE	E106	LENGTH(M)=0.75 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L51	J11	J17	PIPE	E107	LENGTH(M)=1.58 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E108	NOMI=20 NOMO=20 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E109	LENGTH(M)=0.6 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E110	NOMD=20 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E111	LENGTH(M)=2.46 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L52	J4	J12	PIPE	E112	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E113	KMUL=30
			PIPE	E114	LENGTH(M)=0.45 ECHG=-0.45 U=0.665
			BEND	E115	KMUL=16
			PIPE	E116	LENGTH(M)=0.75 ECHG=-0.6 U=0.665
			BEND	E117	KMUL=16
			PIPE	E118	LENGTH(M)=1.86 ECHG=-1.86 U=0.665
			VALVE	E119	KMUL=600
			VALVE	E120	KMUL=3
			PIPE	E121	LENGTH(M)=3.545 ECHG=-3.545 U=0.665
			EXPANSION	E122	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L53	J4	J12	PIPE	E123	LENGTH(M)=0.26 ECHG=-0.26 U=0.665
			BEND	E124	KMUL=30



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.23 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E125	LENGTH(M)=2.1 U=0.665
			BEND	E126	KMUL=30
			PIPE	E127	LENGTH(M)=1.26 ECHG=-1.26 U=0.665
			VALVE	E128	KMUL=600
			PIPE	E129	LENGTH(M)=0.2 ECHG=-0.199 U=0.665
			BEND	E130	KMUL=30
			PIPE	E131	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E132	KMUL=30
			PIPE	E133	LENGTH(M)=0.87 ECHG=-0.87 U=0.665
			VALVE	E134	KMUL=3
			PIPE	E135	LENGTH(M)=2.31 ECHG=-2.31 U=0.665
			BEND	E136	KMUL=30
			PIPE	E137	LENGTH(M)=0.52 U=0.665
			BEND	E138	KMUL=30
			PIPE	E139	LENGTH(M)=0.67 ECHG=-0.669 U=0.665
			EXPANSION	E140	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
			BEND	E141	NOMD=20 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E142	LENGTH(M)=1.12 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L54	J12	J13	PIPE	E143	LENGTH(M)=1.12 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L55	J5	J13	PIPE	E144	LENGTH(M)=0.4 ECHG=-0.399 U=0.665
			BEND	E145	KMUL=16
			PIPE	E146	LENGTH(M)=0.53 ECHG=-0.46 U=0.665
			BEND	E147	KMUL=16
			PIPE	E148	LENGTH(M)=0.54 U=0.665
			BEND	E149	KMUL=30
			PIPE	E150	LENGTH(M)=1.645 ECHG=-1.645 U=0.665
			VALVE	E151	KMUL=3
			PIPE	E152	LENGTH(M)=2.31 ECHG=-2.31 U=0.665
			BEND	E153	KMUL=30
			PIPE	E154	LENGTH(M)=0.67 U=0.665

Tabla 1.A.23 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			BEND	E155	KMUL=30
			PIPE	E156	LENGTH(M)=0.67 ECHG=-0.669 U=0.665
			EXPANSION	E157	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L56	J5	J14	PIPE	E158	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E159	KMUL=30
			PIPE	E160	LENGTH(M)=0.46 ECHG=-0.46 U=0.665
			BEND	E161	KMUL=16
			PIPE	E162	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.7 U=0.665
			BEND	E163	KMUL=16
			PIPE	E164	LENGTH(M)=0.81 ECHG=-0.81 U=0.665
			VALVE	E165	KMUL=600
			VALVE	E166	KMUL=3
			PIPE	E167	LENGTH(M)=3.58 ECHG=-3.58 U=0.665
			EXPANSION	E168	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L57	J13	J14	PIPE	E169	LENGTH(M)=1.16 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L58	J14	J15	PIPE	E170	LENGTH(M)=1.51 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L59	J6	J15	PIPE	E171	LENGTH(M)=0.45 ECHG=-0.45 U=0.665
			BEND	E172	KMUL=16
			PIPE	E173	LENGTH(M)=1.06 ECHG=-0.78 U=0.665
			BEND	E174	KMUL=16
			PIPE	E175	LENGTH(M)=1.78 U=0.665
			BEND	E176	KMUL=30
			PIPE	E177	LENGTH(M)=0.51 ECHG=-0.51 U=0.665
			VALVE	E178	KMUL=600
			PIPE	E179	LENGTH(M)=1.25 ECHG=-1.25 U=0.665
			VALVE	E180	KMUL=3
			PIPE	E181	LENGTH(M)=2.31 ECHG=-2.31 U=0.665
			BEND	E182	KMUL=30
			PIPE	E183	LENGTH(M)=0.67 U=0.665
			BEND	E184	KMUL=30



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.23 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E185	LENGTH(M)=0.67 ECHG=-0.669 U=0.665
			EXPANSION	E186	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L60	J6	J16	PIPE	E187	LENGTH(M)=1.45 U=0.665
			BEND	E188	KMUL=30
			PIPE	E189	LENGTH(M)=0.46 ECHG=-0.46 U=0.665
			BEND	E190	KMUL=16
			PIPE	E191	LENGTH(M)=1.75 ECHG=-1.45 U=0.665
			BEND	E192	KMUL=16
			PIPE	E193	LENGTH(M)=0.37 ECHG=-0.37 U=0.665
			VALVE	E194	KMUL=600
			PIPE	E195	LENGTH(M)=1.185 ECHG=-1.185 U=0.665
			VALVE	E196	KMUL=3
			PIPE	E197	LENGTH(M)=2.98 ECHG=-2.98 U=0.665
			EXPANSION	E198	NOMI=6 NOMO=20 SCHED= 40
L60A	J15	J16	PIPE	E199	LENGTH(M)=0.74 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L61	J16	J17	PIPE	E200	LENGTH(M)=1.58 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E201	NOMI=20 NOMO=20 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E202	LENGTH(M)=0.6 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
L62	J17	SNK1	PIPE	E203	LENGTH(M)=4.46 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E204	NOMD=20 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E205	LENGTH(M)=3.7 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E206	NOMD=20 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E207	LENGTH(M)=4.57 NOMD=20 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	E208	NOMI=20 NOMO=24 SCHED= 40
			VALVE	E209	NOMI=24 NOMO=24 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E210	LENGTH(M)=1.66 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

ANEXO 1.A.2

ACCESORIOS PLATAFORMA P3

Tabla 1.A.24 Accesorios Plataforma P3

LINEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERISTICAS
L7	W7	J24	PIPE	E211	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L8	W8	J23	PIPE	E212	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L9	W9	J22	PIPE	E213	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L10	W10	J21	PIPE	E214	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L11	W11	J28	PIPE	E215	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L12	W12	J27	PIPE	E216	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L13	W13	J26	PIPE	E217	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L14	W14	J25	PIPE	E218	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L15	W15	J31	PIPE	E219	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L16	W16	J30	PIPE	E220	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L17	W17	J29	PIPE	E221	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L63	J21	J32	PIPE	E223	LENGTH(M)=0.81 U=0.665
			BEND	E224	KMUL=30
			PIPE	E225	LENGTH(M)=0.37 ECHG=-0.37 U=0.665
			BEND	E226	KMUL=16
			PIPE	E227	LENGTH(M)=1.95 ECHG=-1.82 U=0.665
			BEND	E228	KMUL=16
			PIPE	E229	LENGTH(M)=2.51 ECHG=-2.51 U=0.665
			VALVE	E230	KMUL=3
			PIPE	E231	LENGTH(M)=2.7 ECHG=-2.7 U=0.665
			EXPANSION	E232	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E233	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E234	LENGTH(M)=2.39 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L64	J22	J32	PIPE	E235	LENGTH(M)=0.914 U=0.665
			BEND	E236	KMUL=30
			PIPE	E237	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			BEND	E238	KMUL=16
			PIPE	E239	LENGTH(M)=2.62 ECHG=-0.4 U=0.665
			BEND	E240	KMUL=30
			PIPE	E241	LENGTH(M)=2.33 ECHG=-2.33 U=0.665
			VALVE	E242	KMUL=3
			PIPE	E243	LENGTH(M)=2.08 ECHG=-2.08 U=0.665
			VALVE	E244	KMUL=3
			PIPE	E245	LENGTH(M)=0.94 ECHG=-0.94 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.24 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			EXPANSION	E246	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L65	J22	J33	PIPE	E247	LENGTH(M)=0.9 U=0.665
			BEND	E248	KMUL=30
			PIPE	E249	LENGTH(M)=0.3 ECHG=-0.3 U=0.665
			BEND	E250	KMUL=16
			PIPE	E251	LENGTH(M)=1.14 ECHG=-0.8 U=0.665
			BEND	E252	KMUL=30
			PIPE	E253	LENGTH(M)=1.84 ECHG=-1.84 U=0.665
			VALVE	E254	KMUL=3
			PIPE	E255	LENGTH(M)=2.4 ECHG=-2.4 U=0.665
			EXPANSION	E256	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L66	J32	J33	PIPE	E257	LENGTH(M)=1.1 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L67	J23	J34	PIPE	E258	LENGTH(M)=0.671 U=0.665
			BEND	E259	KMUL=30
			PIPE	E260	LENGTH(M)=1.23 ECHG=-1.23 U=0.665
			BEND	E261	KMUL=16
			PIPE	E262	LENGTH(M)=1.3 ECHG=-0.9 U=0.665
			BEND	E263	KMUL=16
			PIPE	E264	LENGTH(M)=1.19 ECHG=-1.19 U=0.665
			VALVE	E265	KMUL=3
			PIPE	E266	LENGTH(M)=2.43 ECHG=-2.43 U=0.665
			EXPANSION	E267	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L68	J23	J39	PIPE	E268	LENGTH(M)=0.45 U=0.665
			BEND	E269	KMUL=30
			PIPE	E270	LENGTH(M)=0.33 ECHG=-0.33 U=0.665
			BEND	E271	KMUL=16
			PIPE	E272	LENGTH(M)=0.65 ECHG=-0.46 U=0.665
			BEND	E273	KMUL=16
			PIPE	E274	LENGTH(M)=2.89 ECHG=-2.89 U=0.665
			VALVE	E275	KMUL=3

Tabla 1.A.24 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E276	LENGTH(M)=2.7 ECHG=-2.7 U=0.665
			EXPANSION	E277	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L69	J33	J34	PIPE	E278	LENGTH(M)=1.33 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L70	J34	J35	PIPE	E279	LENGTH(M)=2.402 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L71	J24	J41	PIPE	E280	LENGTH(M)=0.94 U=0.665
			BEND	E281	KMUL=16
			PIPE	E282	LENGTH(M)=0.324 ECHG=-0.324 U=0.665
			BEND	E283	KMUL=16
			PIPE	E284	LENGTH(M)=1.489 ECHG=-0.67 U=0.665
L72	J24	J35	PIPE	E285	LENGTH(M)=0.96 U=0.665
			BEND	E286	KMUL=30
			PIPE	E287	LENGTH(M)=1.6 ECHG=-1.599 U=0.665
			BEND	E288	KMUL=16
			PIPE	E289	LENGTH(M)=0.46 ECHG=-0.33 U=0.665
			BEND	E290	KMUL=16
			PIPE	E291	LENGTH(M)=1.19 ECHG=-1.19 U=0.665
			VALVE	E292	KMUL=3
			PIPE	E293	LENGTH(M)=2.44 ECHG=-2.44 U=0.665
			EXPANSION	E294	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L73	J35	J52	PIPE	E295	LENGTH(M)=2.014 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E296	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E297	LENGTH(M)=0.406 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	E298	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
			BEND	E299	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E300	LENGTH(M)=1.24 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L74	J21	J36	PIPE	E301	LENGTH(M)=0.56 U=0.665
			BEND	E302	KMUL=16
			PIPE	E303	LENGTH(M)=0.93 ECHG=-0.929 U=0.665
			BEND	E304	KMUL=16
			PIPE	E305	LENGTH(M)=0.92 ECHG=-0.7 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.24 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			BEND	E306	KMUL=16
			PIPE	E307	LENGTH(M)=1.71 ECHG=-1.71 U=0.665
			VALVE	E308	KMUL=3
			PIPE	E309	LENGTH(M)=2.69 ECHG=-2.69 U=0.665
			EXPANSION	E310	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L75	J25	J36	PIPE	E311	LENGTH(M)=0.46 ECHG=0.4 U=0.665
			BEND	E312	KMUL=16
			PIPE	E313	LENGTH(M)=2.42 ECHG=-2.42 U=0.665
			VALVE	E314	KMUL=3
			PIPE	E315	LENGTH(M)=2.74 ECHG=-2.74 U=0.665
			EXPANSION	E316	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E317	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E318	LENGTH(M)=1.98 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L76	J25	J42	PIPE	E319	LENGTH(M)=1.4 U=0.665
			BEND	E320	KMUL=30
			PIPE	E321	LENGTH(M)=1.266 ECHG=0.42 U=0.665
			BEND	E322	KMUL=30
			PIPE	E323	LENGTH(M)=2.85 ECHG=-2.85 U=0.665
			VALVE	E324	KMUL=3
			PIPE	E325	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665
			EXPANSION	E326	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L77	J36	J37	PIPE	E327	LENGTH(M)=0.5 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L78	J26	J37	PIPE	E328	LENGTH(M)=0.68 U=0.665
			BEND	E329	KMUL=30
			PIPE	E330	LENGTH(M)=1.45 U=0.665
			BEND	E331	KMUL=30
			PIPE	E332	LENGTH(M)=1.32 U=0.665
			BEND	E333	KMUL=16
			PIPE	E334	LENGTH(M)=0.9 U=0.665
			BEND	E335	KMUL=30

Tabla 1.A.24 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E336	LENGTH(M)=1.5 ECHG=-1.5 U=0.665
			VALVE	E337	KMUL=3
			PIPE	E338	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665
			EXPANSION	E339	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L79	J26	J43	PIPE	E340	LENGTH(M)=0.24 ECHG=-0.24 U=0.665
			BEND	E341	KMUL=30
			PIPE	E342	LENGTH(M)=0.85 U=0.665
			BEND	E343	KMUL=30
			PIPE	E344	LENGTH(M)=1.47 ECHG=-1.469 U=0.665
			VALVE	E345	KMUL=3
			PIPE	E346	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665
			EXPANSION	E347	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L80	J37	J38	PIPE	E348	LENGTH(M)=2.41 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L81	J27	J38	PIPE	E349	LENGTH(M)=0.736 U=0.665
			BEND	E350	KMUL=30
			PIPE	E351	LENGTH(M)=0.21 ECHG=-0.155 U=0.665
			BEND	E352	KMUL=16
			PIPE	E353	LENGTH(M)=0.313 ECHG=0.28 U=0.665
			BEND	E354	KMUL=16
			PIPE	E355	LENGTH(M)=3.08 ECHG=-3.08 U=0.665
			VALVE	E356	KMUL=3
			PIPE	E357	LENGTH(M)=2.67 ECHG=-2.669 U=0.665
			EXPANSION	E358	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L82	J27	J45	PIPE	E359	LENGTH(M)=1.4 U=0.665
			BEND	E360	KMUL=30
			PIPE	E361	LENGTH(M)=1 ECHG=-1 U=0.665
			BEND	E362	KMUL=16
			PIPE	E363	LENGTH(M)=1.955 ECHG=-0.88 U=0.665
			BEND	E364	KMUL=16
			PIPE	E365	LENGTH(M)=2.29 ECHG=-2.29 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.24 Continuación						
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS	
			VALVE	E366	KMUL=3	
			PIPE	E367	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665	
			EXPANSION	E368	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40	
L83	J38	J39	PIPE	E369	LENGTH(M)=1.02 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L84	J39	J40	PIPE	E370	LENGTH(M)=1.02 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L85	J28	J40	PIPE	E371	LENGTH(M)=0.75 U=0.665	
			BEND	E372	KMUL=16	
			PIPE	E373	LENGTH(M)=2.35 ECHG=-2.35 U=0.665	
			VALVE	E374	KMUL=3	
			PIPE	E375	LENGTH(M)=2.7 ECHG=-2.7 U=0.665	
			EXPANSION	E376	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40	
L86	J28	J47	PIPE	E377	LENGTH(M)=1.36 U=0.665	
			BEND	E378	KMUL=30	
			PIPE	E379	LENGTH(M)=0.4 ECHG=-0.399 U=0.665	
			BEND	E380	KMUL=16	
			PIPE	E381	LENGTH(M)=2.135 ECHG=-1.5 U=0.665	
			BEND	E382	KMUL=16	
			PIPE	E383	LENGTH(M)=1.41 ECHG=-1.41 U=0.665	
			VALVE	E384	KMUL=3	
			PIPE	E385	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665	
			EXPANSION	E386	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40	
L87	J40	J41	PIPE	E387	LENGTH(M)=1.47 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L88	J41	J51	PIPE	E388	LENGTH(M)=2.079 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
			VALVE	E389	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3	
			PIPE	E390	LENGTH(M)=0.406 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
			EXPANSION	E391	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40	
L89	J42	J43	PIPE	E392	LENGTH(M)=0.801 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L90	J43	J44	PIPE	E393	LENGTH(M)=0.52 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L91	J44	J45	PIPE	E394	LENGTH(M)=0.802 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L92	J45	J46	PIPE	E395	LENGTH(M)=0.73 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	

Tabla 1.A.24 Continuación						
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS	
L93	J46	J47	PIPE	E396	LENGTH(M)=0.64 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
L94	J47	J50	PIPE	E397	LENGTH(M)=3.064 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
			VALVE	E398	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3	
			PIPE	E399	LENGTH(M)=0.406 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665	
			EXPANSION	E400	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40	
L95	J30	J44	PIPE	E401	LENGTH(M)=0.7 U=0.665	
			BEND	E402	KMUL=30	
			PIPE	E403	LENGTH(M)=1.05 ECHG=-1.05 U=0.665	
			BEND	E404	KMUL=16	
			PIPE	E405	LENGTH(M)=0.8 ECHG=-0.57 U=0.665	
			BEND	E406	KMUL=16	
			PIPE	E407	LENGTH(M)=1.56 ECHG=-1.56 U=0.665	
			VALVE	E408	KMUL=3	
			PIPE	E409	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665	
			EXPANSION	E410	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40	
L96	J30	J48	PIPE	E411	LENGTH(M)=0.527 U=0.665	
			BEND	E412	KMUL=30	
			PIPE	E413	LENGTH(M)=0.85 ECHG=-0.85 U=0.665	
			BEND	E414	KMUL=30	
			PIPE	E415	LENGTH(M)=0.84 ECHG=-0.447 U=0.665	
			BEND	E416	KMUL=30	
			PIPE	E417	LENGTH(M)=2.88 ECHG=-2.88 U=0.665	
			VALVE	E418	KMUL=3	
			PIPE	E419	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665	
			EXPANSION	E420	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40	
L97	J31	J49	PIPE	E421	LENGTH(M)=0.24 U=0.665	
			BEND	E422	KMUL=30	
			PIPE	E423	LENGTH(M)=0.35 ECHG=-0.35 U=0.665	
			BEND	E424	KMUL=30	
			PIPE	E425	LENGTH(M)=1.24 ECHG=-1.24 U=0.665	



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.24 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			BEND	E426	KMUL=30
			PIPE	E427	LENGTH(M)=1.64 ECHG=-1.64 U=0.665
			VALVE	E428	KMUL=3
			PIPE	E429	LENGTH(M)=2.83 ECHG=-2.83 U=0.665
			EXPANSION	E430	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L98	J31	J46	PIPE	E431	LENGTH(M)=2.172 ECHG=-2.172 U=0.665
			BEND	E432	KMUL=16
			PIPE	E433	LENGTH(M)=0.773 ECHG=-0.6 U=0.665
			BEND	E434	KMUL=16
			PIPE	E435	LENGTH(M)=1.27 ECHG=-1.27 U=0.665
			VALVE	E436	KMUL=3
			PIPE	E437	LENGTH(M)=2.71 ECHG=-2.71 U=0.665
			EXPANSION	E438	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L99	J29	J42	PIPE	E439	LENGTH(M)=0.61 U=0.665
			BEND	E440	KMUL=30
			PIPE	E441	LENGTH(M)=0.508 ECHG=-0.229 U=0.665
			BEND	E442	KMUL=30
			PIPE	E443	LENGTH(M)=1.81 ECHG=-1.81 U=0.665
			VALV	E444	KMUL=3
			PIPE	E445	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			EXPANSION	E446	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E447	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E448	LENGTH(M)=2.04 NOMD=14 SCHED= 40
L100	J29	J48	PIPE	E449	LENGTH(M)=0.92 U=0.665
			BEND	E450	KMUL=30
			PIPE	E451	LENGTH(M)=0.98 ECHG=-0.98 U=0.665
			BEND	E452	KMUL=30
			PIPE	E453	LENGTH(M)=0.94 U=0.665
			BEND	E454	KMUL=30
			PIPE	E455	LENGTH(M)=1.69 ECHG=-1.69 U=0.665

Tabla 1.A.24 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			VALVE	E456	KMUL=3
			PIPE	E457	LENGTH(M)=2.08 ECHG=-2.08 U=0.665
			VALVE	E458	KMUL=3
			PIPE	E459	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E460	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E461	KMUL=30
			PIPE	E462	LENGTH(M)=6.95 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L101	J48	J49	PIPE	E463	LENGTH(M)=1.37 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			LINK	E464	
L102	J49	J50	PIPE	E465	LENGTH(M)=2.344 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E466	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E467	LENGTH(M)=0.406 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	E468	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
			BEND	E469	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E470	LENGTH(M)=2.28 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L103	J50	J51	PIPE	E471	LENGTH(M)=2.28 NOMD=24 SCHED= 30 U=0.665
L104	J51	J52	PIPE	E472	LENGTH(M)=1.04 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L105	J52	SNK2	PIPE	E473	LENGTH(M)=4.197 NOMD=24 SCHED= 30 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

ANEXO 1.A.3

ACCESORIOS PLATAFORMA P2R

Tabla 1.A.25 Accesorios Plataforma P2R					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L18	W18	J73	PIPE	E474	LENGTH(M)=0.33 U=0.665
			BEND	E475	KMUL=30
			PIPE	E476	LENGTH(M)=1.095 ECHG=-1.095 U=0.665
			BEND	E477	KMUL=30
			PIPE	E478	LENGTH(M)=1.5 U=0.665
			BEND	E479	KMUL=30
			PIPE	E818	LENGTH(M)=1.29 ECHG=-1.29 U=0.665
			VALVE	E480	KMUL=600
			VALVE	E481	KMUL=3
			PIPE	E482	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E483	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L19	W19	J55	PIPE	E484	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L20	W20	J58	PIPE	E485	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L21	W21	J53	PIPE	E486	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L22	W22	J63	PIPE	E487	LENGTH(M)=0.32 ECHG=-0.32 U=0.665
			BEND	E488	KMUL=30
			PIPE	E489	LENGTH(M)=1.04 U=0.665
			BEND	E490	KMUL=30
			PIPE	E491	LENGTH(M)=1.03 ECHG=-1.03 U=0.665
			VALVE	E492	KMUL=600
			PIPE	E493	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E494	KMUL=30
			PIPE	E495	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E496	KMUL=3
			PIPE	E497	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E498	KMUL=30
			PIPE	E499	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E500	KMUL=30
			PIPE	E501	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E502	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L23	W23	J54	PIPE	E503	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L24	W24	J57	PIPE	E504	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L25	W25	J68	PIPE	E505	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E506	KMUL=30



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E507	LENGTH(M)=1.04 ECHG=-1.04 U=0.665
			BEND	E508	KMUL=16
			PIPE	E509	LENGTH(M)=2.037 ECHG=-1.63 U=0.665
			BEND	E510	KMUL=16
			PIPE	E511	LENGTH(M)=1.03 ECHG=-1.03 U=0.665
			VALVE	E512	KMUL=600
			VALVE	E513	KMUL=3
			PIPE	E514	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E515	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L26	W26	J56	PIPE	E516	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L27	W27	J65	PIPE	E517	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L28	W28	J71	PIPE	E518	LENGTH(M)=0.3 U=0.665
			BEND	E519	KMUL=30
			PIPE	E520	LENGTH(M)=0.53 ECHG=-0.53 U=0.665
			BEND	E521	KMUL=30
			PIPE	E523	LENGTH(M)=0.9 U=0.665
			BEND	E524	KMUL=30
			PIPE	E525	LENGTH(M)=1.31 ECHG=-1.31 U=0.665
			VALVE	E526	KMUL=600
			PIPE	E527	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E528	KMUL=30
			PIPE	E529	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E530	KMUL=30
			PIPE	E531	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E532	KMUL=3
			PIPE	E533	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E534	KMUL=30
			PIPE	E535	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E536	KMUL=30
			PIPE	E537	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			EXPANSION	E538	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L106	J58	J59	PIPE	E539	LENGTH(M)=0.47 U=0.665
			BEND	E540	KMUL=16
			PIPE	E541	LENGTH(M)=1.82 ECHG=-1.37 U=0.665
			BEND	E542	KMUL=16
			PIPE	E543	LENGTH(M)=0.69 ECHG=-0.69 U=0.665
			VALVE	E544	KMUL=600
			VALVE	E545	KMUL=3
			PIPE	E546	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E547	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			PIPE	E548	LENGTH(M)=2.4 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E549	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
L107	J55	J59	PIPE	E550	LENGTH(M)=0.33 U=0.665
			BEND	E551	KMUL=30
			PIPE	E552	LENGTH(M)=1.15 ECHG=-1.15 U=0.665
			BEND	E553	KMUL=16
			PIPE	E554	LENGTH(M)=1.3 U=0.665
			BEND	E555	KMUL=16
			PIPE	E556	LENGTH(M)=1.195 ECHG=-1.195 U=0.665
			VALVE	E557	KMUL=600
			VALVE	E558	KMUL=3
			PIPE	E559	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E560	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L108	J55	J61	PIPE	E561	LENGTH(M)=0.33 ECHG=-0.33 U=0.665
			BEND	E562	KMUL=30
			PIPE	E815	LENGTH(M)=1.68 U=0.665
			BEND	E563	KMUL=30
			PIPE	E564	LENGTH(M)=1.05 ECHG=-1.05 U=0.665
			VALVE	E565	KMUL=600
			PIPE	E567	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			BEND	E568	KMUL=30
			PIPE	E569	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E570	KMUL=30
			PIPE	E571	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E572	KMUL=3
			PIPE	E573	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E574	KMUL=30
			PIPE	E575	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E576	KMUL=30
			PIPE	E577	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E578	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L109	J59	J73	PIPE	E579	LENGTH(M)=2.4 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L111	J58	J60	PIPE	E580	LENGTH(M)=0.97 ECHG=-0.97 U=0.665
			BEND	E581	KMUL=30
			PIPE	E582	LENGTH(M)=1.2 U=0.665
			BEND	E583	KMUL=30
			PIPE	E584	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E585	KMUL=600
			PIPE	E586	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.21 U=0.665
			BEND	E587	KMUL=30
			PIPE	E588	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E589	KMUL=30
			PIPE	E590	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E591	KMUL=3
			PIPE	E592	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E593	KMUL=30
			PIPE	E594	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E595	KMUL=30
			PIPE	E596	LENGTH(M)=0.5 ECHG=0.5 U=0.665
			EXPANSION	E597	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L112	J57	J60	PIPE	E598	LENGTH(M)=0.33 U=0.665
			BEND	E599	KMUL=30
			PIPE	E600	LENGTH(M)=0.59 ECHG=-0.59 U=0.665
			BEND	E601	KMUL=16
			PIPE	E602	LENGTH(M)=2.462 ECHG=-1.5 U=0.665
			BEND	E603	KMUL=16
			PIPE	E604	LENGTH(M)=1.18 ECHG=-1.18 U=0.665
			VALVE	E605	KMUL=600
			VALVE	E606	KMUL=3
			PIPE	E607	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E608	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E609	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E610	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L113	J57	J66	PIPE	E611	LENGTH(M)=0.3 U=0.665
			BEND	E612	KMUL=30
			PIPE	E613	LENGTH(M)=1.332 ECHG=-1.332 U=0.665
			BEND	E816	KMUL=30
			PIPE	E614	LENGTH(M)=1.33 U=0.665
			BEND	E615	KMUL=30
			PIPE	E616	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E617	KMUL=600
			PIPE	E618	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E619	KMUL=30
			PIPE	E620	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E621	KMUL=30
			PIPE	E622	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E623	KMUL=3
			PIPE	E624	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E625	KMUL=30
			PIPE	E626	LENGTH(M)=0.5 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			BEND	E627	KMUL=30
			PIPE	E628	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E629	NOM=6 NOMO=14 SCHED= 40
L114	J60	J61	PIPE	E630	LENGTH(M)=2.4 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L115	J61	J62	PIPE	E631	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L116	J54	J62	PIPE	E632	LENGTH(M)=0.33 U=0.665
			BEND	E633	KMUL=30
			PIPE	E634	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E635	KMUL=30
			PIPE	E636	LENGTH(M)=1.07 ECHG=-1.07 U=0.665
			BEND	E637	KMUL=16
			PIPE	E638	LENGTH(M)=0.83 U=0.665
			BEND	E639	KMUL=16
			PIPE	E640	LENGTH(M)=1.18 ECHG=-1.18 U=0.665
			VALVE	E641	KMUL=600
			VALVE	E642	KMUL=3
			PIPE	E643	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E644	NOM=6 NOMO=14 SCHED= 40
L117	J54	J69	PIPE	E645	LENGTH(M)=0.3 ECHG=-0.3 U=0.665
			BEND	E646	KMUL=30
			PIPE	E647	LENGTH(M)=1.58 U=0.665
			BEND	E648	KMUL=30
			PIPE	E649	LENGTH(M)=1.28 ECHG=-1.28 U=0.665
			VALVE	E650	KMUL=600
			PIPE	E651	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E652	KMUL=30
			PIPE	E653	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E654	KMUL=30
			PIPE	E655	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E656	KMUL=3

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E657	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E658	KMUL=30
			PIPE	E659	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E660	KMUL=30
			PIPE	E661	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E662	NOM=6 NOMO=14 SCHED= 40
L118	J62	J63	PIPE	E663	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L119	J63	J64	PIPE	E664	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L120	J53	J64	PIPE	E665	LENGTH(M)=0.3 U=0.665
			BEND	E666	KMUL=30
			PIPE	E667	LENGTH(M)=1.1 ECHG=-1.1 U=0.665
			BEND	E668	KMUL=30
			PIPE	E669	LENGTH(M)=1.32 U=0.665
			BEND	E670	KMUL=30
			PIPE	E671	LENGTH(M)=1.18 ECHG=-1.18 U=0.665
			VALVE	E672	KMUL=600
			VALVE	E673	KMUL=3
			PIPE	E674	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E675	NOM=6 NOMO=14 SCHED= 40
L121	J53	J70	PIPE	E676	LENGTH(M)=0.71 ECHG=-0.71 U=0.665
			BEND	E677	KMUL=30
			PIPE	E678	LENGTH(M)=1.5 U=0.665
			BEND	E679	KMUL=30
			PIPE	E680	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E681	KMUL=600
			PIPE	E682	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E683	KMUL=30
			PIPE	E684	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E685	KMUL=30
			PIPE	E686	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			VALVE	E687	KMUL=3
			PIPE	E688	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E689	KMUL=30
			PIPE	E690	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E691	KMUL=30
			PIPE	E692	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E693	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L122	J64	J74	PIPE	E694	LENGTH(M)=1.3 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E695	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=600
			VALVE	E696	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E697	LENGTH(M)=2.22 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E698	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E699	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5
			EXPANSION	E700	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
L123	J65	J66	PIPE	E701	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E702	KMUL=30
			PIPE	E703	LENGTH(M)=0.69 ECHG=-0.69 U=0.665
			BEND	E704	KMUL=16
			PIPE	E705	LENGTH(M)=2.62 ECHG=-2.23 U=0.665
			BEND	E706	KMUL=16
			PIPE	E707	LENGTH(M)=0.43 ECHG=-0.43 U=0.665
			VALVE	E708	KMUL=600
			VALVE	E709	KMUL=3
			PIPE	E710	LENGTH(M)=5.43 ECHG=-5.43 U=0.665
			EXPANSION	E711	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E712	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E713	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L124	J66	J67	PIPE	E714	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L125	J56	J67	PIPE	E715	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E716	KMUL=30

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E717	LENGTH(M)=0.53 ECHG=-0.53 U=0.665
			BEND	E817	KMUL=16
			PIPE	E718	LENGTH(M)=1.953 ECHG=-1.5 U=0.665
			BEND	E719	KMUL=16
			PIPE	E720	LENGTH(M)=1.16 ECHG=-1.16 U=0.665
			VALVE	E721	KMUL=600
			VALVE	E722	KMUL=3
			PIPE	E723	LENGTH(M)=4.4 ECHG=-4.4 U=0.665
			EXPANSION	E724	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L126	J56	J72	PIPE	E725	LENGTH(M)=0.3 U=0.665
			BEND	E726	KMUL=30
			PIPE	E727	LENGTH(M)=0.53 ECHG=-0.53 U=0.665
			BEND	E728	KMUL=30
			PIPE	E729	LENGTH(M)=0.9 U=0.665
			BEND	E730	KMUL=30
			PIPE	E731	LENGTH(M)=1.31 ECHG=-1.31 U=0.665
			VALVE	E732	KMUL=600
			PIPE	E733	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E734	KMUL=30
			PIPE	E735	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E736	KMUL=30
			PIPE	E737	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E738	KMUL=3
			PIPE	E739	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E740	KMUL=30
			PIPE	E741	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E742	KMUL=30
			PIPE	E743	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E744	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
L127	J67	J68	PIPE	E745	LENGTH(M)=2.4 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L128	J68	J69	PIPE	E746	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L129	J69	J70	PIPE	E747	LENGTH(M)=1.2 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L130	J70	J75	PIPE	E748	LENGTH(M)=1.3 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E749	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=600
			VALVE	E750	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E751	LENGTH(M)=2.22 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E752	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E753	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5
			EXPANSION	E754	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
L131	J65	J71	PIPE	E755	LENGTH(M)=0.3 U=0.665
			BEND	E756	KMUL=30
			PIPE	E757	LENGTH(M)=0.53 ECHG=-0.53 U=0.665
			BEND	E758	KMUL=30
			PIPE	E759	LENGTH(M)=1.27 U=0.665
			BEND	E760	KMUL=30
			PIPE	E761	LENGTH(M)=1.31 ECHG=-1.31 U=0.665
			VALVE	E762	KMUL=600
			PIPE	E763	LENGTH(M)=0.22 ECHG=-0.22 U=0.665
			BEND	E764	KMUL=30
			PIPE	E765	LENGTH(M)=0.59 U=0.665
			BEND	E766	KMUL=30
			PIPE	E767	LENGTH(M)=0.9 ECHG=-0.9 U=0.665
			VALVE	E768	KMUL=3
			PIPE	E769	LENGTH(M)=2.72 ECHG=-2.72 U=0.665
			BEND	E780	KMUL=30
			PIPE	E781	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E782	KMUL=30
			PIPE	E783	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5 U=0.665
			EXPANSION	E784	NOMI=6 NOMO=14 SCHED= 40
			BEND	E785	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30

Tabla 1.A.25 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E786	LENGTH(M)=2.4 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L132	J71	J72	PIPE	E787	LENGTH(M)=2.4 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L133	J72	J76	PIPE	E788	LENGTH(M)=3.7 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E789	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=600
			VALVE	E790	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E791	LENGTH(M)=2.22 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E792	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E793	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5
			EXPANSION	E794	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
L134	J73	J74	PIPE	E795	LENGTH(M)=3.7 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E796	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=600
			VALVE	E797	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E798	LENGTH(M)=2.22 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E799	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E800	LENGTH(M)=0.5 ECHG=-0.5
			EXPANSION	E801	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
			BEND	E802	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E803	LENGTH(M)=2.25 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L135	J74	J75	PIPE	E804	LENGTH(M)=2.25 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L136	J75	J76	PIPE	E805	LENGTH(M)=2.25 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L137	J76	SNK3	PIPE	E806	LENGTH(M)=56.45 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E807	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E808	LENGTH(M)=2.9 ECHG=-2.9
			BEND	E809	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E810	LENGTH(M)=3.45 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E811	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E812	LENGTH(M)=5.199 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
			MREGULATOR	E813	PUPS=11.2
			PIPE	E814	LENGTH(M)=0.6 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

ANEXO 1.A.4
ACCESORIOS PLATAFORMA P2

Tabla 1.A.26 Accesorios Plataforma P2

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L29	W29	J77	PIPE	E819	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L30	W30	J78	PIPE	E820	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L31	W31	J79	PIPE	E821	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L32	W32	J80	PIPE	E822	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L33	W33	J81	PIPE	E823	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L34	W34	J82	PIPE	E824	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L35	W35	J97	PIPE	E825	LENGTH(M)=0.545 U=0.665
			BEND	E826	KMUL=16
			PIPE	E827	LENGTH(M)=0.325 ECHG=-0.18 U=0.665
			BEND	E828	KMUL=16
			PIPE	E829	LENGTH(M)=2.089 ECHG=-2.089 U=0.665
			VALVE	E830	KMUL=3
			PIPE	E831	LENGTH(M)=2.645 ECHG=-2.645 U=0.665
			EXPANSION	E832	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L36	W36	J83	PIPE	E833	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L37	W37	J84	PIPE	E834	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L38	W38	J85	PIPE	E835	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L39	W39	J103	PIPE	E836	LENGTH(M)=0.36 ECHG=-0.36 U=0.665
			BEND	E837	KMUL=16
			PIPE	E838	LENGTH(M)=0.42 ECHG=-0.34 U=0.665
			BEND	E839	KMUL=16
			PIPE	E840	LENGTH(M)=1.269 ECHG=-1.269 U=0.665
			VALVE	E841	KMUL=3
			PIPE	E842	LENGTH(M)=2.624 ECHG=-2.624 U=0.665
			EXPANSION	E843	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L40	W40	J86	PIPE	E844	LENGTH(M)=1 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
L138	J77	J87	PIPE	E845	LENGTH(M)=0.5 U=0.665
			BEND	E846	KMUL=30
			PIPE	E847	LENGTH(M)=0.89 ECHG=-0.89 U=0.665
			BEND	E848	KMUL=16
			PIPE	E849	LENGTH(M)=1.14 ECHG=0.94 U=0.665
			BEND	E850	KMUL=16
			PIPE	E851	LENGTH(M)=1.749 ECHG=-1.749 U=0.665
			VALVE	E852	KMUL=3

Tabla 1.A.26 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	E853	LENGTH(M)=2.643 ECHG=-2.643 U=0.665
			EXPANSION	E854	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L139	J77	J91	PIPE	E855	LENGTH(M)=0.46 U=0.665
			BEND	E856	KMUL=30
			PIPE	E857	LENGTH(M)=0.4 ECHG=-0.399 U=0.665
			BEND	E858	KMUL=16
			PIPE	E859	LENGTH(M)=0.692 ECHG=-0.565 U=0.665
			BEND	E860	KMUL=16
			PIPE	E861	LENGTH(M)=2.359 ECHG=-2.359 U=0.665
			VALVE	E862	KMUL=3
			PIPE	E863	LENGTH(M)=2.648 ECHG=-2.648 U=0.665
			EXPANSION	E864	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L140	J87	J88	PIPE	E865	LENGTH(M)=2.49 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L141	J78	J88	PIPE	E866	LENGTH(M)=0.52 U=0.665
			BEND	E867	KMUL=30
			PIPE	E868	LENGTH(M)=0.45 ECHG=-0.45 U=0.665
			BEND	E869	KMUL=16
			PIPE	E870	LENGTH(M)=1.06 ECHG=-0.89 U=0.665
			BEND	E871	KMUL=16
			PIPE	E872	LENGTH(M)=0.864 ECHG=-0.864 U=0.665
			VALVE	E873	KMUL=3
			PIPE	E874	LENGTH(M)=2.633 ECHG=-2.633 U=0.665
			EXPANSION	E875	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L142	J78	J93	PIPE	E876	LENGTH(M)=0.45 U=0.665
			BEND	E877	KMUL=30
			PIPE	E878	LENGTH(M)=0.48 ECHG=-0.48 U=0.665
			BEND	E879	KMUL=16
			PIPE	E880	LENGTH(M)=0.842 ECHG=-0.62 U=0.665
			BEND	E881	KMUL=16
			PIPE	E882	LENGTH(M)=1.419 ECHG=-1.419 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.26 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			VALVE	E883	KMUL=3
			PIPE	E884	LENGTH(M)=2.633 ECHG=-2.633 U=0.665
			EXPANSION	E885	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L143	J88	J89	PIPE	E886	LENGTH(M)=4.2 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L144	J79	J89	PIPE	E887	LENGTH(M)=0.53 U=0.665
			BEND	E888	KMUL=30
			PIPE	E889	LENGTH(M)=0.38 ECHG=-0.38 U=0.665
			BEND	E890	KMUL=30
			PIPE	E891	LENGTH(M)=0.85 ECHG=-0.58 U=0.665
			BEND	E892	KMUL=16
			PIPE	E893	LENGTH(M)=1.209 ECHG=-1.209 U=0.665
			VALVE	E894	KMUL=3
			PIPE	E895	LENGTH(M)=2.628 ECHG=-2.628 U=0.665
			EXPANSION	E896	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L145	J79	J95	PIPE	E897	LENGTH(M)=0.38 U=0.665
			BEND	E898	KMUL=16
			PIPE	E899	LENGTH(M)=0.6 ECHG=-0.41 U=0.665
			BEND	E900	KMUL=16
			PIPE	E901	LENGTH(M)=1.089 ECHG=-1.089 U=0.665
			VALVE	E902	KMUL=3
			PIPE	E903	LENGTH(M)=2.633 ECHG=-2.633 U=0.665
			EXPANSION	E904	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L146	J89	J90	PIPE	E905	LENGTH(M)=1.1 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L147	J80	J90	PIPE	E906	LENGTH(M)=0.37 U=0.665
			BEND	E907	KMUL=30
			PIPE	E908	LENGTH(M)=0.408 ECHG=0.408 U=0.665
			BEND	E909	KMUL=16
			PIPE	E910	LENGTH(M)=0.642 ECHG=-0.56 U=0.665
			BEND	E911	KMUL=16
			PIPE	E912	LENGTH(M)=1.889 ECHG=-1.889 U=0.665

Tabla 1.A.26 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			VALVE	E913	KMUL=3
			PIPE	E914	LENGTH(M)=2.633 ECHG=-2.633 U=0.665
			EXPANSION	E915	NOM=6 NOMO=16 SCHED= 40
L148	J80	J96	PIPE	E916	LENGTH(M)=0.45 U=0.665
			BEND	E917	KMUL=16
			PIPE	E918	LENGTH(M)=0.75 ECHG=0.56 U=0.665
			BEND	E919	KMUL=16
			PIPE	E920	LENGTH(M)=1.529 ECHG=-1.529 U=0.665
			VALVE	E921	KMUL=3
			PIPE	E922	LENGTH(M)=2.663 ECHG=2.663 U=0.665
			EXPANSION	E923	NOM=6 NOMO=16 SCHED= 40
L149	J90	J111	PIPE	E924	LENGTH(M)=1.768 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E925	NOM=16 NOMO=16 SCHED= 40 KMUL=3
			EXPANSION	E926	IDIN=15 IDOUT=34.5
			PIPE	E927	LENGTH(M)=0.78 ID=34.5 U=0.665
L150	J91	J92	PIPE	E928	LENGTH(M)=0.85 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L151	J92	J93	PIPE	E929	LENGTH(M)=2.65 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L152	J93	J94	PIPE	E930	LENGTH(M)=0.96 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L153	J94	J95	PIPE	E931	LENGTH(M)=1.3 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L154	J95	J96	PIPE	E932	LENGTH(M)=1.8 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L155	J96	J97	PIPE	E933	LENGTH(M)=1.17 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L156	J97	J110	PIPE	E934	LENGTH(M)=1.811 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	E935	NOM=16 NOMO=16 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	E936	LENGTH(M)=0.78 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	E937	IDIN=15 IDOUT=34.5
L157	J81	J92	PIPE	E938	LENGTH(M)=0.37 ECHG=0.37 NOMD=4 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E940	NOMD=4 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	E942	LENGTH(M)=0.46 NOMD=4 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E943	NOMD=4 SCHED= 40 KMUL=16
			PIPE	E944	LENGTH(M)=0.25 ECHG=-0.25 NOMD=4 SCHED= 40 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.26 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			EXPANSION	E945	NOMI=4 NOMO=6 SCHED= 40
			PIPE	E946	LENGTH(M)=0.25 ECHG=-0.25 U=0.665
			BEND	E947	KMUL=16
			PIPE	E948	LENGTH(M)=0.585 ECHG=-0.5 U=0.665
			BEND	E949	KMUL=16
			PIPE	E950	LENGTH(M)=2.639 ECHG=-2.639 U=0.665
			VALVE	E951	KMUL=3
			PIPE	E952	LENGTH(M)=2.643 ECHG=-2.643 U=0.665
			EXPANSION	E953	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L158	J81	J99	PIPE	E954	LENGTH(M)=0.28 U=0.665
			BEND	E955	KMUL=30
			PIPE	E956	LENGTH(M)=0.45 U=0.665
			BEND	E957	KMUL=30
			PIPE	E958	LENGTH(M)=2.359 ECHG=-2.359 U=0.665
			VALVE	E959	KMUL=3
			PIPE	E960	LENGTH(M)=2.663 ECHG=-2.663 U=0.665
			EXPANSION	E961	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L159	J82	J94	PIPE	E962	LENGTH(M)=0.43 U=0.665
			BEND	E963	KMUL=16
			PIPE	E964	LENGTH(M)=1.25 ECHG=-1 U=0.665
			BEND	E965	KMUL=16
			PIPE	E966	LENGTH(M)=2.239 ECHG=-2.239 U=0.665
			VALVE	E967	KMUL=3
			PIPE	E968	LENGTH(M)=2.613 ECHG=-2.613 U=0.665
			EXPANSION	E969	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L160	J82	J101	PIPE	E970	LENGTH(M)=0.356 ECHG=-0.356 U=0.665
			BEND	E971	KMUL=16
			PIPE	E972	LENGTH(M)=1.42 ECHG=-1 U=0.665
			BEND	E973	KMUL=16
			PIPE	E974	LENGTH(M)=1.689 ECHG=-1.689 U=0.665

Tabla 1.A.26 Continuación					
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			VALVE	E975	KMUL=3
			PIPE	E976	LENGTH(M)=2.673 ECHG=-2.673 U=0.665
			EXPANSION	E977	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L161	J83	J98	PIPE	E978	LENGTH(M)=0.43 U=0.665
			BEND	E979	KMUL=30
			PIPE	E980	LENGTH(M)=0.53 ECHG=-0.53 U=0.665
			BEND	E981	KMUL=30
			PIPE	E982	LENGTH(M)=0.28 U=0.665
			BEND	E983	KMUL=30
			PIPE	E984	LENGTH(M)=2.409 ECHG=-2.409 U=0.665
			VALVE	E985	KMUL=3
			PIPE	E986	LENGTH(M)=2.663 ECHG=-2.663 U=0.665
			EXPANSION	E987	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L162	J83	J105	PIPE	E988	LENGTH(M)=0.35 ECHG=-0.35 U=0.665
			BEND	E989	KMUL=16
			PIPE	E990	LENGTH(M)=0.77 ECHG=-0.62 U=0.665
			BEND	E991	KMUL=16
			PIPE	E992	LENGTH(M)=1.489 ECHG=-1.489 U=0.665
			VALVE	E993	KMUL=3
			PIPE	E994	LENGTH(M)=2.663 ECHG=-2.663 U=0.665
			EXPANSION	E995	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40
L163	J98	J99	PIPE	E996	LENGTH(M)=1.13 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L164	J99	J100	PIPE	E997	LENGTH(M)=3.16 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
L165	J84	J100	PIPE	E998	LENGTH(M)=0.37 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	E999	KMUL=30
			PIPE	F000	LENGTH(M)=0.58 U=0.665
			BEND	F001	KMUL=30
			PIPE	F002	LENGTH(M)=0.75 ECHG=-0.658 U=0.665
			BEND	F003	KMUL=16
			PIPE	F004	LENGTH(M)=1.969 ECHG=-1.968 U=0.665



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.26 Continuación						
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS	
			VALVE	F005	KMUL=3	
			PIPE	F006	LENGTH(M)=2.663 ECHG=-2.663 U=0.665	
			EXPANSION	F141	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40	
L166	J84	J106	PIPE	F007	LENGTH(M)=0.37 U=0.665	
			BEND	F008	KMUL=30	
			PIPE	F009	LENGTH(M)=0.3 ECHG=-0.3 U=0.665	
			BEND	F010	KMUL=30	
			PIPE	F011	LENGTH(M)=0.65 U=0.665	
			BEND	F012	KMUL=30	
			PIPE	F013	LENGTH(M)=1.704 ECHG=-1.704 U=0.665	
			VALVE	F014	KMUL=3	
			PIPE	F015	LENGTH(M)=2.643 ECHG=-2.643 U=0.665	
			EXPANSION	F016	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40	
L167	J100	J101	PIPE	F017	LENGTH(M)=1.63 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
L168	J101	J102	PIPE	F018	LENGTH(M)=0.65 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
L169	J85	J102	PIPE	F019	LENGTH(M)=0.37 ECHG=0.37 U=0.665	
			BEND	F020	KMUL=30	
			PIPE	F021	LENGTH(M)=0.42 U=0.665	
			BEND	F022	KMUL=30	
			PIPE	F023	LENGTH(M)=2.519 ECHG=-2.159 U=0.665	
			VALVE	F024	KMUL=3	
			PIPE	F025	LENGTH(M)=2.673 ECHG=-2.673 U=0.665	
			EXPANSION	F026	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40	
L170	J85	J107	PIPE	F027	LENGTH(M)=0.95 U=0.665	
			BEND	F028	KMUL=30	
			PIPE	F029	LENGTH(M)=0.45 ECHG=-0.45 U=0.665	
			BEND	F030	KMUL=16	
			PIPE	F031	LENGTH(M)=0.78 ECHG=0.63 U=0.665	
			BEND	F032	KMUL=16	
			PIPE	F033	LENGTH(M)=1.689 ECHG=-1.689 U=0.665	

Tabla 1.A.26 Continuación						
LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS	
			VALVE	F034	KMUL=3	
			PIPE	F035	LENGTH(M)=2.673 ECHG=-2.673 U=0.665	
			EXPANSION	F036	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40	
L171	J102	J103	PIPE	F037	LENGTH(M)=0.77 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
L172	J103	J104	PIPE	F038	LENGTH(M)=1.84 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
L173	J86	J104	PIPE	F039	LENGTH(M)=0.46 ECHG=-0.46 U=0.665	
			BEND	F040	KMUL=16	
			PIPE	F041	LENGTH(M)=1.08 ECHG=-0.86 U=0.665	
			BEND	F042	KMUL=16	
			PIPE	F043	LENGTH(M)=1.034 ECHG=-1.034 U=0.665	
			VALVE	F044	KMUL=3	
			PIPE	F045	LENGTH(M)=2.633 ECHG=-2.633 U=0.665	
			EXPANSION	F046	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40	
L174	J86	J108	PIPE	F047	LENGTH(M)=0.37 U=0.665	
			BEND	F048	KMUL=30	
			PIPE	F049	LENGTH(M)=0.4 ECHG=-0.399 U=0.665	
			BEND	F050	KMUL=30	
			PIPE	F051	LENGTH(M)=0.65 U=0.665	
			BEND	F052	KMUL=30	
			PIPE	F053	LENGTH(M)=1.197 ECHG=-1.197 U=0.665	
			VALVE	F054	KMUL=3	
			PIPE	F055	LENGTH(M)=2.663 ECHG=-2.663 U=0.665	
			EXPANSION	F056	NOMI=6 NOMO=16 SCHED= 40	
L175	J104	J109	PIPE	F057	LENGTH(M)=1.621 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
			VALVE	F058	NOMI=16 NOMO=16 SCHED= 40 KMUL=3	
			PIPE	F059	LENGTH(M)=0.78 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
			EXPANSION	F060	IDIN=15 IDOUT=34.5	
L176	J105	J106	PIPE	F061	LENGTH(M)=2.68 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
L177	J106	J107	PIPE	F062	LENGTH(M)=2.45 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	
L179	J107	J108	PIPE	F063	LENGTH(M)=2.33 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665	



II.1.A Simulación de Instalaciones Superficiales

Tabla 1.A.26 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
L180	J112	J105	PIPE	F064	LENGTH(M)=2.43 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			CONTRACTION	F065	NOMI=16 NOMO=14 SCHED= 40
			VALVE	F066	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	F067	LENGTH(M)=1.19 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L181	J113	J112	PIPE	F068	LENGTH(M)=2.3 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L182	J113	J98	PIPE	F069	LENGTH(M)=2.02 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			CONTRACTION	F070	NOMI=16 NOMO=14 SCHED= 40
			VALVE	F071	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	F072	LENGTH(M)=1.19 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L183	J114	J113	PIPE	F073	LENGTH(M)=2.3 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L184	J114	J91	PIPE	F074	LENGTH(M)=2.102 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			CONTRACTION	F075	NOMI=16 NOMO=14 SCHED= 40
			VALVE	F076	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	F077	LENGTH(M)=1.19 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L185	J115	J114	PIPE	F078	LENGTH(M)=0.558 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L186	J115	J87	PIPE	F079	LENGTH(M)=2.258 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			CONTRACTION	F080	NOMI=16 NOMO=14 SCHED= 40
			VALVE	F081	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	F082	LENGTH(M)=1.19 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	F083	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	F084	LENGTH(M)=1.342 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L187	J115	J116	PIPE	F085	LENGTH(M)=0.71 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	F086	NOMD=14 SCHED= 40 KMUL=30
			PIPE	F087	LENGTH(M)=1.438 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	F088	NOMI=14 NOMO=14 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	F089	LENGTH(M)=1.16 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	F090	NOMI=14 NOMO=24 SCHED= 40
L188	J116	J117	PIPE	F091	LENGTH(M)=1.47 NOMD=14 SCHED= 40 U=0.665
L189	J117	J118	PIPE	F092	LENGTH(M)=10.628 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	F093	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=16

Tabla 1.A.26 Continuación

LÍNEA	DE	A	ACCESORIO	NOMBRE	CARACTERÍSTICAS
			PIPE	F094	LENGTH(M)=1.962 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
			BEND	F095	NOMD=24 SCHED= 40 KMUL=16
			PIPE	F096	LENGTH(M)=0.4 NOMD=24 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	F142	IDIN=22.624 IDOUT=34.5
			PIPE	F097	LENGTH(M)=1.54 ID=34.5 U=0.665
			BEND	F098	ID=34.5 KMUL=30
			PIPE	F099	LENGTH(M)=1.48 ID=34.5 U=0.665
L190	J108	J109	PIPE	F100	LENGTH(M)=1.81 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			VALVE	F101	NOMI=16 NOMO=16 SCHED= 40 KMUL=3
			PIPE	F102	LENGTH(M)=0.78 NOMD=16 SCHED= 40 U=0.665
			EXPANSION	F103	IDIN=15 IDOUT=34.5
			BEND	F104	ID=34.5 KMUL=30
			PIPE	F105	LENGTH(M)=2.3 ID=34.5 U=0.665
L191	J109	J110	PIPE	F106	LENGTH(M)=2.3 ID=34.5 U=0.665
L192	J110	J111	PIPE	F107	LENGTH(M)=1.9 ID=34.5 U=0.665
L193	J111	J118	PIPE	F108	LENGTH(M)=1.4 ID=34.5 U=0.665
L194	J118	SNK4	PIPE	F109	LENGTH(M)=3.038 ECHG=3.038 ID=34.5 U=0.665
			BEND	F110	ID=34.5 KMUL=30
			CONTRACTION	F111	IDIN=34.75 IDOUT=28.75
			PIPE	F112	LENGTH(M)=4.925 NOMD=30 SCHED= 30 U=0.665
			VALVE	F113	NOMI=30 NOMO=30 SCHED= 30 KMUL=3
			PIPE	F114	LENGTH(M)=1.94 NOMD=30 SCHED= 30 U=0.665



B. Optimización del Flujo Multifásico en un Campo Productor de Aceite y Gas

RESUMEN

En este estudio se demuestra el incremento potencial de hasta un 24% en la estación de recolección RDS1 de un campo productor de aceite (Campo A) mediante el uso del optimizador NETOPT. Una parte del Campo A (la estación de recolección RDS1) ha sido optimizado para sugerir a su Operadora la forma en la que se llevaría a cabo la optimización integral de todo el Campo. La estación de recolección RDS1 ha sido modelada utilizando simulación y optimización de fluidos multifásicos. RDS1 consta de dieciséis pozos fluyentes. El flujo original de operación era de 21,065 SBPD. El flujo final optimizado ha sido calculado en 26,150 SBPD, es decir, un incremento del 24%. Esta cantidad, traducida en precios del petróleo actuales (1997) representa un incremento en las ganancias de aproximadamente \$33 millones de dólares por año.

INTRODUCCIÓN

El Campo A consta de alrededor de 400 pozos interconectados mediante un sistema complejo de recolección dividido en cinco estaciones principales: RDS1 (30 pozos), RDS2 (100 pozos), BU1 (100 pozos), RDS3 (100 pozos) y BU2 (48 pozos), las cuales entregan su producción a una línea de flujo común. La Operadora ha solicitado una demostración del optimizador de flujo multifásico NETOPT mediante un estudio piloto de la estación RDS1. El reporte que se presenta, detalla las técnicas de optimización multifásica y los resultados del estudio piloto. Los resultados serán utilizados para dar un panorama general de la optimización del flujo multifásico de todo el Campo A.

CONTEXTO

Actualmente los sistemas de soporte de los campos productores de aceite consisten de un gran rango de aplicaciones de software (y hardware) que soportan áreas específicas de la producción, sus actividades y funciones de negocio. Las aplicaciones de software para flujo multifásico, variables de operación, restricciones y dinámicas del mercado crean un ambiente extremadamente complejo para el control y la optimización, particularmente cuando estas acciones se llevan a cabo para todo un campo de producción o más aún, para toda una compañía.

La optimización de todo un campo es rara vez realizada de forma intuitiva, en su lugar, ésta requiere del modelado riguroso y del uso de sofisticadas técnicas de solución pero los beneficios son potencialmente grandes. Las Operadoras que exitosamente completan esta tarea, tendrán una gran ventaja competitiva basada en sus sistemas de información, lo que resulta en una operación con mayor ganancia y mayores niveles de producción, así como un mejor manejo de sus



operaciones desde el yacimiento hasta la refinería. Asociado a este problema, están los procesos de negocio existentes que en ocasiones inhiben el flujo completo de información desde ingeniería de yacimientos al procesamiento posterior y su transporte. Actualmente cada una de las partes involucradas en la cadena que une al aceite y gas del subsuelo con sus unidades de procesamiento usa su modelo particular y representaciones de todo el proceso. El uso de un solo modelo que una el flujo de información y los procesos de negocio proveerá un enfoque universal sobre el modelo del negocio, permitirá que las organizaciones respondan más expeditamente y mejoren la forma en que se formula y optimizan sus ganancias.

NETOPT es una herramienta que se desarrolló en conjunto con MOBIL Research y se definió como una solución para el manejo total de la optimización de campos productores de aceite y gas. Este software está construido sobre la base del modelado riguroso del flujo de fluidos multifásico y la tecnología probada de optimización de Programación Cuadrática Sucesiva (SQP por sus siglas en inglés) y acoplada de forma iterativa a los simuladores de yacimientos, así como con el potencial de ser integrados a sistemas de adquisición de datos en línea (SCADA o DCS). Los avances en la tecnología de la simulación hacen posible la creación de software para la planeación y optimización para sistemas de producción totales, lo que permite la optimización de la producción y el incremento de las ganancias de los Activos en millones de dólares por año derivados del mejoramiento de la producción de los pozos en valores superiores al diez por ciento.

Mediante un proyecto con Geoquest Reservoir Technologies la simulación de las redes superficiales y la tecnología de optimización han sido integradas a la simulación de yacimientos para modelar el comportamiento del flujo de fluidos, en un solo bloque, desde el yacimiento hasta las instalaciones superficiales. La integración es llevada a cabo mediante un algoritmo iterativo que minimiza la diferencia entre los flujos de los pozos calculados por los dos simuladores (yacimientos y superficie) dadas las presiones de fondo fluyente de los pozos.

La disponibilidad de esta tecnología permite la formulación y solución de los siguientes problemas:

- Optimización de las instalaciones superficiales
- Integración con simuladores de yacimientos
- Optimización y planeación de un todo un campo productor de aceite y gas

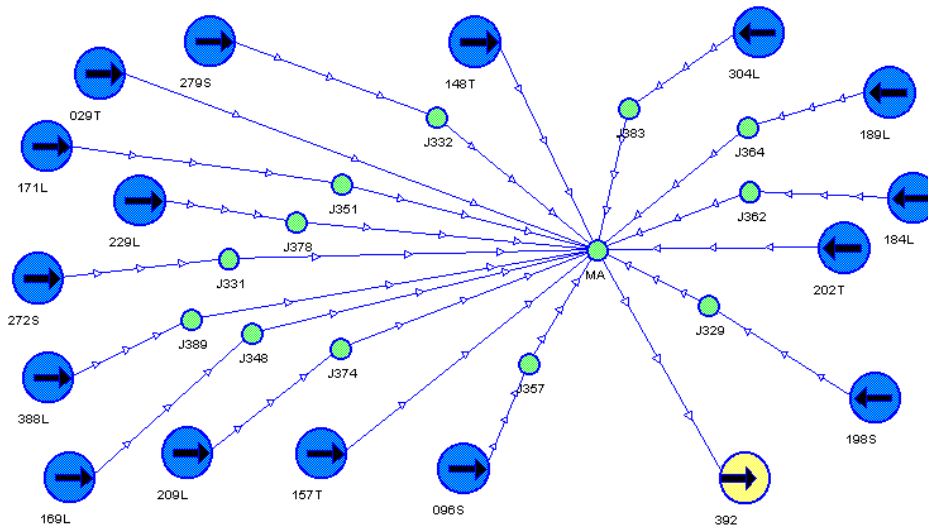
Particularmente hablando, igualmente permite la formulación de estrategias para la optimización de gas de inyección (gas lift), localización del gas lift, operación de compresores en todo el campo de producción, planeación de la producción en función del tiempo, diseño de ductos, ajuste de valores de variables de instalaciones superficiales y yacimiento, inhibición de producción de hidratos, contenido de contaminantes, ajuste de valores de campo y optimización de la producción.



DESCRIPCIÓN DE LA ESTACIÓN RDS1

La estación RDS1 está definida por la Operadora con dieciséis pozos con conexiones que se unen a un sistema de recolección y transmisión con una presión de descarga de 460 psig. Todos los datos del flujo multifásico y características de la red fueron proporcionados por la Operadora los cuales fueron ajustados al modelo de simulación en una visita a la estación en mayo de 1997. El esquema del estudio se muestra en la Figura 1.B.1.

Figura 1.B.1. Esquema RDS1



De los datos originalmente proporcionados por la Operadora y de los datos ajustados durante la visita a la estación, se presentan en la Tabla 1.B.1 los datos de los pozos definidos dentro de la estación RDS1 que han sido usados para la optimización.

Tabla 1.B.1. Datos de Pozos de la Estación RDS1

POZO	GOR (FT ³ /BBL)	CORTE DE AGUA (%)	PRESIÓN DEL YACIMIENTO (PSIG)	ÍNDICE DE PRODUCTIVIDAD (BBL/DAY/PSI)
304L	788	0.5	3391	0.9
148T	905	0.4	3488	3
279S	788	0	3415	8
029T	788	0	3286	8
171L	788	0	3512	1
229L	788	1.2	3306	0.9
272S	788	0	2917	8
388L	788	0.4	3579	1.6
169L	788	0	3200	0.4
209L	788	0.2	3351	0.7
157T	905	0.5	3138	1.9
096S	788	0	2754	18



**II.1.B Optimización de Flujo Multifásico en un
Campo Productor de Aceite y Gas**

198S	788	0.05	3000	8
202T	788	0	3200	1.2
184L	788	3.4	3200	0.7
189L	788	3.6	3200	0.8

Los datos de la tubería de producción (tubing) y estranguladores proporcionados por la Operadora para los pozos definidos para la estación RDS1 se presentan en la Tabla 1.B.2.

POZO	TUBING	PROFUNDIDAD DE ALAMBRE (MWD) (FT)	DIÁMETRO DEL TUBING (INS)	DIÁMETRO DEL ESTRANGULADOR (INS)
304L	E267	8438	2.375	0.25
148L	E145	8567	2.875	0.5
279S	E183	8302	3.5	0.594
029T	E003	8289	2.875	1.375
171L	E178	8496	2.375	0.313
229L	E254	8463	2.375	0.438
272S	E021	8191	4.5	0.813
388L	E282	8479	2.875	0.281
169L	E152	8523	2.375	0.375
209L	E244	8541	2.875	0.313
157T	E009	8542	2.875	0.375
096S	E203	8121	3.5	0.66
198S	E179	8099	4.5	0.375
202T	E239	8323	2.875	0.25
184L	E216	8437	2.375	0.188
189L	E221	8420	2.375	0.188

Los diámetros de las líneas de flujo, accesorios y elevaciones de las tuberías para la estación RDS1 utilizados fueron los proporcionados por la Operadora. En los casos en que los datos eran dudosos, particularmente en las elevaciones, éstos fueron ajustados a condiciones de operación conocidas o estimadas. Para las líneas de escurrimiento de algunos pozos, se adicionó un accesorio “dpt” para tomar en cuenta la caída de presión en el sistema de tuberías que no pudieron ser modeladas. La Figura 1.B.2 muestra una ventana de ingreso de información típica del simulador para la adición y definición de accesorios. La Figura 1.B.3 muestra los accesorios que definen al pozo 148T.

La metodología empleada para construir la optimización para este estudio es la siguiente: Se crearon archivos individuales para cada uno de los pozos de producción en NETOPT, utilizando la geometría de los pozos, los datos de PVT y del yacimiento fueron extraídos de bases de datos existentes. Los resultados obtenidos de estas simulaciones fueron luego comparados con una gran variedad de datos de pruebas de presión y sus históricos y así los modelos de NETOPT fueron ajustados utilizando la opción de ajuste del optimizador, en donde se minimiza el error entre las variables calculadas y los valores conocidos. Se llevaron a cabo luego análisis de sensibilidad para determinar qué datos de entrada de los modelos tenía el mayor efecto en la obtención de buenos ajustes.

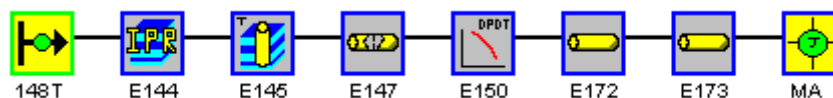


Típicamente, los parámetros de ajuste son la presión del yacimiento, la rugosidad de las líneas de flujo, la eficiencia de flujo, la elevación de las tuberías, la transferencia de calor del pozo y la longitud equivalente de los accesorios. Típicamente, los datos conocidos hacia los que los modelos son ajustados son la presión en la cabeza, la temperatura en la cabeza, la presión del separador, el método para el cálculo de la caída de presión y el flujo de prueba del pozo.

En la simulación, las características termodinámicas de la mezcla de aceite, gas y agua fueron calculadas utilizando las correlaciones estándar para el aceite negro (black oil) junto con un conjunto definido de datos de contaminantes. Dos conjuntos de datos de PVT fueron definidos para representar los diferentes grupos de fluidos, dada la caracterización del yacimiento correspondiente a la estación RDS1. Para el riser, se definió el coeficiente de transferencia de calor en 5.5 btu/hr-ft²-F y la correlación para el cálculo de la caída de presión la de Orkiszewski proporcionó la representación más precisa. Para las líneas de flujo, la correlación de Duckler – Flannigan ofrece un buen ajuste. En toda la optimización, un gran número de parámetros deben ser analizados y ajustados. El resto de los parámetros, incluyendo la tolerancia de la convergencia, la segmentación automática de las líneas de escurrimiento y el número de cálculos son aquellos definidos por omisión en NETOPT. El archivo de palabras clave de este caso de estudio se presenta en el Apéndice Uno.

Figura 1.B.2. Ingreso de datos para el pozo 279S y el riser E183

Figura 1.B.3. IPR, Riser, Estrangulador, Accesorio DPDT y dos líneas de escurrimiento para el pozo 148T





TECNOLOGÍA DE SIMULACIÓN Y OPTIMIZACIÓN MULTIFÁSICA

El modelo de simulación de la estación está basado en un algoritmo generalizado para sistemas en estado estacionario que resuelve los balances de materia, energía y presiones aplicables a redes de producción y distribución multifásicas. La red analizada está definida en términos de fuentes (pozos productores), sumideros (puntos de entrega) y nodos, todos ellos conectados por líneas. Los elementos de una línea pueden incluir una serie de accesorios que representan el flujo multifásico y en una sola fase a través de cambios de presión y temperatura tales como tuberías, líneas de producción, compresores, estranguladores e IPR's de yacimientos.

Las caídas de presión en las líneas de producción y de escurrimiento son calculadas de un gran número de correlaciones que se pueden aplicar a flujo en una sola fase o multifásico. El modelo de flujo de Fortunati es usado para los estranguladores y así asegurar una transición suave entre el flujo crítico y subcrítico. Existen varios modelos de índice de productividad que se pueden seleccionar para las diferentes características de los yacimientos en la cara de la arena. Para yacimientos gasíferos, se incluyen la ecuación convencional de Fetkovich y la formulación LIT (Laminar – Inertial – Turbulent). La acumulación entre el yacimiento y la cara de la arena puede ser definida convencionalmente (Fetkovich) o como una función de la pseudo presión (aplicable a formaciones compactas). Para pozos productores de aceite y gas existen varios métodos, desde el simple índice de productividad (PI) y tablas de datos, hasta ligas iterativas a simuladores de yacimiento. La estación RDS1 del Campo A usa índices de productividad y está disponible un análisis en función del tiempo para efectos de la planeación de la producción, en el cual los efectos de la acumulación transiente han sido ignorados dados los intervalos de tiempo considerados (años). Todos los modelos usados en la solución de la estación RDS1 del Campo A convergen en materia, energía y momentum lineal.

TECNOLOGÍA DE OPTIMIZACIÓN

El algoritmo de optimización dentro de NETOPT es una herramienta que permite ajustar las condiciones de operación de la totalidad de las instalaciones de producción. Las aplicaciones típicas son la minimización del costo del capital o la maximización de las ganancias.

De forma generalizada, el problema de la optimización puede ser formulado como:

Minimizar $f(x_1, x_2, \dots, x_n)$ función objetivo

Dadas

$g_i(x_1, x_2, \dots, x_n) \leq 0, i = 1, \dots, m$ restricciones
 $X_{i,mini} \leq X_i \leq X_{i,maxi}$ límites



En donde n es el número de variables de decisión y m es el número de restricciones.

NETOPT requiere de una función objetivo y de al menos una variable de decisión para encontrar una respuesta. Adicionalmente, se deben especificar los límites superior e inferior de dicha variable. El número de restricciones que puede ser definido es independiente del número de variables de decisión. No existe un límite superior en el tamaño del problema que puede ser resuelto, el cual está dado por el hardware y software del sistema que se utilice.

Al menos se requiere de una función objetivo, si se definen varias funciones objetivo, al menos una tiene que ser calculada dentro de NETOPT. La función objetivo puede ser dirigida a una variable de diseño o de comportamiento del proceso. Puede ser expresada como un criterio operacional (por ejemplo, máxima recuperación o mínima pérdida) o como un criterio económico (por ejemplo mínimo costo de la máxima ganancia). La Calculadora puede ser usada para desarrollar funciones objetivo más complejas, la cual usa expresiones estándar de FORTRAN, y definir así una gran variedad de factores de diseño y económicos. Finalmente, la función objetivo puede ser definida mediante una subrutina añadida por el usuario. Note que la función objetivo debe ser continua en la región de interés. La optimización tendrá un buen comportamiento si la función objetivo muestra una buena superficie respuesta hacia la variable, la cual no debe ser muy plana ni muy curva. Desafortunadamente, en la práctica, muchas funciones objetivo tienden a ser algo planas lo que puede causar que la optimización termine en diferentes soluciones cuando se utilizan diferentes valores iniciales. Estas soluciones, que son válidas dentro de la tolerancia, tendrán valores similares en las funciones objetivo pero con valores de variables de decisión muy diferentes. Por lo que se debe de tener mucho cuidado cuando se determinen los valores iniciales para una función objetivo.

Cualquier valor definido como fijo dentro de la red puede ser usado como una variable de decisión para la optimización. Esto incluye los flujos en los nodos o propiedades, condiciones de accesorios y resultados de la calculadora. NETOPT requiere de límites superior e inferior para las variables de decisión. Para un mejor comportamiento de la optimización, estos límites deben ser escogidos de forma tal que reflejen el rango real dentro del cual los valores de la red se esperan.

Las restricciones definen el dominio de las soluciones aceptables para la optimización, esto es, se definen los rangos en que los valores de la red deben caer (dentro de cierta tolerancia) para representar una solución aceptable al problema de la optimización. Si un rango no es definido por el usuario, NETOPT usará un rango por omisión del 20% al 500% del valor definido para la restricción. Es muy recomendable que los usuarios ingresen sus propios rangos. Si se suministran varios rangos, NETOPT usará el rango que provea mayor acercamiento a la restricción. Las restricciones pueden ser hechas para valores de diseño o de comportamiento, incluyendo valores definidos dentro de un procedimiento en una Calculadora.

La optimización introduce una iteración externa en el ciclo de cálculo de una red. El problema es resuelto repetitivamente hasta que el programa determina que



se ha llegado a una solución óptima.

La función objetivo para la estación RDS1 del Campo A determina el máximo flujo estándar en el nodo 392 variando los diámetros internos de los dieciséis pozos (variables de decisión). Las restricciones que se añadieron están definidas para los diámetros internos de los estranguladores. La metodología empleada para la optimización fue la siguiente:

- El caso base siempre se resolvió separadamente. Los resultados se revisaron cuidadosamente para asegurar que la definición del problema y su solución fueran exactamente lo solicitado y para ello el modelo se ajustó a los datos de prueba de los pozos y condiciones de la red.
- Se seleccionaron cuidadosamente los límites y restricciones para asegurar que la solución de la red fuera real dentro de todo el espacio solución. La red no se resolverá si, por ejemplo, los flujos o las temperaturas absolutas fueran negativos.
- Las tolerancias de la red pueden ser más rigurosas para mejorar la precisión, lo que permite al programa obtener buenas derivadas de primer orden.

NETOPT utiliza la Programación Cuadrática Sucesiva (SQP)^{8,9} para resolver la optimización no lineal. El algoritmo consiste de los siguientes pasos. Para simplificar la notación, se define $x_k = (x_{1,k}, x_{2,k}, \dots, x_{n,k})$ como el vector de las variables de optimización que definen el estado del sistema.

1. Ajustar el contador de ciclos en $k = 1$ y resolver la red para x_1 .
2. Perturbar cada variable de optimización por una cantidad h_i y resolver la red. Usar la solución del caso base y las n soluciones adicionales de la red para aproximar las primeras derivadas de la función objetivo y las restricciones vía diferencias finitas.
3. Si $k \geq 2$, use las derivadas de primer orden de los ciclos previo y actual para aproximar las derivadas de segundo orden.
4. Resolver la aproximación cuadrática para el problema de optimización no lineal (subproblema QP). Esto produce una dirección de búsqueda d_k . Fijar el paso de búsqueda $alpha = 1$
5. Resolver la red para $x_{k+1} = x_k + alpha * d_k$.
6. Si la solución de la red en x_{k+1} no muestra suficiente mejoría comparado con la solución en x_k , reduzca el tamaño de $alpha$ y regrese al paso 4.
7. Establecer a x_{k+1} como el nuevo caso base. Fije $k = k+1$ y regrese al paso 2.

Se incluyen varias pruebas después de los pasos 3 y 4 para determinar si las tolerancias de convergencia son satisfechas.

El algoritmo de programación cuadrática usado en el paso 3 automáticamente determina cuáles de las restricciones están en su límite o activas, es decir cuáles de las desigualdades para las restricciones $g_i(x) \leq 0$ son satisfechas como igualdades $g_{i,A}(x) = 0$ para un cierto valor de las variables de



optimización. Adicionalmente, el algoritmo de programación cuadrática asegura que las variables de optimización no excedan sus límites y determina cuáles de ellas se encuentran exactamente en los límites (por ejemplo, $x_1 = x_{1,maxi}$).

Note que cada ciclo en la optimización incluye a los pasos 2 a 6. Si el algoritmo tiene que regresar al paso 4, esta iteración es referida como una búsqueda lineal. Las iteraciones con búsqueda lineal son comunes inicialmente, sin embargo si las iteraciones lineales están necesariamente muy cerca de la solución, esto frecuentemente indica que el error en las derivada de primer orden es muy grande y el algoritmo tiene dificultades para alcanzar las tolerancias de convergencia. NETOPT calcula las derivadas de primer orden de la función objetivo y las restricciones con respecto a las variables de optimización usando diferencias finitas. Cada variable es perturbada en un pequeño valor por separado y se resuelve la red. Una vez que la red se ha optimizado y las condiciones de operación apropiadas han sido determinadas, el algoritmo automáticamente realiza un análisis de sensibilidad hacia las restricciones y límites mediante multiplicadores de Lagrange.

En resumen, la optimización numérica del Campo A se lleva a cabo mediante su implementación física y con el análisis de la red multifásica en estado estacionario utilizando del algoritmo de Programación Cuadrática Sucesiva (SQP)^{3,4}. La matriz Hessiana es resuelta por una variación del algoritmo de Broyden Fletcher Shanno con la corrección de Powell. Este acercamiento ya ha sido utilizado para aplicaciones en la producción de aceite y gas para resolver problemas de optimización de campos con restricciones en el manejo de redes de inyección de vapor⁵, para mejorar la estrategia de operación de compresores en campos productores de gas⁶, y en la optimización de gas de levantamiento (gas lift)^{1,7,10}.

Para la optimización de la estación RDS1 del Campo A, las opciones, valores por omisión y métodos de ejecución del optimizador fueron cargados y mejorados para asegurar que el método de búsqueda empleado sobre la superficie de optimización no fuera plana pero que resultara en un óptimo estable para la red. La Figura 1.B.4 muestra la especificación de la función objetivo, esencialmente, la maximización del flujo de aceite. La Figura 1.B.5 detalla los valores usados para las opciones de optimización.

Figura 1.B.4. Selección de los Parámetros de la Función Objetivo

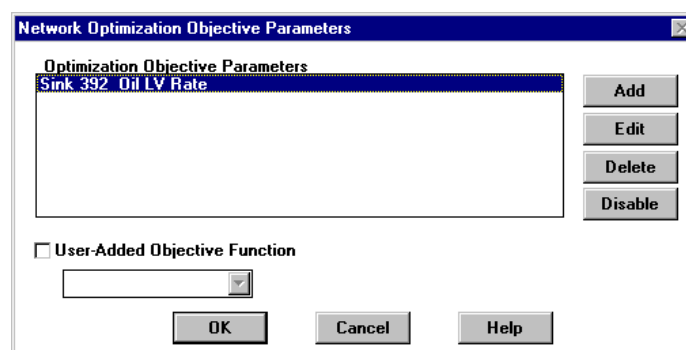
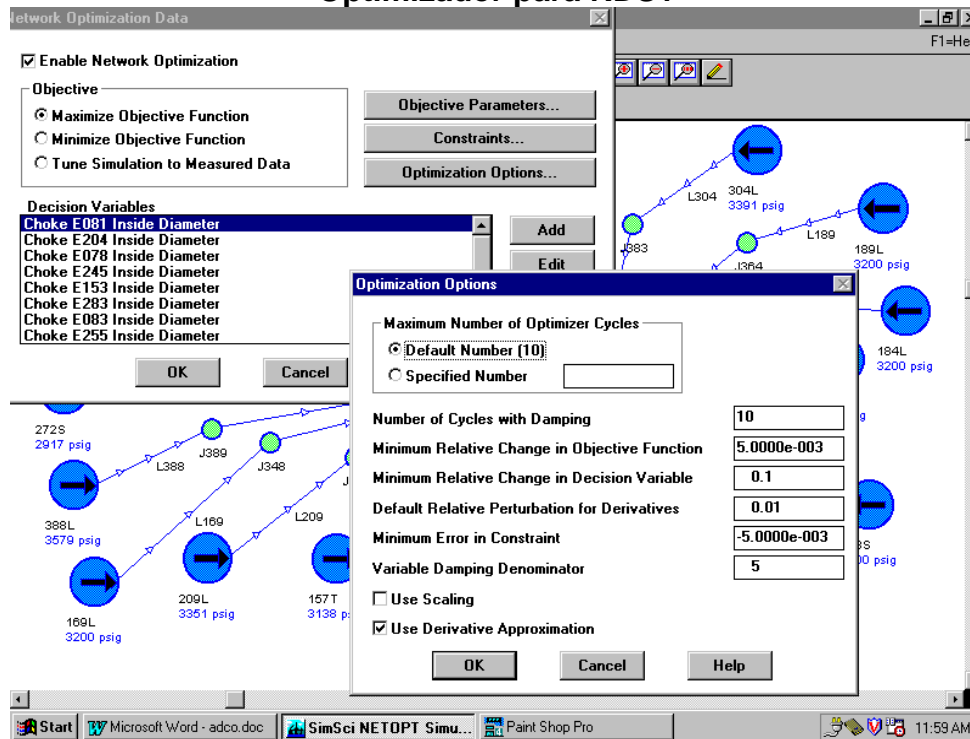




Figura 1.B.5. Especificación de las Opciones y Valores por Omisión del Optimizador para RDS1



RESULTADOS

Un gran número de resultados de la red optimizada se muestran en el Apéndice Dos. La Tabla 1.B.3 resalta los flujos de aceite y gas tanto para la red original como para la optimizada.

Tabla 1.B.3. Flujos Originales y Optimizados en los Pozos				
POZO	FLUJO DE ACEITE ORIGINAL (SBPD)	FLUJO DE GAS ORIGINAL (MMSCFD)	FLUJO DE ACEITE OPTIMIZADO (SBPD)	FLUJO DE GAS OPTIMIZADO (MMSCFD)
309L	212.7	0.1676	219.5	0.1690
198T	1997.8	1.7627	2320.2	2.998
279S	330.12	2.6019	9017.6	3.1659
029T	2063.2	1.6258	2085.6	1.6939
171L	980.9	0.7726	1079	0.8503
229L	922.7	0.7271	969.9	0.7693
272S	3756	2.9597	9082.5	3.217
388L	1132.7	0.8925	1550.2	1.2216
169L	239	0.1883	355.9	0.2805
209L	505.8	0.3986	756.1	0.5958
157T	1085.9	0.9823	1336.2	1.2093
096S	2626.2	2.0695	3276.6	2.582
198S	971.3	0.7659	2159.5	1.6978
202T	532.2	0.9193	718.1	0.5659
189L	359.2	0.2791	559.8	0.9911
189L	939.5	0.3929	673.9	0.5306
TOTAL	21065	16.95	26150	21.03



Los cambios correspondientes requeridos en el diámetro de los estranguladores para la optimización se muestran en la Tabla 1.B.4.

Tabla 1.B.4. Diámetros Internos de Estranguladores Original y Optimizado para RDS1			
POZO	ESTRANGULADOR	DIÁMETRO ORIGINAL (INS)	DIÁMETRO OPTIMIZADO (INS)
304L	E268	0.25	0.2528
148T	E147	0.5	0.6372
279S	E084	0.594	0.8246
029T	E079	1.375	1.5526
171L	E158	0.313	0.3626
229L	E255	0.438	0.5074
272S	E083	0.813	0.9418
388L	E283	0.281	0.3901
169L	E153	0.375	0.5206
209L	E245	0.313	0.4345
157T	E078	0.375	0.5206
096S	E204	0.66	0.8512
198S	E081	0.375	0.5206
202T	E240	0.25	0.2896
184L	E217	0.188	0.2396
189L	E222	0.188	0.2450

Los resultados de la optimización para los dieciséis pozos de la estación RDS1 claramente muestran que un incremento en la producción de alrededor de 5,084 Barriles Estándar Por Día (SBPD) es posible y representa un incremento en la producción de 24%. Esto ha sido posible mediante la variación de los diámetros de los estranguladores de los pozos de la estación. Los resultados muestran que una cantidad significativa del total del incremento (95%) se atribuyen a los pozos 279S y 198S y los cambios asociados en los diámetros internos.

De las conclusiones expuestas a continuación, los estranguladores E084 y E081 deben cambiar sus parámetros a aquellos calculados por NETOPT y se recomienda que las interacciones entre los pozos 279S y 198S se estudien con mayor profundidad.

CONCLUSIONES

La optimización de la estación RDS1 del Campo A que ha sido terminada y demuestra que existe un incremento potencial de la producción de aceite del 24% realizando cambios en la configuración de la red. Este estudio se realizó con los datos proporcionados por la Operadora para una cierta configuración del sistema. El estudio muestra el uso y beneficio de NETOPT y se recomienda que se realice el modelo completo e integrado del Campo A. Este modelo no toma en cuenta inestabilidades y otros problemas que no pueden determinarse de los datos suministrados.

La optimización de la producción, mediante el uso del algoritmo de programación cuadrática sucesiva, claramente identifica la máxima producción disponible de un campo productor dada ciertas restricciones operacionales. Adicionalmente muestra su superioridad con respecto a los métodos tradicionales para el análisis de la producción.



REFERENCIAS

1. K.E. Brown, *The Technology of Artificial Lift Methods*, PennWell Books, Tulsa (1984).
2. Fetkovich, M.J, *The Isochronal Testing of Oil Wells*, artículo SPE 4259, Presentado en el SPE-AIME 48th Annual Meeting, Las Vegas, Septiembre 30 - Oct 3 (1973).
3. Gill, P.E. and W. Murray, *Numerically Stable Methods for QP*, Math. Prog, **14**, 349 (1978).
4. Himmelblau, D.M. *Applied Nonlinear Programming*, McGraw Hill Book Co., Nueva York (1972).
5. Heiba, A., Barua, S. and Dutta-Roy, K. *Surface Facilities Management for Thermal Recovery Processes*, SPE Preprint No. 37259, Presentado en el SPE International Thermal and Heavy Oil Symposium, Bakersfield, California, Febrero (1997).
6. Dutta-Roy, K., Barua, S. and Heiba, A. *Computer-Aided Gas Field Planning and Optimization*, SPE Preprint No. 37447, Presentado en el Production Operations Symposium, Oklahoma City, Marzo (1997).
7. Dutta-Roy, K. and Kattapuram, J., *A New Approach to Gas-Lift Optimization*, SPE 38333, Presentado en el SPE Western Regional Meeting, Long Beach California, 25-27 Junio (1997).
8. Fletcher, R., 1987, *Practical Methods of Optimization*, Wiley.
9. Gill, P.E., Murray, W., and Wright, M.H., 1981, *Practical Optimization*, Academic Press.
10. Howell, A.J., *Optimization Software Revolutionizes the Design and Operation of Oil & Gas Fields*, ASCOPE, Jakarta, Noviembre 1997.



APÉNDICE 1.B.1

ARCHIVO DE PALABRAS CLAVE PARA LA ESTACIÓN RDS1 DEL CAMPO A



**II.1.B Optimización de Flujo Multifásico en un
Campo Productor de Aceite y Gas**

```

$ SIMSCI NETOPT Version 1.0 keyword file...
$
$      General Data Section
$
TITLE USER=JJAB, DATE=10/15/97, SITE=SIMSCI
$
DESCRIPTION
DESCRIPTION NETOPT OPTIMIZATION OF RDS1
DESCRIPTION
DESCRIPTION
$
DIMENSION RATE(LV)=BPD
$
PRINT INPUT=NONE      , FLASH=SUMMARY  , MAP=TAITEL  , *
DATABASE=FULL        , SIMULATOR=PART
$
CALCULATION NETWORK, Blackoil          , OPTIMIZATION, *
NOACCELERATION, PRANDTL
$
FCODE PIPE=DF, TUBING=ORK, RISER=ORK, *
ANNULUS=ORK
$
DEFAULT NOMD=4, SCHE= 40, NOMT=2.375, *
SCHT=TB01, IDRISER=4.026, IDANNULUS=6.065, *
PIPS=BUHASA, TAMBIENT=100, TGRAD=1.8, *
UPIPE=-2, UTUBING=-5.5, URISER=5.5, *
UANNULUS=5.5
$
SEGMENT AUTO=ON, DLHORIZ(FT)=2000, DLVERT(FT)=500
$
LIMITS PRES(MIN)=0, PRES(MAX)=5000, TEMP(MIN)=0, *
TEMP(MAX)=300
$
$      Network Data Section
$
$
NETWORK DATA
$
SOLUTION PBALANCE, FLOWAL=1, NOFR, *
MAXITER=30
$
TOLERANCE PRESSURE=2, RATE=10
$
$      PVT Data Section
$
$
PVT PROPERTY DATA
$
SET SETNO=1, GRAV(OIL,API)=39.2, GRAV(GAS,SPGR)=0.99, *
GRAV(WATER,SPGR)=1.13, CONT=0.06, 2.71, *
0
ADJUST TRES=250, VISC=0.24, COMP=0, *
PRES=2525, 2000, 700, *
FVF=1.55, 1.47, 1.31, *
SGOR=788, 624, 249
SET SETNO=2, GRAV(OIL,API)=40.6, GRAV(GAS,SPGR)=0.85, *
GRAV(WATER,SPGR)=1.13, CONT=0.13, 2.62, *
0.24
ADJUST TRES=260, VISC=0.256, COMP=0, *
PRES=2822, 2500, 500, *
FVF=1.63, 1.57, 1.28, *
SGOR=905, 785, 206
CORRELATION VISC(OIL)=Standing, SGOR=Standing, FVF=Standing
$
$      OPTIMIZATION Data Section
$
$
OPTIMIZATION DATA
OBJECTIVE SINK=392, VARIABLE=RATE(LV,OIL)
DECISION CHOKE=E081, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E204, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E078, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E245, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E153, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E283, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E083, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E255, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E158, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E079, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E240, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E217, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E222, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E268, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E147, VARIABLE=ID
DECISION CHOKE=E084, VARIABLE=ID
OPTPARAMETER MAXIMIZE, NOSCALE, LUDSAVE, *
DFACTOR=5, VARTOL=0.1, DEFPERT=0.01
$
$      End of OPTIMIZATION Data Section
$
$      Structure Data Section
$
$
STRUCTURE DATA
$

```

```

SOURCE NAME=020T, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=5286, TEMP=250, RATE(ESTI)=2000, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=725, *
YCORD=1019
$
SOURCE NAME=096S, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=2754, TEMP=250, RATE(ESTI)=1637, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=1349, *
YCORD=1698
$
SOURCE NAME=148T, PRIORITY=0, SETNO=2, *
PRES=3488, TEMP=260, RATE(ESTI)=1767, *
GOR=905, WCUT=0.4, XCORD=1369, *
YCORD=965
$
SOURCE NAME=157T, PRIORITY=0, SETNO=2, *
PRES=3138, TEMP=260, RATE(ESTI)=1115, *
GOR=905, WCUT=0.5, XCORD=1105, *
YCORD=1672
$
SOURCE NAME=169L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3200, TEMP=250, RATE(ESTI)=295, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=673, *
YCORD=1713
$
SOURCE NAME=171L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3512, TEMP=250, RATE(ESTI)=484, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=634, *
YCORD=1144
$
SOURCE NAME=184L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3200, TEMP=250, RATE(ESTI)=243, *
GOR=788, WCUT=3.4, XCORD=2121, *
YCORD=1233
$
SOURCE NAME=189L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3200, TEMP=250, RATE(ESTI)=540, *
GOR=788, WCUT=3.6, XCORD=2081, *
YCORD=1052
$
SOURCE NAME=198S, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3000, TEMP=250, RATE(ESTI)=1035, *
GOR=788, WCUT=0.05, XCORD=2056, *
YCORD=1576
$
SOURCE NAME=202T, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3200, TEMP=250, RATE(ESTI)=542, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=2003, *
YCORD=1319
$
SOURCE NAME=209L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3351, TEMP=250, RATE(ESTI)=370, *
GOR=788, WCUT=0.2, XCORD=875, *
YCORD=1671
$
SOURCE NAME=229L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3306, TEMP=250, RATE(ESTI)=671, *
GOR=788, WCUT=1.2, XCORD=793, *
YCORD=1238
$
SOURCE NAME=272S, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=2917, TEMP=250, RATE(ESTI)=2372, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=618, *
YCORD=1371
$
SOURCE NAME=279S, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3145, TEMP=250, RATE(ESTI)=2800, *
GOR=788, WCUT=0, XCORD=1051, *
YCORD=972
$
SOURCE NAME=304L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3391, TEMP=250, RATE(ESTI)=1113, *
GOR=788, WCUT=0.5, XCORD=1857, *
YCORD=949
$
SOURCE NAME=388L, PRIORITY=0, SETNO=1, *
PRES=3579, TEMP=250, RATE(ESTI)=387, *
GOR=788, WCUT=0.4, XCORD=635, *
YCORD=1542
$
SINK NAME=392 , PRES=460, RATE(ESTI)=17000, *
XCORD=1833, YCORD=1714
$
JUNCTION NAME=J329, PRES(ESTI)= 440, XCORD=1801, *
YCORD=1449
JUNCTION NAME=J331, XCORD=976, YCORD=1369
JUNCTION NAME=J332, XCORD=1333, YCORD=1125
JUNCTION NAME=J348, XCORD=1017, YCORD=1497
JUNCTION NAME=J351, PRES(ESTI)= 420, XCORD=1171, *
YCORD=1241
JUNCTION NAME=J357, PRES(ESTI)= 470, XCORD=1492, *
YCORD=1549

```



II.1.B Optimización de Flujo Multifásico en un
Campo Productor de Aceite y Gas

```
JUNCTION NAME=J362, XCORD=1871, YCORD=1254
JUNCTION NAME=J364, XCORD=1868, YCORD=1142
JUNCTION NAME=J374, XCORD=1168, YCORD=1523
JUNCTION NAME=J378, XCORD=1093, YCORD=1305
JUNCTION NAME=J383, XCORD=1664, YCORD=1110
JUNCTION NAME=J389, XCORD=912, YCORD=1473
JUNCTION NAME=MA, PRES(ESTI)= 400, XCORD=1610, *
YCORD=1354
$
LINK NAME=C029, FROM=029T, TO=MA, *
PRINT
IPR NAME=E001, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 2.3
TUBING NAME=E003, LENGTH=8289, NOMD=2.875, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E079, COEFFICIENT=0.5, ID=1.375
PIPE NAME=E167, LENGTH=13200, ECHG=34, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=C148, FROM=148T, TO=MA, *
PRINT
IPR NAME=E144, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 3
TUBING NAME=E145, LENGTH=8567, NOMD=2.875, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E147, COEFFICIENT=1.2, ID=0.5
DPDT NAME=E150, *
CURVE= 0, -100, 0 / 3000, -100, 0
PIPE NAME=E172, LENGTH=525, ECHG=-513, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E173, LENGTH=525, ECHG=500, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=C157, FROM=157T, TO=MA, *
PRINT
IPR NAME=E008, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 1.9
TUBING NAME=E009, LENGTH=8542, NOMD=2.875, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E078, COEFFICIENT=1.5, ID=0.375
DPDT NAME=E291, *
CURVE= 0, -180, 0 / 10000, -180, 0
PIPE NAME=E174, LENGTH=5609, ECHG=-526, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E175, LENGTH=5609, ECHG=500, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=C202, FROM=202T, TO=MA, *
PRINT
IPR NAME=E238, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 1.2
TUBING NAME=E239, LENGTH=8323, NOMD=2.875, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E240, COEFFICIENT=1.6, ID=0.25
PIPE NAME=E241, LENGTH=6609, ECHG=-300, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E242, LENGTH=6609, ECHG=250, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F096, FROM=J357, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E205, LENGTH=3723, ECHG=-600, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2, *
FCODE=BBM
PIPE NAME=E206, LENGTH=3723, ECHG=560, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2, *
FCODE=BBM
$
LINK NAME=F169, FROM=J348, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E198, LENGTH=7364, ECHG=-160, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E199, LENGTH=7364, ECHG=150, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F171, FROM=J351, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E200, LENGTH=4421, ECHG=-80, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E201, LENGTH=4421, ECHG=88, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F184, FROM=J362, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E218, LENGTH=6145.5, ECHG=-200, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E219, LENGTH=6145.5, ECHG=222, *
```

```
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F189, FROM=J364, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E223, LENGTH=3148.5, ECHG=-200, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E224, LENGTH=3148.5, ECHG=236, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F198, FROM=J329, TO=MA, *
RATE(ESTI)=1000, PRINT
PIPE NAME=E069, LENGTH=3215, ECHG=-255, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E113, LENGTH=3215, ECHG=250, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F209, FROM=J374, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E246, LENGTH=8495, ECHG=-260, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E247, LENGTH=8495, ECHG=200, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F229, FROM=J378, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E256, LENGTH=2781, ECHG=-200, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E257, LENGTH=2781, ECHG=214, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F272, FROM=J331, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E196, LENGTH=6970.5, ECHG=-329, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E197, LENGTH=6970.5, ECHG=320, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F279, FROM=J332, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E072, LENGTH=4166, ECHG=-434, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E115, LENGTH=4166, ECHG=400, *
NOMD=6, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F304, FROM=J383, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E269, LENGTH=1131.5, ECHG=-275, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E270, LENGTH=1131.5, ECHG=275, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=F388, FROM=J389, TO=MA, *
PRINT
PIPE NAME=E284, LENGTH=4772.5, ECHG=-320, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
PIPE NAME=E285, LENGTH=4772.5, ECHG=300, *
NOMD=4, SCHED= 40, U=2
$
LINK NAME=FM1B, FROM=MA, TO=392, *
PRINT
PIPE NAME=E229, LENGTH=5, ID=30, *
U=2
$
LINK NAME=L169, FROM=169L, TO=J348, *
PRINT
IPR NAME=E151, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 0.4
TUBING NAME=E152, LENGTH=8523, NOMD=2.375, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E153, COEFFICIENT=0.6, ID=0.375
$
LINK NAME=L171, FROM=171L, TO=J351, *
RATE(ESTI)=484, PRINT
IPR NAME=E156, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 1
TUBING NAME=E178, LENGTH=8496, NOMD=2.375, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E158, COEFFICIENT=1.8, ID=0.313
$
LINK NAME=L184, FROM=184L, TO=J362, *
PRINT
IPR NAME=E215, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 0.7
TUBING NAME=E216, LENGTH=8437, NOMD=2.375, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E217, COEFFICIENT=2.2, ID=0.188
$
LINK NAME=L189, FROM=189L, TO=J364, *
PRINT
```



II.1.B Optimización de Flujo Multifásico en un
Campo Productor de Aceite y Gas

```
IPR NAME=E220, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 0.8
TUBING NAME=E221, LENGTH=8420, NOMD=2.375, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E222, COEFFICIENT=2.5, ID=0.188
$
LINK NAME=L209, FROM=209L, TO=J374, *
PRINT
IPR NAME=E243, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 0.7
TUBING NAME=E244, LENGTH=8541, NOMD=2.875, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E245, COEFFICIENT=1.3, ID=0.313
$
LINK NAME=L229, FROM=229L, TO=J378, *
PRINT
IPR NAME=E253, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 0.9
TUBING NAME=E254, LENGTH=8463, NOMD=2.375, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E255, COEFFICIENT=1.3, ID=0.438
$
LINK NAME=L304, FROM=304L, TO=J383, *
PRINT
IPR NAME=E266, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 0.9
TUBING NAME=E267, LENGTH=8438, NOMD=2.375, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E268, COEFFICIENT=2.3, ID=0.25
DPDT NAME=E288, *
CURVE= 0, -300, 0 / 2000, -300, 0
$
LINK NAME=L388, FROM=388L, TO=J389, *
PRINT
IPR NAME=E281, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 1.6
TUBING NAME=E282, LENGTH=8479, NOMD=2.875, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E283, COEFFICIENT=2, ID=0.281
DPDT NAME=E290, *
CURVE= 0, 0, 0 / 5000, 0, 0
$
LINK NAME=S096, FROM=096S, TO=J357, *
PRINT
IPR NAME=E202, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 18
TUBING NAME=E203, LENGTH=8121, NOMD=3.5, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E204, COEFFICIENT=1.3, ID=0.66
DPDT NAME=E286, *
CURVE= 500, -100, 0 / 5000, -100, 0
$
LINK NAME=S198, FROM=198S, TO=J329, *
PRINT
IPR NAME=E012, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 8
TUBING NAME=E179, LENGTH=8099, NOMD=4.5, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E081, COEFFICIENT=1.2, ID=0.375
$
LINK NAME=S272, FROM=272S, TO=J331, *
PRINT
IPR NAME=E020, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 8
TUBING NAME=E021, LENGTH=8191, NOMD=4.5, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E083, COEFFICIENT=1.46, ID=0.813
$
LINK NAME=S279, FROM=279S, TO=J332, *
PRINT
IPR NAME=E030, TYPE=PI, *
IVAL=BASIS, 3, *
RVAL=PI, 8
TUBING NAME=E183, LENGTH=8302, NOMD=3.5, *
SCHED=TB01, U=5.5
CHOKE NAME=E084, COEFFICIENT=1.8, ID=0.594
$
$ End of keyword file...
$
END
```



APÉNDICE 1.B.2

ARCHIVO DE SALIDA: SECCIÓN DE OPTIMIZACIÓN PARA LA ESTACIÓN RDS1

```

SIMULATION SCIENCES INC.                                PAGE 46
PROJECT          NETOPT VERSION 1.0 B050
PROBLEM         OUTPUT          MJPHA
                OPTIMIZER REPORT 10/15/96
=====
                                OPTIMIZATION REPORT AT BEST POINT

DECISION VARIABLES
-----
NAME VARIABLE      LOWER  CURRENT  UPPER  MOVE  SHADOW  UNITS
                   BOUND   VALUE   BOUND
-----
E081 CHOKE ID      .0750   .5206   2.2500  .1456 11978.53 IN
E204 CHOKE ID      .1320   .8512   3.9600  .1912 1137.49 IN
E078 CHOKE ID      .0750   .5206   2.2500  .1456  457.31 IN
E245 CHOKE ID      .0626   .4345   1.8780  .1215  51.8738 IN
E153 CHOKE ID      .0750   .5206   2.2500  .1456 -254.25 IN
E283 CHOKE ID      .0562   .3901   1.6860  .1091 1424.37 IN
E083 CHOKE ID      .1626   .9418   4.8780  .1288 .000E+00 IN
E255 CHOKE ID      .0876   .5074   2.6280  .0694 -315.14 IN
E158 CHOKE ID      .0626   .3626   1.8780  .0496 1956.68 IN
E079 CHOKE ID      .2750   1.5526   8.2500  .1776 -13.2031 IN
E240 CHOKE ID      .0500   .2896   1.5000  .0396  5801.01 IN
E217 CHOKE ID      .0376   .2396   1.1280  .0516 -2012.95 IN
E222 CHOKE ID      .0376   .2450   1.1280  .0570  861.49 IN
E268 CHOKE ID      .0500   .2528   1.5000  .279E-02 .000E+00 IN
E147 CHOKE ID      .1000   .6372   3.0000  .1372  4555.19 IN
E084 CHOKE ID      .1188   .8246   3.5640  .2306 .000E+00 IN

CONSTRAINT VARIABLES
-----
NO CONSTRAINT VARIABLES

OBJECTIVE VARIABLES
-----
NAME TYPE          VALUE  UNITS
-----
392 BO OIL RATE    26150.21 SBPD

OBJECTIVE FUNCTION
-----
CURRENT VALUE OF OBJECTIVE FUNCTION = 26150.2096
CHANGE FROM VALUE AT START         = 5084.8914

SIMULATION SCIENCES INC.                                PAGE 47
PROJECT          NETOPT VERSION 1.0 B050
PROBLEM         OUTPUT          MJPHA
                OPTIMIZER HISTORY 10/15/96
=====
                                OPTIMIZER HISTORY

TYPE NAME  VARIABLE  CYCLE 1  CYCLE 2  CYCLE 3  CYCLE 4  BEST - 5
-----
DECI E081 CHOKE ID      .3750   .4125   .4492   .4853   .5206
DECI E204 CHOKE ID      .6600   .7260   .7907   .8318   .8512
DECI E078 CHOKE ID      .3750   .4125   .4492   .4853   .5206
DECI E245 CHOKE ID      .3130   .3443   .3750   .4050   .4345
DECI E153 CHOKE ID      .3750   .4125   .4492   .4853   .5206
DECI E283 CHOKE ID      .2810   .3091   .3366   .3636   .3901
DECI E083 CHOKE ID      .8130   .8943   .9740   .9577   .9418
DECI E255 CHOKE ID      .4380   .4818   .5247   .5160   .5074
DECI E158 CHOKE ID      .3130   .3443   .3750   .3687   .3626
DECI E079 CHOKE ID      1.3750  1.5125  1.6053  1.5787  1.5526
DECI E240 CHOKE ID      .2500   .2750   .2995   .2945   .2896
DECI E217 CHOKE ID      .1880   .2068   .2252   .2215   .2396
DECI E222 CHOKE ID      .1880   .2068   .2252   .2433   .2450
DECI E268 CHOKE ID      .2500   .2500   .2501   .2513   .2528
DECI E147 CHOKE ID      .5000   .5500   .5990   .5890   .6372
DECI E084 CHOKE ID      .5940   .6534   .7116   .7687   .8246
OBJE 392 BO OIL RATE    21065.32 22949.00 24622.72 25374.17 26150.21
OBJE FUNCTION          21065.32 22949.00 24622.72 25374.17 26150.21

```



C. Manejo Inteligente de Activos

RESUMEN

Se identificó la oportunidad de mejorar el comportamiento de un campo maduro costa afuera productor de gas y aceite como una estrategia para incrementar la producción global de hidrocarburos. La tecnología a emplear para obtener estas ganancias fue una combinación de Automatización y Optimización.

El proyecto fue asignado a ABB y la sección de optimización y el modelado de pozos, así como las interfaces requeridas para interactuar con el sistema de automatización lo realizó Edinburgh Petroleum Services Ltd. (EPS) con su tecnología Resource Optimizer (ReO).

La primera fase de este proyecto involucra la aplicación de estas tecnologías a 250 pozos, lo que implicó una ganancia identificada entre el 2% y el 7% lo que produjo una contribución adicional al comportamiento del campo de \$36 MM de dólares americanos (a precios de 2002).

INTRODUCCIÓN

El Proyecto de Automatización de la Producción emplea la tecnología ReO de EPS para la optimización dinámica del manejo del gas en el campo analizado, con lo que se intenta incrementar la producción de gas y aceite, aumentar la eficiencia de operación del campo y disminuir los costos de producción artificial (mayormente inyección de gas). La tecnología será aplicada a pozos, al sistema de recolección, transporte y tratamiento de aceite y al sistema de recolección, distribución y compresión de gas.

El proyecto tiene como fundamento la automatización y optimización de la producción de un campo productor de gas y aceite. La optimización es llevada a cabo en línea, es decir, los datos que alimentan al optimizador y los resultados obtenidos son manejados de forma electrónica y llevados al punto de origen y a las consolas, instrumentos o reportes que requieran de los parámetros de operación optimizados. Con este procedimiento se asegura la cantidad y calidad de los datos suministrados al optimizador, el manejo de la información optimizada, el monitoreo y diagnóstico de problemas del sistema.

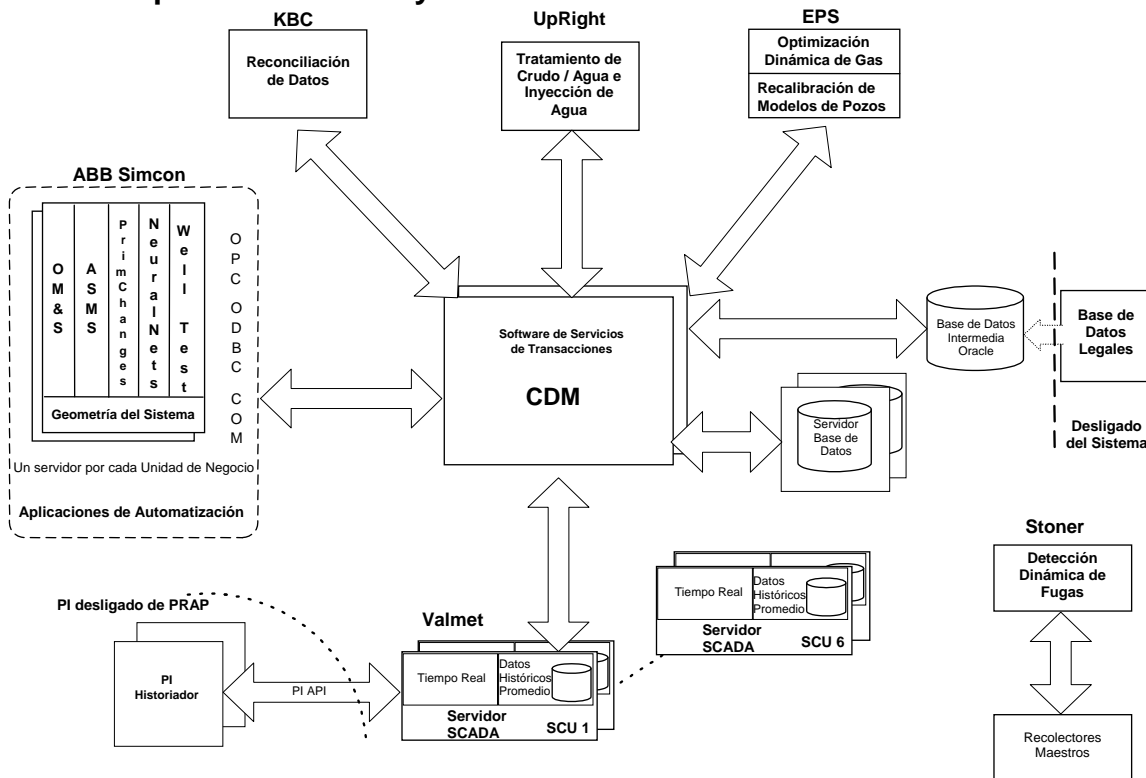
La Figura 1.C.1 muestra la arquitectura general del Proyecto de Automatización de la Producción. El proyecto fue asignado a ABB quien subcontrató los servicios de KBC y EPS para entregar una solución integral y complementar los servicios que ya se ofrecían. Todos los datos de la solución integral son almacenados (diferentes historiadores y bases de datos) y reconciliados (KBC) para luego ser usados por el resto de las aplicaciones. En términos generales, las Aplicaciones de Automatización involucran la detección de situaciones anormales y las medidas de producción para la optimización de pozos, así como su caracterización dinámica. La optimización del sistema de gas y el acceso automático a los modelos de los pozos son llevados a cabo por EPS. El diagnóstico de operación de los pozos es ejecutado por Stoner. Finalmente, y para completar el modelo económico también fue necesario tomar en cuenta los costos



II.1.C Manejo Inteligente de Activos

de deshidratación de crudo y la reinyección de agua al yacimiento, así como datos económicos del mercado (precios de venta, penalizaciones, impuestos, aranceles, etc.).

Figura 1.C.1
Arquitectura del Proyecto de Automatización de la Producción



La optimización del sistema de gas tiene como función principal el manejo dinámico del gas en el campo para maximizar las ganancias producto de la inyección de gas de levantamiento (incremento de la producción de gas, aceite y condensados) menos los costos de variaciones en la potencia (gas de combustión) y presiones de succión y descarga de compresores, presión del cabezal de la red del gas de levantamiento así como el volumen de gas de inyección al yacimiento y del tratamiento del agua de formación.

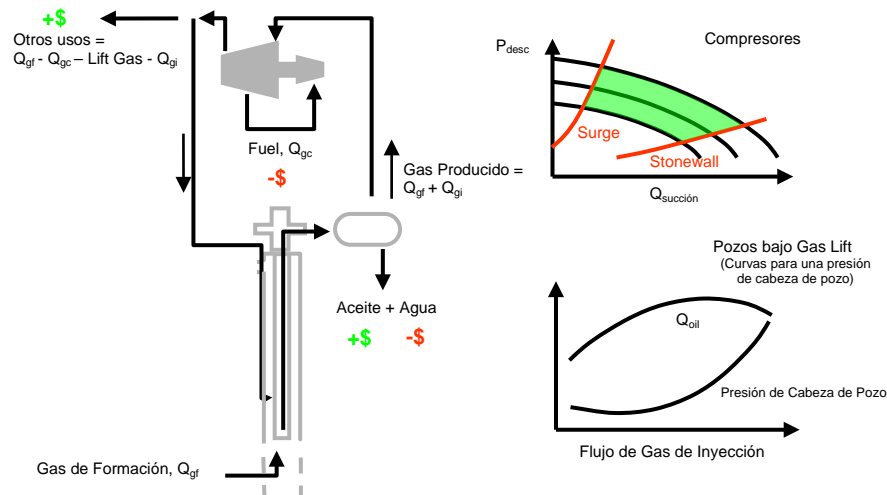
De acuerdo al diagrama de la Figura 1.C.2 aceite, agua y gas son producidos de los pozos, y posteriormente el gas y el líquido son separados. El líquido es bombeado al patio de tanques en donde se generan ganancias por la venta del aceite, y costos son generados por la disposición del agua.

El gas de baja presión es recolectado y llevado a las instalaciones de compresión. Una parte del gas es quemado como combustible para las turbinas que accionan los compresores. La mayor parte de la descarga del gas a alta presión es llevada de regreso a los pozos como gas de levantamiento, mientras que el resto es exportado hacia otros distritos generando así ganancias. Note que la descarga de los compresores incluye el gas de levantamiento y el gas exportado el cual es el gas de formación menos lo consumido como combustible.



El problema a resolver es la distribución óptima del gas de alta presión en cada uno de los pozos y para los otros usos, así como la determinación de las condiciones de operación de la red de recolección y distribución.

Figura 1.C.2 Optimización del Sistema de Gas. Pozos



El comportamiento individual de cada pozo con inyección de gas de levantamiento es función del volumen de gas inyectado. Con flujos bajos de gas de levantamiento se produce una disminución en la densidad del crudo lo que reduce los efectos de la fricción y de esta forma el volumen de crudo producido aumenta. Sin embargo, con altos volúmenes de gas de levantamiento, los efectos sobre la fricción son mayores con respecto a la disminución en la densidad lo que produce un gradiente de producción negativo. Como consecuencia existe un máximo en la producción de crudo en pozos con inyección de gas de levantamiento.

Por otro lado, la operación de los compresores centrífugos está definida por la presión de descarga y el flujo manejado por el equipo así como por los límites establecidos por las capacidades físicas del equipo. La presión de succión del compresor está relacionada con la presión en la cabeza del pozo (ver Figura 1.C.2). Es claro que cualquier solución recomendada por el optimizador debe tomar en cuenta la región de operación del equipo por lo que el modelo del compresor debe ser detallado.

Resolver este problema individualmente no proporciona valor agregado al sistema en general, por lo que se procede a resolverlo de forma integral.

El gas de baja presión es recolectado y llevado a las estaciones de compresión de donde se regresa a los pozos bajo inyección de gas de levantamiento (ver Figura 1.C-3). El grupo de líneas de inyección de gas asociado a un grupo de pozos se define como "Grupo de Flujo" de gas de alta presión. Estos grupos son formados para todo el campo productor y es así como se integra el problema de optimización (ver Figura 1.C.4), el cual se resuelve en dos niveles:



1. Pozos y Estaciones de Flujo.
2. Red de Gas de Inyección (recolección y distribución)

Figura 1.C.3 Optimización del Sistema de Gas. Grupos de Flujo

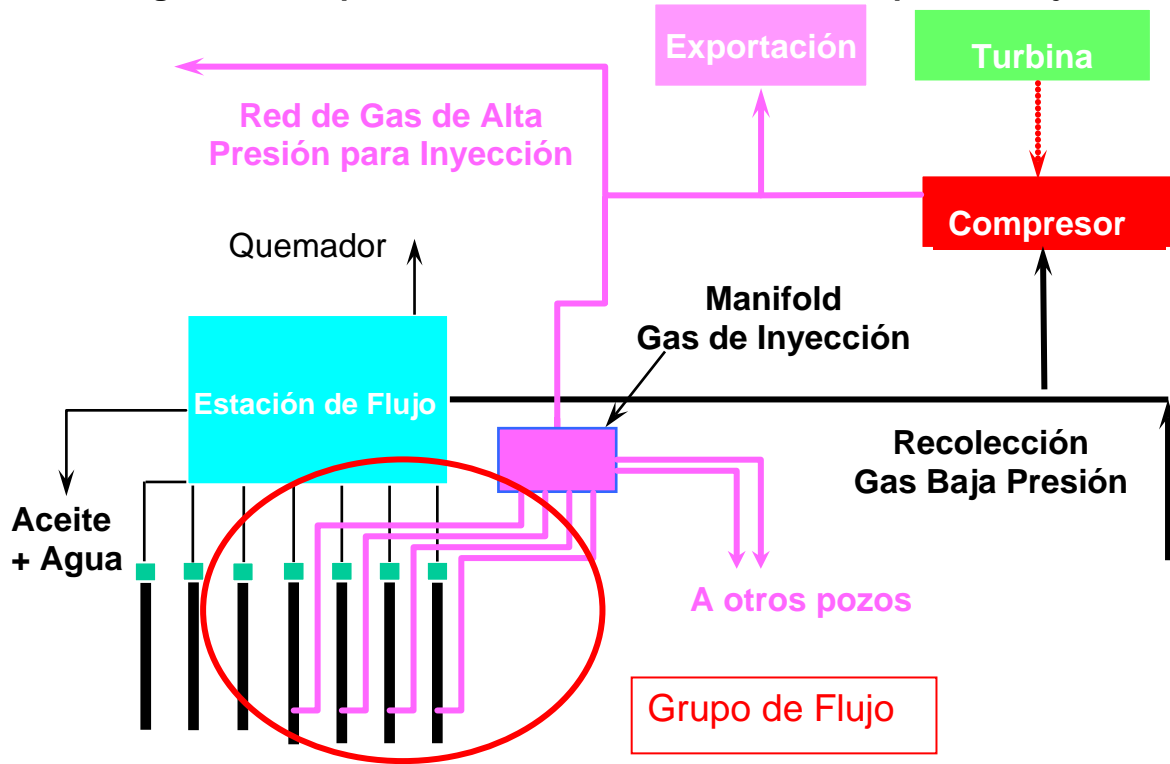
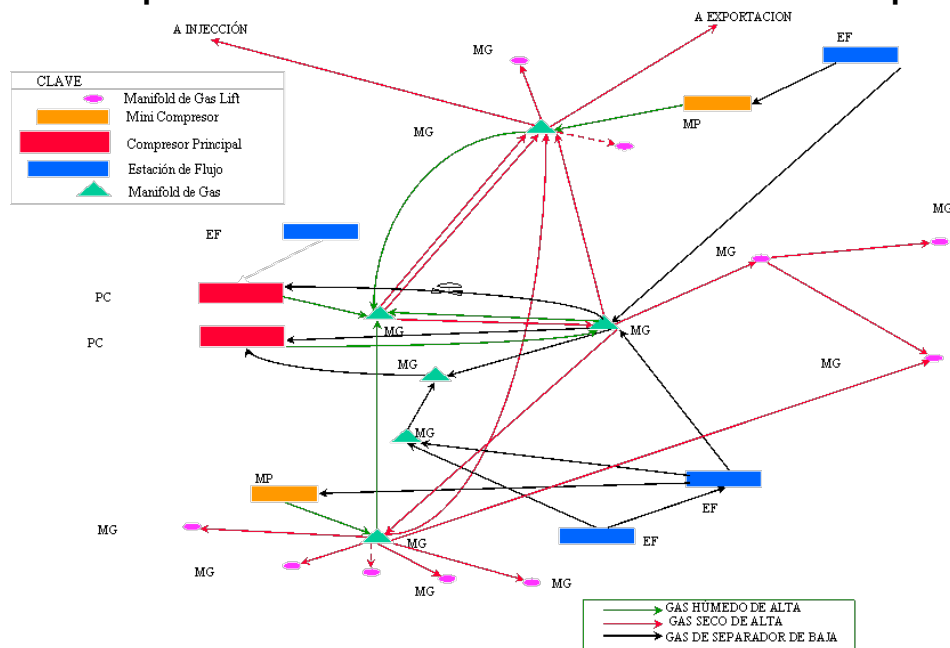


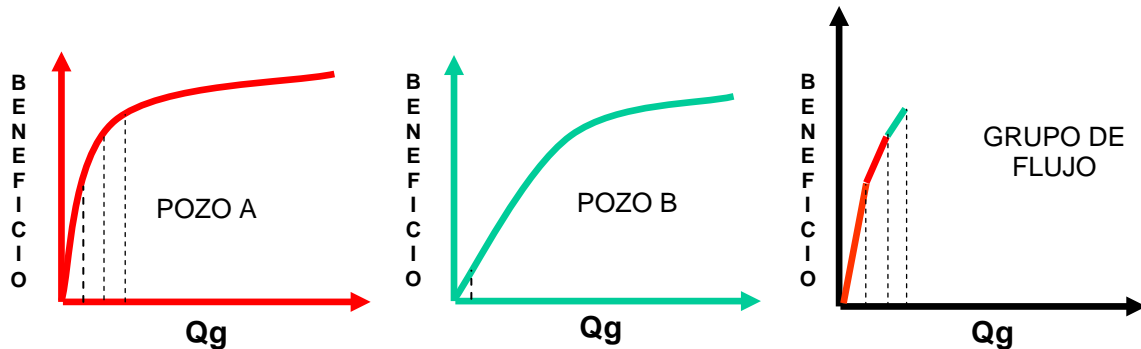
Figura 1.C.4 Optimización del Sistema de Gas. Instalaciones Superficiales





Para los pozos de un Grupo de Flujo se determina el flujo y la presión a la cual se inyectará el gas de acuerdo a la disponibilidad y los beneficios obtenidos, así como las condiciones de operación en la cabeza.

Figura 1.C.5 Inyección de Gas de Levantamiento en un grupo de Flujo



El modelo de un Grupo de Flujo es representado en el modelo como una superficie de comportamiento las cuales producen aceite, gas de formación y agua como una función de la presión de separación el flujo de gas de levantamiento y la presión del manifold de gas de levantamiento. Estas superficies son generadas con el método de gradientes iguales, en donde la cantidad de gas de inyección disponible es dividido en incrementos iguales o “paquetes” los cuales se distribuyen en los pozos de manera que se obtenga el mayor beneficio. En la Figura 1.C.5 se muestra un caso en el que dos paquetes de gas son inyectados al Pozo A y uno al Pozos B, lo que produce el mayor beneficio para el Grupo de Flujo.

Finalmente son ingresados los datos económicos al modelo para tomar en cuenta aspectos de mercado y producción de barriles y pies cúbicos:

1. Los precios y costos de las cuentas de Exploración y Producción.
2. Flujo de aceite: el precio depende del tipo de aceite producido.
3. Flujo de gas.
4. Costos de transporte de los fluidos. Bombeo, compresión y mantenimiento de líneas
5. Costos de proceso y disposición del agua producida.
6. Penalización por quema de gas.

Aspectos generales del modelo en el optimizador se muestran a continuación. Parte del modelo superficial en la Figura 1.C.6 incluye las estaciones de flujo, los grupos de flujo, los módulos de compresión (ver como referencia la Figura 1.C.4). Los detalles de un Grupo de Flujo se muestran en la Figura 1.C.7 y los de un módulo de compresión (tren de compresión detallado) en la Figura 1.C.8.



Figura 1.C.6 Modelo Superficial

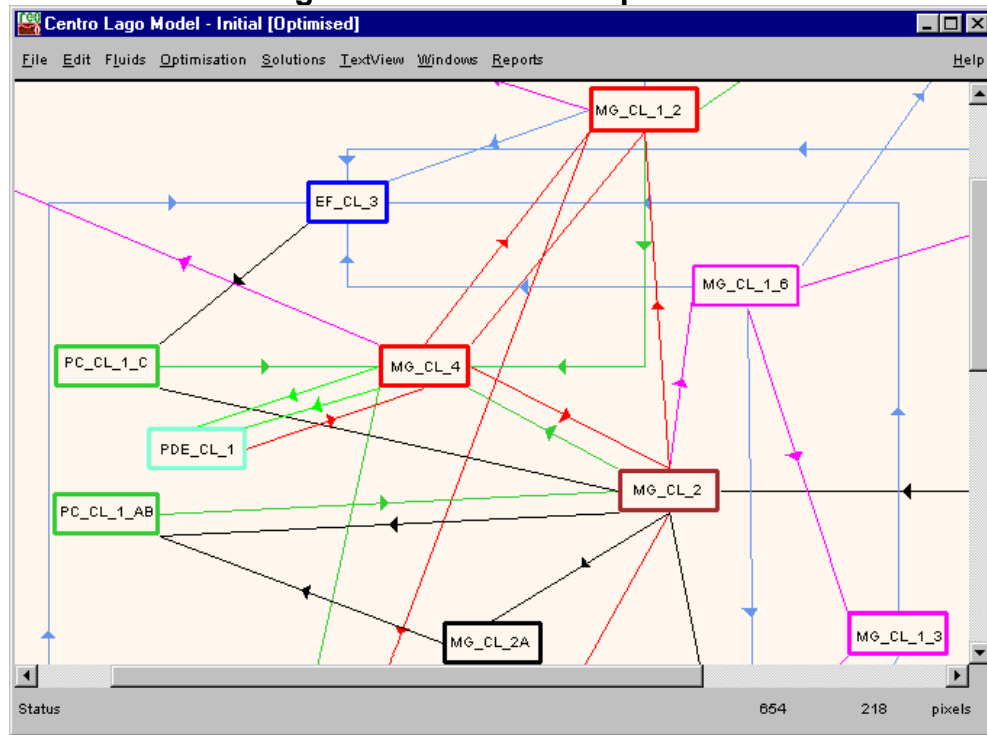
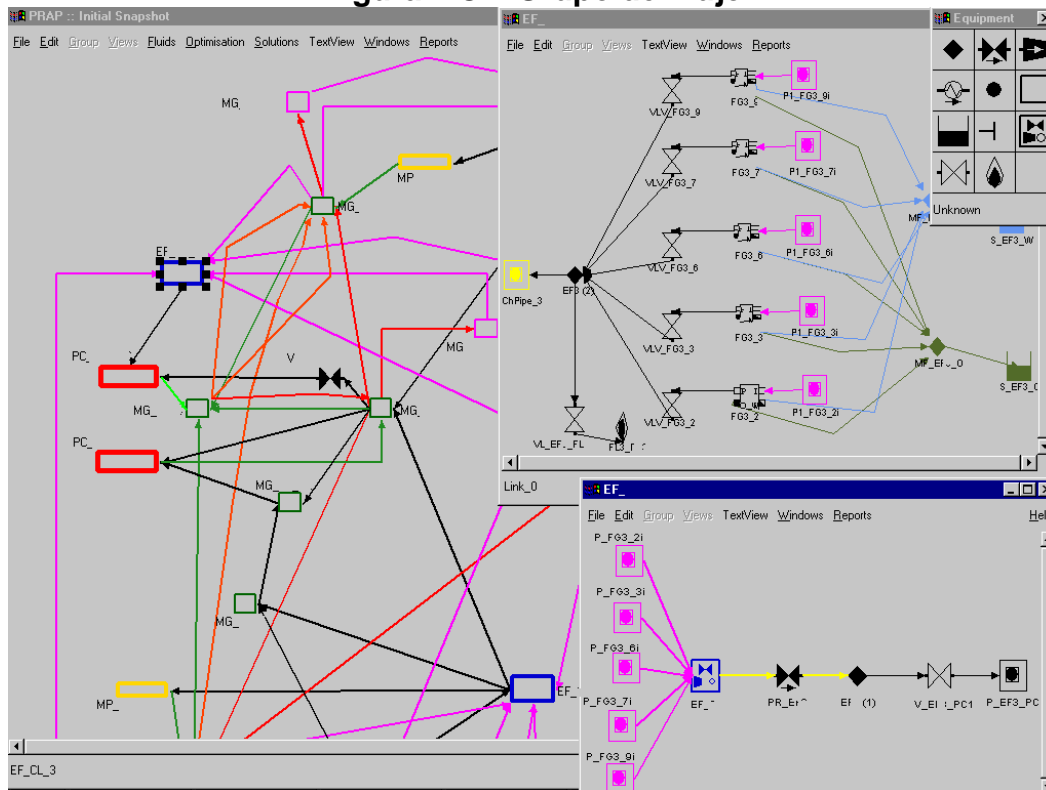


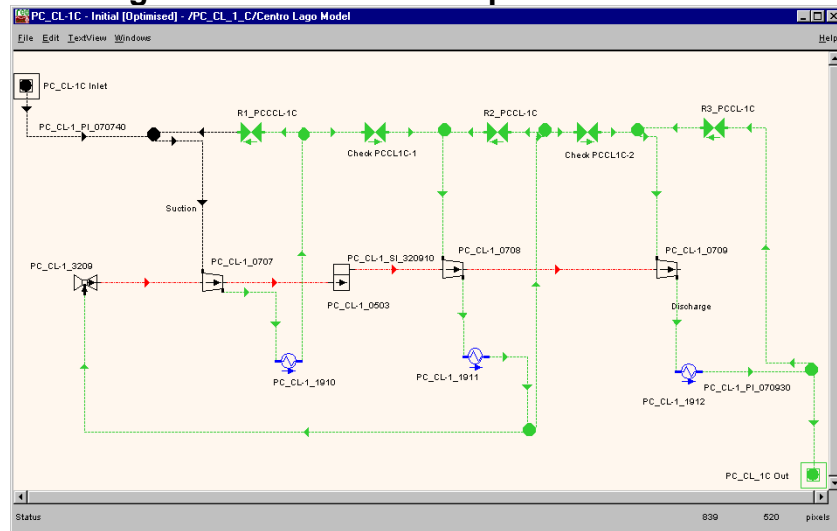
Figura 1.C.7 Grupo de Flujo





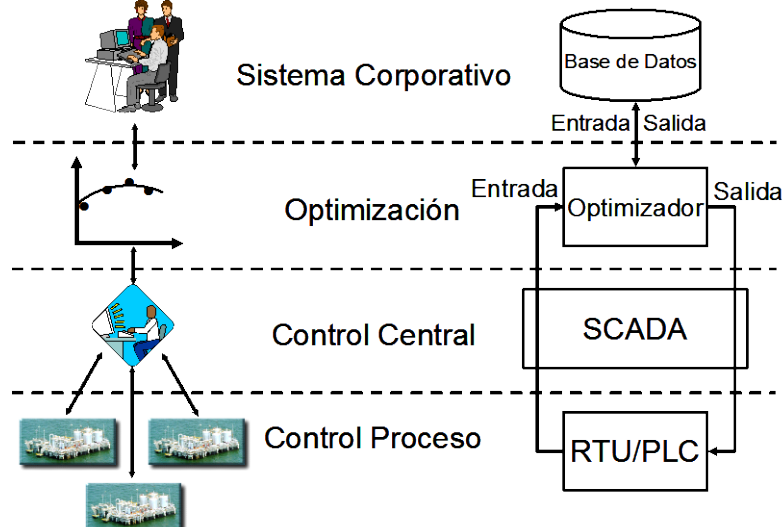
II.1.C Manejo Inteligente de Activos

Figura 1.C.6 Tren de Compresión Detallado



La integración de la información para ejecutar la optimización del sistema de gas de inyección es efectuada de forma vertical. El optimizador carga automáticamente los datos de campo que residen en el sistema SCADA (los cuales ya han sido reconciliados), así como todos los parámetros económicos de la base de datos central del sistema. Una vez que el optimizador ha encontrado una solución que satisface los límites, restricciones y penalizaciones, envía las recomendaciones directamente a las consolas del SCADA para su implementación en el campo. Estas recomendaciones son principalmente set-points para los flujos de gas de inyección a los pozos y presiones de operación para la red de gas y normalmente son implementadas bajo autorización de un operador. Los resultados de la optimización son también enviados a la base de datos central del sistema para ser integrados a reportes o ser consultados por otros programas e inclusive ser auditados.

Figura 1.C.7 Flujo de Información en la Optimización





RESULTADOS

La Tabla 1.C.1 indica los beneficios obtenidos por la aplicación de la integración de la información en un campo con 203 pozos con inyección de gas de levantamiento. Las ganancias indicadas están basadas en un precio de \$ 23.50 USD/Barril (2002).

No. de Pozos	Producción de Aceite STB/Día	Incremento en la Producción de Aceite STB/Día	Incremento en las Ganancias USD/día (23.50 UDS / Barril)	Reducción en la Inyección de Gas MMSCF/Día
203	39,300	2,594 (6.6%)	\$ 61,000.00	5.9 (2.9%)

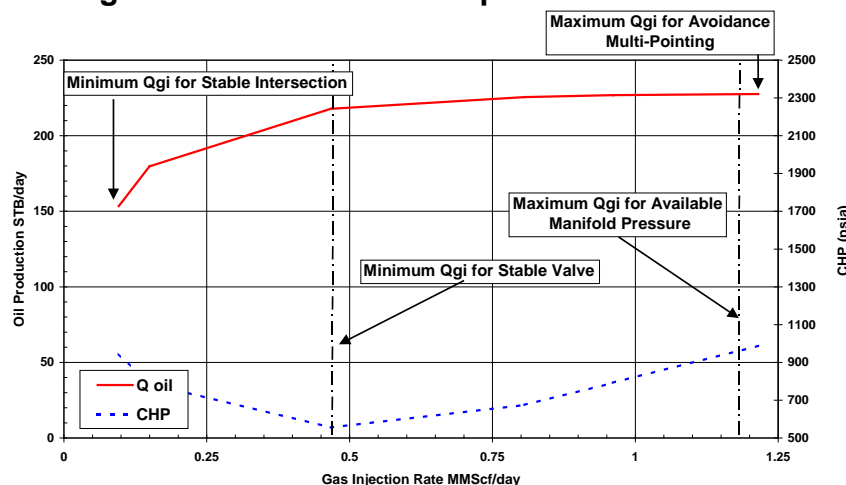
Los ingresos obtenidos permitieron que el proyecto en su totalidad fuera totalmente pagado en alrededor de tres meses. Debido a estos resultados, la optimización mediante la integración de la información se empleará en otros campos maduros, así como para desarrollar estudios utilizándolo fuera de línea.

Otros beneficios que se han obtenido con los modelos así construidos y actualizados (manejo integral de la información) son:

- Permanente monitoreo de los pozos para su intervención oportuna, así como de las instalaciones superficiales.
- Posibilidad de realizar estudios bajo diferentes condiciones de operación de la red.
- Detección de cuellos de botella y evaluación de situaciones anormales.

Los resultados de la optimización, como ya se había mencionado, son enviados a los diferentes departamentos en donde se requiere su aprobación y autorización para su implantación en los equipos que se vean afectados por nuevos set – points. La Figura 1.C.8 es extraída del reporte de cálculos de un pozo en donde se aprecia la curva de comportamiento real del mismo.

Figura 1.C.8 Curva de Comportamiento de Pozo





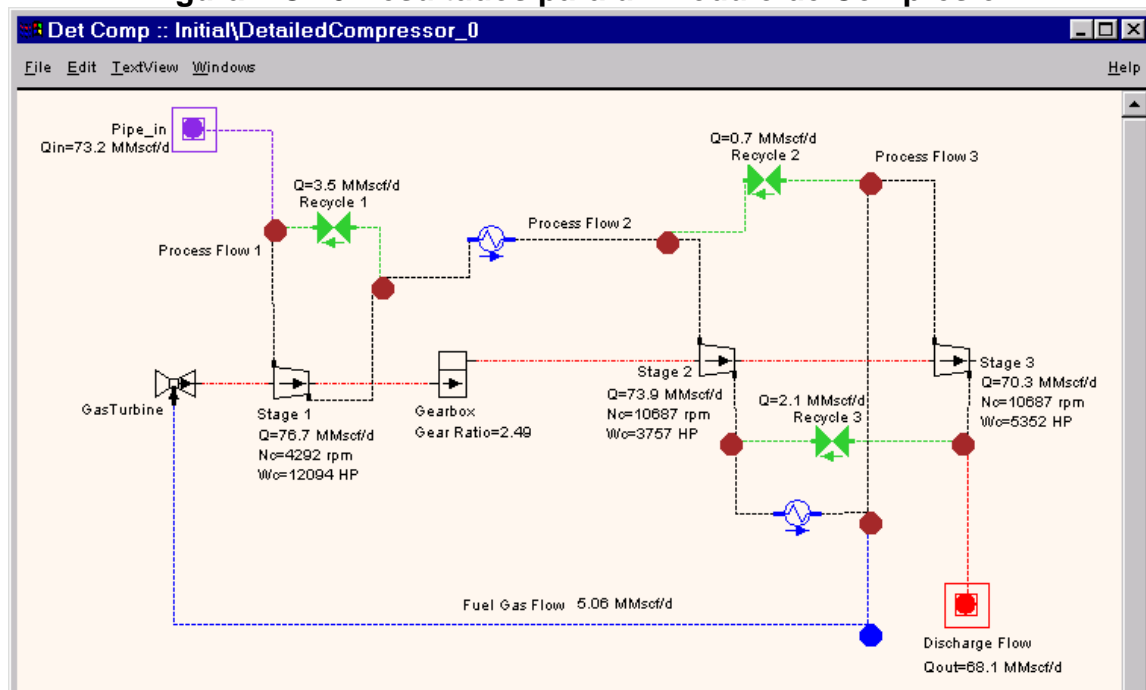
II.1.C Manejo Inteligente de Activos

Para cada una de las estaciones de flujo se determina la presión, temperatura y producciones de aceite, agua, gas de inyección y formación (ver Figura 1.C.9). Los resultados obtenidos para los módulos de compresión pueden ser accedidos en modo gráfico (ver Figura 1.C.10), sin embargo todos ellos son enviados a la consola del operador para su aprobación e implantación.

Figura 1.C.9 Resultados de una Estación de Flujo

Name	Pressure	Temperature	Oil Production	Water Production	Gas Injection	Total Gas Production
	Psia	degF	stbo/day	stbw/day	MMscf/d	MMscf/d
EF_1	85.584098	71.540606	14975.834174	8177.418910	40.991871	71.133163
EF_2	85.668856	75.120730	11982.176578	3475.213016	25.367785	55.029065
EF_3	40.053474	74.062000	12191.584973	7436.271393	40.972543	60.221322
EF_4	85.901495	73.424046	13308.551528	4845.485730	37.921470	68.577420

Figura 1.C.10 Resultados para un Módulo de Compresión





CONCLUSIONES

Desde el punto de vista de los pozos, la calidad de los datos de producción (simulación de yacimientos, análisis de pruebas de presión, sísmica, etc.) son un factor decisivo para la correcta simulación de los fluidos y los volúmenes aportados por cada pozo. El modelado de los pozos debe ser consistente con los datos leídos de campo, lo que se consigue utilizando las correlaciones y modificaciones a éstas para representar adecuadamente el comportamiento de los fluidos en su transporte, así como la inclusión de todos los accesorios que reproduzcan el exacto estado mecánico del pozo. Esto produce un modelo estable el cual además de ser utilizado como parte fundamental del sistema integral, permite que sea utilizado para entrenamiento.

Para las estaciones de flujo, el sistema de recolección y transporte, módulos de compresión y los Grupos de Flujo para el gas de inyección es fundamental que los datos de campo sean reconciliados antes de ser ingresados al sistema pues el no hacerlo el optimizador puede llevar a una solución que no sea aplicable para el sistema y por lo tanto entregar información incorrecta a toda la organización.

La automatización en la recolección e ingreso de datos al sistema es imprescindible dado la complejidad y cantidad de datos manejados. Igualmente, el manejo de los resultados necesariamente tiene que ser automatizada dado que se requieren en muy diferentes niveles de la organización. Por ello la integración de la información de forma automatizada está perfectamente justificada.

Adicionalmente, la capacidad de compresión es mejor utilizada dado que puede ser planeada adecuadamente mediante estudios de sensibilidad que involucren a todo el sistema; el número de equipo ocioso es reducido y menos combustible es desperdiciado.

Este proyecto demostró que la simulación y optimización rigurosa de un sistema de producción de gas y aceite complejo es factible, en donde se observaron ganancias en la producción de aceite (6.6%) y una reducción en el gas de inyección (2.9%) lo que produjo ingresos adicionales de alrededor de \$ 61,000.00 UDS/Día (\$ 23.50 USD/Barril).



2. Gas

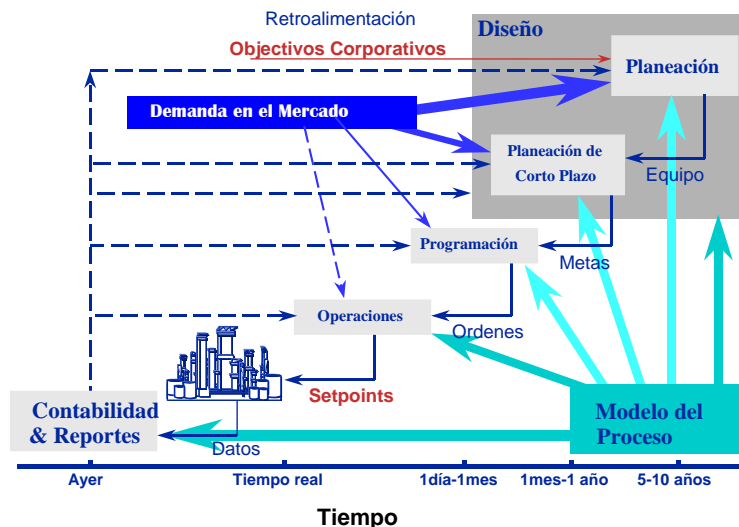
A. Optimización de Procesos en Plantas de Gas RESUMEN

Se lleva a cabo la optimización fuera de línea a ciclo abierto de una parte de una planta criogénica para lo que se emplea la tecnología ofrecida por el software ROMeo (Rigorous On line modeling with Equation based Optimization) de Simulation Sciences. El proceso se simula, reconcilia y optimiza para maximizar el flujo de efectivo. De esta forma, la ganancia se incrementa en USD \$1,768.00/hr mediante el aumento del 5.53% en la producción de NGL y una disminución de incondensables del 2.40%, cumpliendo con las restricciones propias del proceso.

INTRODUCCIÓN

El beneficio fundamental de la optimización a ciclo cerrado es la búsqueda continua y automatizada del óptimo global operacional de la planta, lo cual contribuye directamente con los trabajos de mantenimiento y actualización de la misma. Los sistemas de optimización en línea también son utilizados para entrenar personal de operación e ingeniería. El estudio de los cambios producidos por el optimizador, provee el entendimiento no intuitivo de las perturbaciones que ocurren en los procesos y por ende, evita problemas futuros y ayuda a incrementar las utilidades de la planta. No se debe perder de vista que el óptimo es afectado por factores económicos, geopolíticos, estacionales y legislaciones.

Figura 2.A.1. Optimización de Procesos



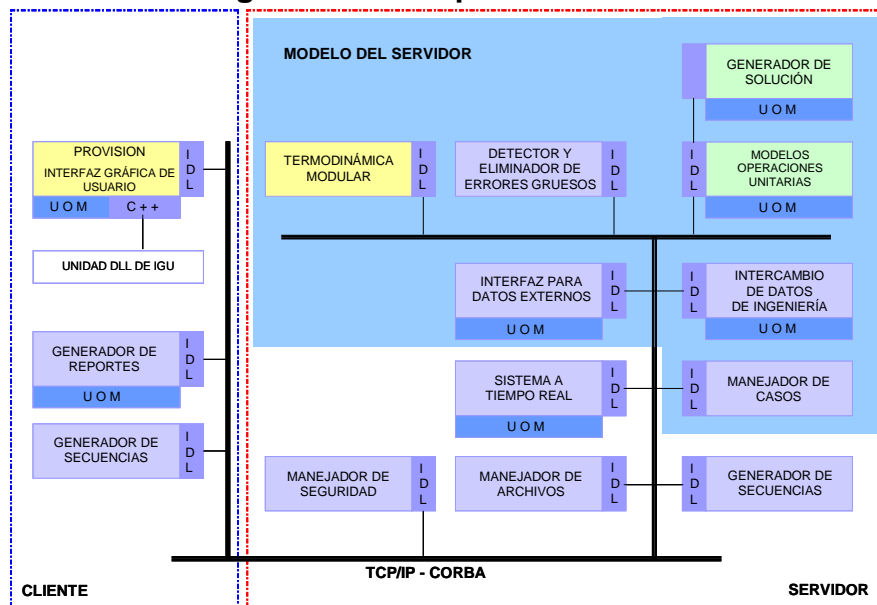
ROMeo representa la nueva generación de software de proceso diseñado para maximizar las utilidades en la industria de la refinación y petroquímica, el cual es el primer programa con la capacidad de reunir a la simulación fuera de línea y la optimización en línea. ROMeo cuenta con una máquina de cálculo basada en



II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

ecuaciones construidas sobre un lenguaje de simulación algebraico flexible, además utiliza técnicas de optimización avanzadas y métodos termodinámicos probados en una arquitectura cliente – servidor, abierta y orientada a objetos para asegurar el total soporte y desempeño de procesos a gran escala. A diferencia de los modelos tradicionales basados en ecuaciones, en donde las modificaciones al modelo requieren de cambios en código del modelo de optimización, ROMeo usa una muy conveniente interfaz gráfica con el usuario. Por lo tanto, no se requiere de compilación o de la reconstrucción del modelo de optimización. Al utilizar ROMeo fuera de línea, el ingeniero de proceso simplemente carga la base de datos de la última reconciliación de estos, la modifica si es necesario, y corre los modos de simulación u optimización. ROMeo facilita la eliminación de errores, y cuellos de botella, así como el suministro continuo de un modelo entonado y riguroso de la planta. La reconciliación de datos y la detección de errores gruesos mejoran la calidad de la información del sistema de control distribuido de la planta. ROMeo identifica cualitativamente las áreas de la planta en donde pueden ocurrir problemas de medición. En los casos en los que la identificación cualitativa no sea suficiente, ROMeo cuenta con un detector riguroso de errores gruesos para localizarlos. Esto permite optimizar los costos de mantenimiento de los instrumentos, y asegurar información del proceso de alta calidad, la cual puede ser alimentada a varios programas y sistemas de toma de decisión. Los valores calculados pueden ser regresados directamente al sistema de control para el cálculo de propiedades inferidas. Los datos económicos de la optimización pueden ser utilizados para actualizar los vectores de un modelo de planeación haciéndolo más preciso y confiable. Otras herramientas de planeación tales como sistemas de compra de materia prima resultan beneficiados de las frecuentes actualizaciones de la información.

Figura 2.A.2. Arquitectura de ROMeo





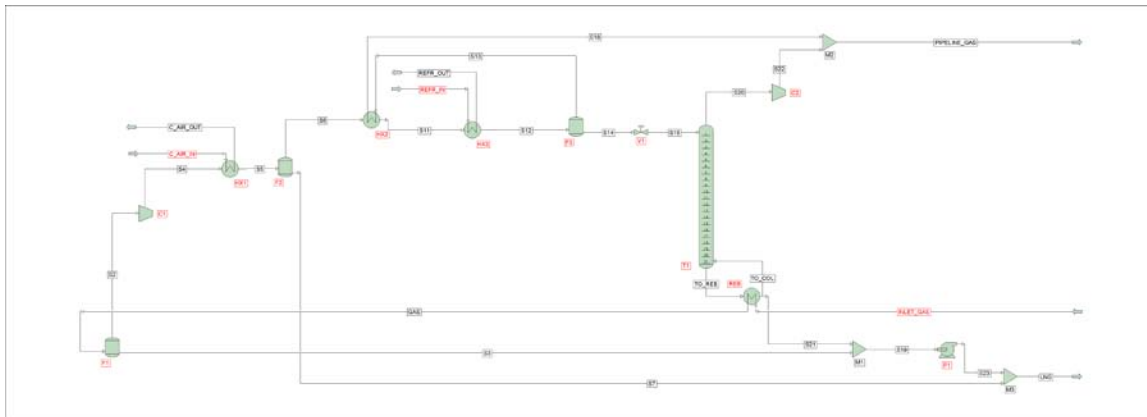
II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

En el caso analizado se optimiza fuera de línea a una planta criogénica. Se demostrará la total integración de los diferentes componentes involucrados en este proceso (simulación, reconciliación de datos y optimización)

DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El caso revisado representa parte de una planta criogénica en la cual se recuperarán los condensados de alto valor de una corriente de gas natural.

Figura 2.A.3. Planta Criogénica



El gas natural que entra a la planta es el fluido caliente del rehervidor de la columna de destilación T1, los condensados son separados en el tanque F1, mientras que los vapores se comprimen y luego enfrían con aire. Las dos fases formadas son separadas en el tanque F2; los vapores son nuevamente enfriados en el intercambiador gas – gas (HX2) y con un refrigerante (HX3). El vapor obtenido del separador F3 es retirado como producto previo intercambio de calor (HX2); el líquido es alimentado a la columna T1 de donde se obtiene un producto líquido estabilizado con una TVP de 240 PSIA aproximadamente.

La caracterización de la alimentación, aire de enfriamiento y refrigerante, así como las operaciones unitarias y sus condiciones de operación se describen en las Tablas 2.A.1 a 2.A.4.

Tabla 2.A.1. Gas Natural	
Componente	% Mol
Nitrógeno	1.0
Dióxido de Carbono	1.6
Metano	72.5
Etano	11.5
Propano	6.75
Isobutano	1.25
Normal butano	3.0
Isopentano	0.55
Normal pentano	1.10
C6+ NBP = 210 F, API = 73	0.75
Flujo = 40 E 06 STD FT3/D	
Temperatura = 127.4 F	
Presión = 205 PSIG	

Tabla 2. Aire de Enfriamiento	
Temperatura = 80 F	
Presión = 5 PSIG	

Tabla 2.A.3. Refrigerante	
Componente	% Mol
Etano	2.5
Propano	97.0
Isobutano	0.5
Temperatura = -33 F	
Presión = 7 PSIG	



Tabla 2.A.4. Equipo y condiciones de operación

Unidad	Descripción	Datos
F1	Scrubber (Flash)	Temperatura = 85 F Presión = 203 PSIG
C1	Compresor	Presión de salida = 600 PSIG Eficiencia isoentrópica = 72%
HX1	Enfriador	Área = 400 FT ² Tubos (proceso): Temperatura salida = 110 F $\Delta P = 5$ PSI Coraza (aire): $\Delta P = 5$ PSI
F2	Knockout drum	Flash adiabático $\Delta P = 0$ PSI
HX2	Intercambiador Gas – Gas	Área = 500 FT ² Tubos (caliente): $\Delta P = 5$ PSI Coraza (frío): $\Delta P = 5$ PSI
HX3	Enfriador (Propano)	HICO = 10 F Área = 600 FT ² Tubos (caliente): Temp S12 controlada a -18 F $\Delta P = 5$ PSI Coraza (Refrigerante): $\Delta P = 2$ PSI Refrigerante salida punto de rocío
F3	Separador	Flash adiabático $\Delta P = 0$ PSI
V1	Válvula	Presión de salida = 245 PSG
T1	Columna Sección de Platos Reboiler	Alimentación: Plato 1 Número real de platos: 22 Etapas por plato Platos 1 a 11: 0.6 Platos 12 a 22: 0.5 ΔP por plato: 0.1 PSI Área = 1000 FT ² ΔP Coraza (frío): 0.06 PSI ΔP Tubos (caliente): 2 PSI
C2	Compresor	Presión de salida = 585 PSIG Eficiencia isoentrópica = 72%
P1	Bomba	Presión de salida = 593 PSIG Eficiencia = 65%
M1	Mezclador	ΔP con respecto a S21 = 1 PSI
M2	Mezclador	ΔP con respecto a S18 = 1 PSI
M3	Mezclador	ΔP con respecto a S7 = 1 PSI

SIMULACIÓN

Para el estudio del proceso, se crea un sistema de unidades de medición (ENG-1) basado en el Sistema Inglés, al cual se realizan los siguientes cambios:

- Presión en PSIG.
- Dinero en \$ (USD).
- Composición en porcentaje.



II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

- Volumen de vapor en Millones de FT3.

Figura 2.A.4. Sistema de Unidades de Medición

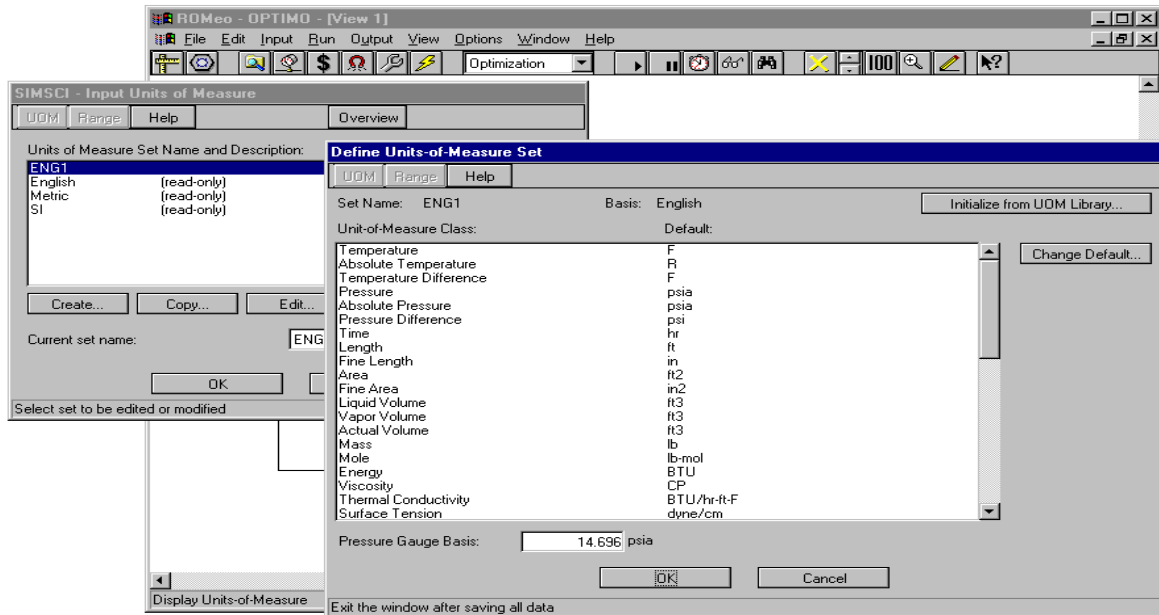
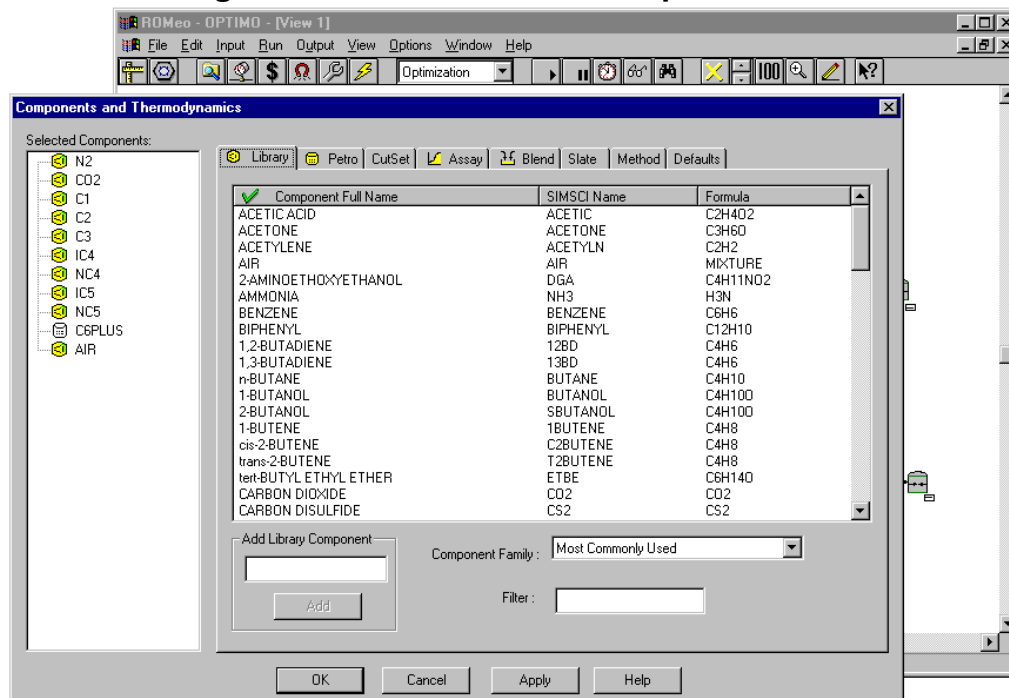


Figura 2.A.5. Selección de Componentes



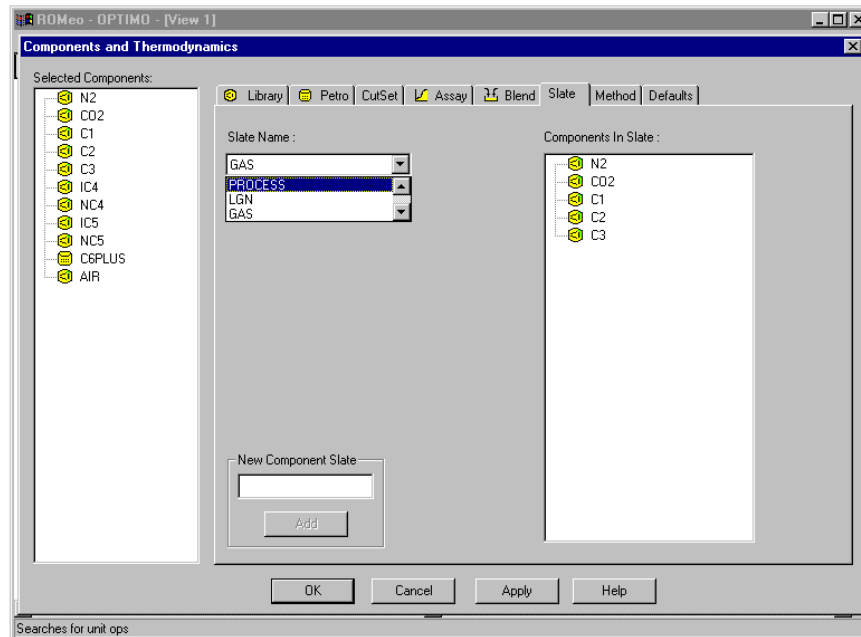
Las especies químicas involucradas en el proceso son definidas. En este caso se definen componentes existentes en la base de datos de ROMeo (N2, CO2, C1, etc.) así como a un componente petrolero (C6+).



II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

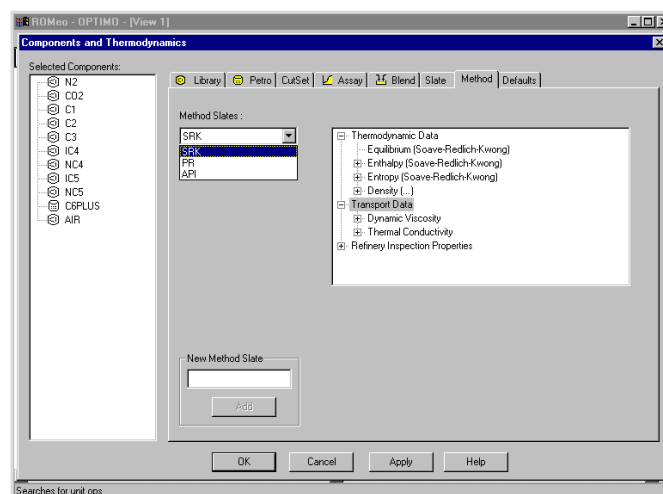
Con el objeto de facilitar la entrada de información, se crean tres grupos de componentes: PROCESS, COOLING AIR, y REFRIGERANT. Estos son subconjuntos de los componentes definidos para el modelo.

Figura 2.A.6. Grupos de Componentes



Las propiedades termofísicas de los fluidos en el proceso son calculadas con la ecuación de estado de Peng – Robinson, ya que ofrece los mejores resultados para predecir las propiedades de este tipo de mezclas. Al igual que para los componentes, también se crea un grupo para el método termodinámico.

Figura 2.A.7. Grupos para Métodos Termodinámicos





II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

Se puede definir para el esquema, de forma global, un sistema de unidades, un grupo de componentes, y un grupo para el método termodinámico. Sin embargo, localmente se puede elegir ya sea el sistema de unidades o el grupo correspondiente adecuado.

El esquema del proceso se construye bajo el concepto de operaciones unitarias, a las cuales se conectan las corrientes de alimentación y productos. Las alimentaciones al proceso siempre deben provenir de una fuente en donde se define su composición, condiciones térmicas y flujo. Es una práctica general que una fuente tenga definida más de una corriente, por ejemplo en servicios de aire o vapor.

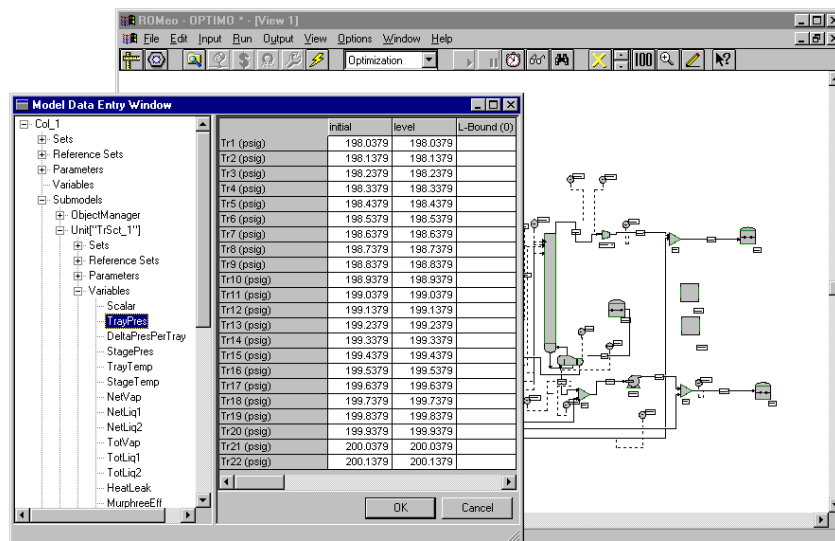
Se deben especificar las fases de las corrientes que dejan cada operación unitaria, aunque para algunos productos ya está definida, por ejemplo la corriente vapor de un tanque de separación bifásico. Existen tres diferentes opciones:

- Must not be present (No está presente).
- May be present (Puede estar presente).
- Must be present (Está presente).

El uso de la segunda opción debe ser limitada a aquellas circunstancias en las que una fase tenga la tendencia de aparecer o desaparecer dependiendo de las condiciones de operación.

El ingreso de información al modelo es facilitada por indicadores en color rojo (nombres de corrientes y operaciones unitarias, recuadros y check marks). La construcción del esquema está acompañada por la generación de estimados, lo que facilita por ejemplo la definición de corrientes de reciclo.

Figura 2.A.8. Perfil de Presiones en la Columna de Destilación



Una vez que el esquema ha sido totalmente definido y se han generado los estimados, se procede a correr el modo de simulación. La respuesta encontrada



debe ser validada, es decir, se procede a encontrar problemas tales como flujos negativos, fracciones molares que no sumen 1.0, fases no existentes, etc. Si la solución es válida, entonces el esquema debe ser actualizado con los resultados encontrados.

RECONCILIACIÓN DE DATOS

Para llevar a cabo la reconciliación de los datos del presente esquema, se añaden las unidades de medición. En un ambiente en línea, las mediciones se actualizarían automáticamente.

Tabla 2.A.5. Lecturas de Corrientes y Equipos			
Corriente/Equipo	Lectura	Valor	Tipo de instrumento/error
S1	Flujo	40 MM STD FT3/D	0.5% error relativo
S3	Flujo	64.41 STD FT3/D	Placa de orificio
S16	Flujo	38465 LB/HR	Placa de orificio
S18	Flujo	1.34 MM STD FT3/HR	Placa de orificio
S4	Temperatura	239.8 F	Termocople J
Aire de Enfriamiento	Temperatura	80 F	Termocople J
S9	Temperatura	97.1 F	Termocople J
S11	Temperatura	56.9 F	Termocople J
S12	Temperatura	-18 F	Termocople T
S17	Temperatura	-31.5 F	Termocople T
S18	Temperatura	97.8 F	Termocople J
F1	Temperatura	85.0 F	Termocople J
Columna	Presión plato 1	200 PSIG	Eabs1 = 5 PSI
Columna	Temperatura plato 5	-5.2 F	Termocople T
Columna	Temperatura plato 14	33.8 F	Termocople J
S20	Temperatura	-45.0 F	Termocople T
S20	Flujo	372.4 LBMOL/HR	5% relativo
S21	Temperatura	90.1 F	Termocople J
S21	Flujo	580.0 LBMOL/HR	5% relativo
NGL	TVP	239 PSIA	Eabs 1 = 10 PSI
S22	Presión	588 PSIG	Manómetro

Es posible indicar límites superiores e inferiores en las mediciones, así como cambios permitidos y las acciones pertinentes cuando la calidad de los datos es pobre.

Antes de que se resuelva la reconciliación, es necesario hacer un filtrado de los datos. Esto permite detectar datos fuera de los límites indicados en el medidor, al que se le indica cómo manejar al dato en esta situación. Generalmente el filtrado se realiza sobre datos no actualizados, o cuando la operación no es típica.

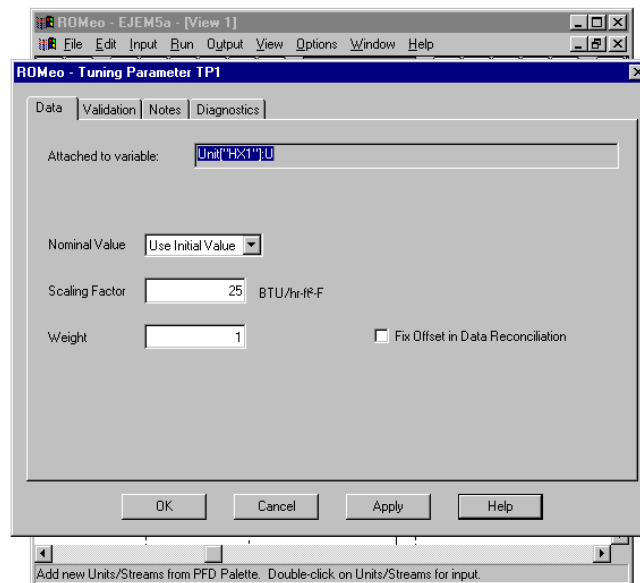


II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

Las especificaciones de diseño tales como temperaturas, presiones, y flujos, son apropiadas en el módulo de simulación y no permiten la predicción precisa de los cambios en la planta como resultado de los cambios en los setpoints que ocurren en la optimización en línea.

Los parámetros de ajuste permiten el cambio sencillo y automático de las especificaciones del modo de simulación al modo de reconciliación. Los parámetros de ajuste son usados sólo en la reconciliación y no afectan los cálculos de la simulación u optimización. De esta forma, para los intercambiadores HX1 y HX2 la especificación se da para el coeficiente de transferencia de calor (el cual es leído de la simulación) y se permite una variación del 10% de su valor.

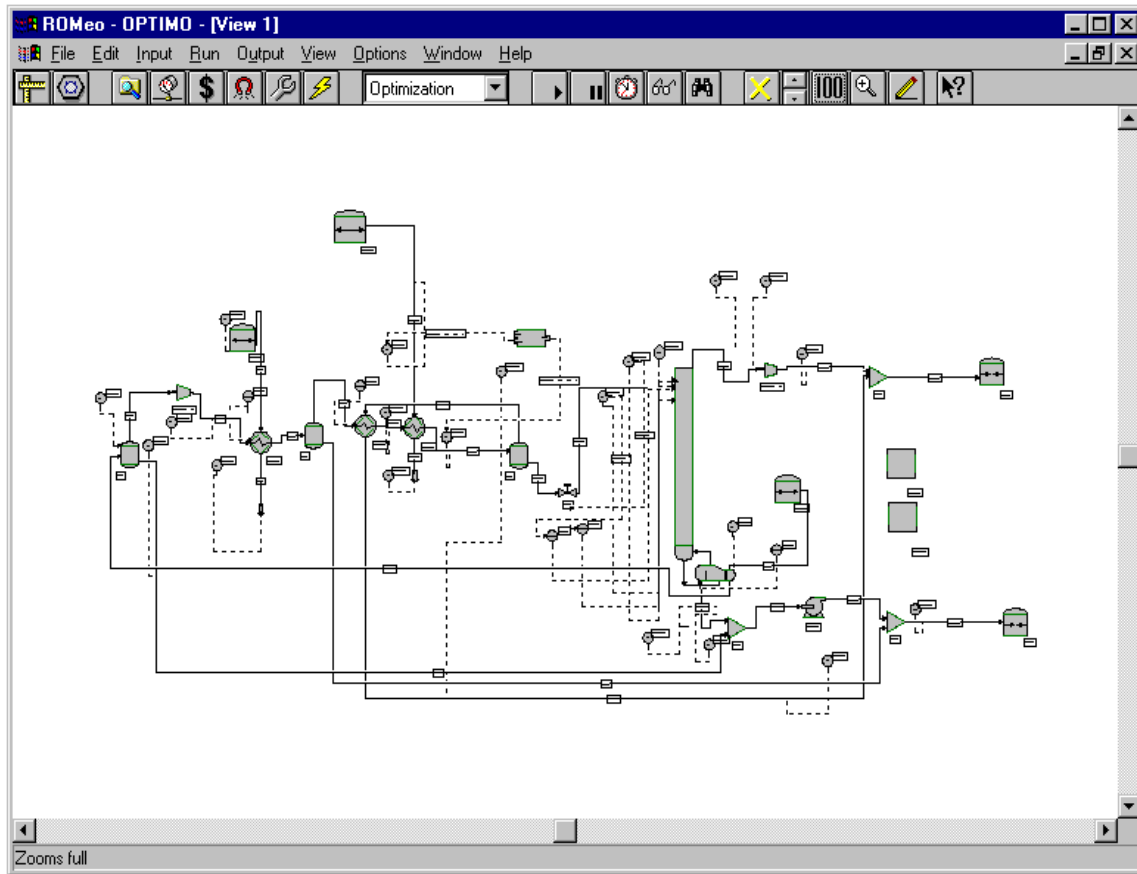
Figura 2.A.9. Parámetros de Ajuste



La reconciliación se ejecuta, y al ser exitosa, producirá los offsets (que son entonces mantenidos fijos en posteriores simulaciones y optimizaciones) que proveerán el mapeo entre las variables del modelo de simulación y las mediciones de la planta. Resumiendo, la reconciliación tiene por objetivo ajustar los offsets o ajustar el mapeo entre el modelo y la planta. Inmediatamente después de la reconciliación es imprescindible la identificación de errores gruesos mediante el Gross Error Testing System (GETS). Una vez que la reconciliación ha convergido y no se han detectado errores gruesos, o ya se han eliminado, se procede a confirmar la validez de los resultados tal como se hizo para la simulación.



Figura 2.A.10. Modelo Completo



OPTIMIZACIÓN

Para obtener el máximo de utilidades, se determinarán las condiciones de operación del proceso. Los costos de la alimentación y del gas producido están en función de su poder calórico. El precio del NGL es función de su composición. El precio del refrigerante representa el costo de volver a licuar al refrigerante vaporizado.

Tabla 2.A.6. Datos Económicos

Pipeline Gas	1.90 USD/MM BTU
Inlet Gas	1.60 USD/MM BTU
NGL	
C2	2.087 USD/LBMOL (0.2062 USD/GAL)
C3	3.138 USD/LBMOL (0.3012 USD/GAL)
IC4	4.905 USD/LBMOL (0.3962 USD/GAL)
NC4	4.577 USD/LBMOL (0.3837 USD/GAL)
C5+	6.130 USD/LBMOL (0.4187 USD/GAL)
Compresores y bombas	0.046 USD/kWh
Refrigerante líquido	1.5 USD/1000 LB



II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

Tabla 2.A.7. Restricciones Operativas	
NGL	TVP no debe exceder de 250 PSIA
Intercambiador HX3	Máxima área de transferencia = 850 FT ²
Refrigerante (Propano)	Flujo máximo = 45000 LB/HR

El intercambiador de calor HX3 opera con el as de tubos parcialmente sumergido en el refrigerante. Dado que el refrigerante ebulle a una temperatura casi constante, la temperatura de salida de la corriente de proceso está realmente controlada por el nivel de refrigerante en el intercambiador. El área máxima de transferencia mencionada en la Tabla 2.A.7 indica que el as de tubos está totalmente sumergido.

En el modo de optimización, el objetivo de ROMeO es maximizar el flujo de dinero (esto es, dinero/tiempo) para este esquema. La función objetivo tiene contribuciones de todas las fuentes y sumideros más los términos explícitamente añadidos. Los costos de compresión y bombeo son ejemplos de contribuciones que no provienen de alguna fuente o sumidero. El término con el que contribuyen las fuentes y los sumideros a la función objetivo económica global es:

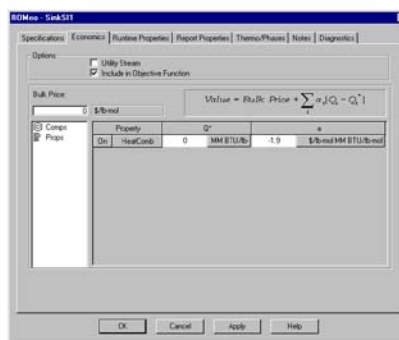
$$\text{Flujo} \times \text{Valor de la corriente}$$

Las fuentes contienen material que es comprado (-); por el contrario, los sumideros tienen material que es vendido (+). ROMeO utiliza la siguiente fórmula para determinar el valor de las corrientes de acuerdo a un precio genérico y a la calidad de la corriente con respecto a un valor de referencia:

$$\text{Stream Value} = \text{Bulk Price} + \sum_i a_i (Q_i - Q_i^*)$$

Q_i es el valor de la propiedad considerada (por ejemplo, punto flash, composición de algún componente, etc.) en esta corriente. Q_i^* es la propiedad utilizada como referencia. El término a_i es el beneficio o el costo de cambiar la propiedad en cuestión.

Figura 2.A.11. Precio de Producto



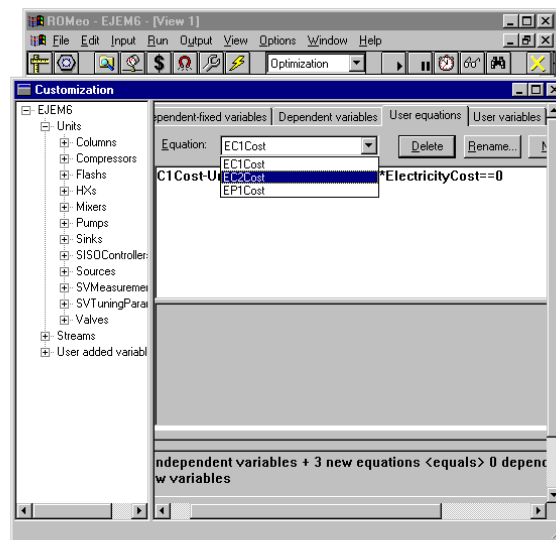


II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

Para añadir la contribución de los compresores y bomba a la función objetivo, es necesario crear las variables que tendrán el costo de la operación de los equipos. El costo es calculado como el trabajo real llevado a cabo por el equipo multiplicado por el costo de la energía eléctrica; como se puede notar, el costo de la electricidad es una variable Independiente - Libre.

Tabla 2.A.8. Ecuaciones Añadidas por el Usuario	
Nombre	Ecuación
EC1Cost	C1Cost – Unit["C1"]:ActualWork * ElectricityCost == 0
EC2Cost	C2Cost – Unit["C2"]:ActualWork * ElectricityCost == 0
EC3Cost	P1Cost – Unit["P1"]:ActualWork * ElectricityCost == 0

Figura 2.A.12. Costos de Operación



ROMeo evalúa las funciones objetivos mediante la suma de términos predefinidos y de términos añadidos por el usuario, es decir se resuelve una ecuación como:

$$Obj - \left(\sum_{Sinks} Sink Econ - \sum_{Source} Source Econ + \sum_{User Added} weight * User Added \right) = 0$$

Los parámetros de peso tendrán generalmente un valor de -1 si representan un costo y de 1 si representan una utilidad.

Tabla 2.A.9. Términos Añadidos por el Usuario a la Función Objetivo	
Nombre	Ecuación
Econ_C1Cost	UATerm["Econ_C1Cost"] – ParentFlowsheet:C1Cost == 0
Econ_C2Cost	UATerm["Econ_C2Cost"] – ParentFlowsheet:C2Cost == 0
Econ_P1Cost	UATerm["Econ_P1Cost"] – ParentFlowsheet:P1Cost == 0

Dado que estas contribuciones representan costos, sus factores de peso tienen un valor de -1.

ROMeo lleva a cabo la optimización mediante el ajuste de todas las variables Independientes/Libres del esquema. Estas variables



II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

independientes/libres generalmente están en los controladores, pero pueden ser definidas en casi cualquier sitio y así entonces llevar a cabo estudios del tipo “qué pasaría si” (“what if”).

La definición de valores límite en las variables permite definir consideraciones de seguridad, restricciones en los equipos y también restricciones económicas.

RESULTADOS

Las Figuras 2.A.13 a 2.A.19 presentan algunos de los resultados más relevantes para el caso analizado. Las imágenes muestran partes de los archivos en formato ASCII, los cuales son muy útiles cuando se revisan los resultados fuera de línea.

Figura 2.A.13. Columna de Destilación

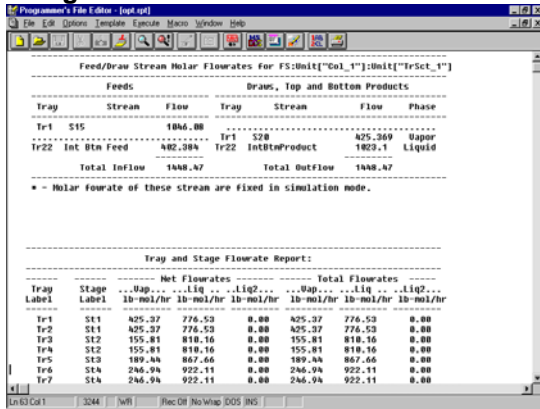
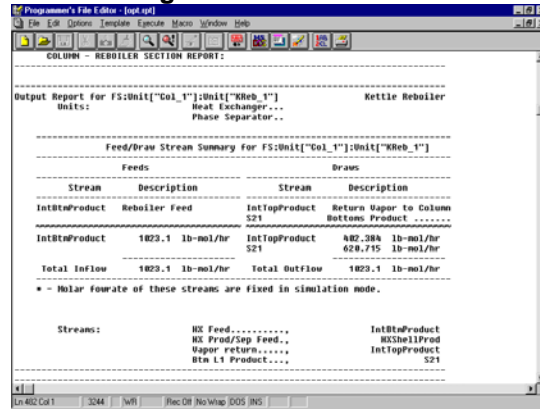


Figura 2.A.14. Rehervidor



La optimización arroja que para la columna de destilación se tiene que el flujo de las alimentaciones es de 1,448.47 lb-mol/hr y que al rehervidor tipo kettle se alimentan 1023.1 lb-mol/hr y éste retorna a la columna, en forma de vapor, 402.384 lb-mol/hr.

Figura 2.A.15. Intercambiador HX3

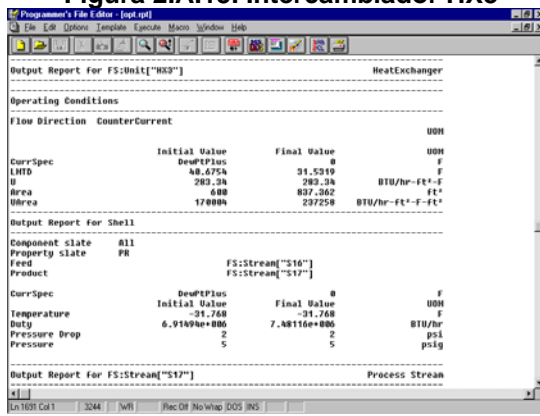
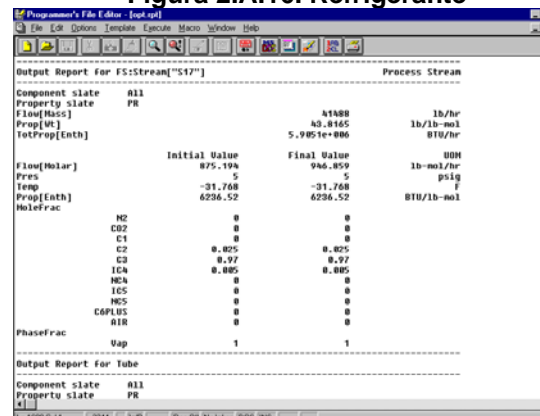


Figura 2.A.16. Refrigerante





II.2.A Optimización de Procesos en Plantas de Gas

El intercambiador HX3 inició intercambiado 6.92E6 BTU/hr y para el caso óptimo, esta cantidad se modificó a 7.48E6 BTU/hr, lo cual igualmente se ve reflejado en el volumen de refrigerante utilizado pues pasó de 875.194 lb-mol/hr a 946.859 lb-mol/hr.

Figura 2.A.17. Pipeline Gas

Output Report for FS:Stream["S24"]

Property	Value	Unit
Component slate	All	
Property slate	PR	
Flow[Mass]	70275.5	lb/hr
Flow[Mol]	10.802	lb/lb-mol
Prop[Ent]	7.85783e+006	BTU/hr
Flow[Molar]	Initial Value: 3779.78	Final Value: 3737.66
Pres	580	psig
Temp	98.8028	F
Prop[Ent]	2169.09	BTU/lb-mol
MoleFrac		
H2	0.0116402	0.0117723
C02	0.0179603	0.0180533
C1	0.843295	0.85294
C2	0.0944587	0.089518
C3	0.0200592	0.0228943
IC4	0.00214081	0.00174083
NC4	0.00278699	0.00301794
IC5	0.000249227	0.000185967
NC5	0.00041419	0.000305233
COPLUS	-5.86231e-006	-9.93159e-006
HR	2.26901e-016	3.53374e-016

Figura 2.A.18. NGL

Output Report for FS:Stream["LGN"]

Property	Value	Unit
Component slate	All	
Property slate	PR	
Flow[Mass]	33000.9	lb/hr
Flow[Mol]	40.7455	lb/lb-mol
Prop[Ent]	1.15919e+006	BTU/hr
Flow[Molar]	Initial Value: 621.432	Final Value: 663.555
Pres	596	psig
Temp	96.228	F
Prop[Ent]	1925.12	BTU/lb-mol
Prop[UP]	240.845	psia
MoleFrac		
H2	2.36329e-005	1.7191e-005
C02	0.00407658	0.004524
C1	0.00548542	0.004282
C2	0.23994	0.248534
C3	0.319559	0.321007
IC4	0.0755005	0.0731039
NC4	0.189437	0.181984
IC5	0.0024305	0.0030027
NC5	0.0753825	0.0712412
COPLUS	0.0531535	0.0490017
HR	6.51268e-016	3.37307e-016

Los cambios realizados por el optimizador se ven reflejados en la envolvente global del proceso, y para las corrientes producto, se tiene que el flujo de incondensables cambió de 3779.78 lb-mol/hr a 3737.66 lb-mol/hr y para la corriente de los líquidos del gas natural se observa un incremento de 621.432 lb-mol/hr a 663.555 lb-mol/hr. Esto significa que se obtiene más producto de un precio mayor en el mercado. Con el consecuente beneficio económico marcado en la Figura 2.A.19 de un incremento en las ganancias de USD \$1,768.43/hr.

Figura 2.A.19. Optimización

Objective Function Report

Objective Function Name	Status	Value	UOM
Simulation	Not Calculated		
DataRec	Not Calculated		
Economic	Optimized	1768.43	\$/hr

Objective Function	Value	UOM
Objective Function	1768.43	\$/hr
Feeds		
S01	-1	3247.25 \$/hr
S02	1	0 \$/hr
S03	1	3185.02 \$/hr
S03	1	62.232 \$/hr
Products		
S11	1	5117.36 \$/hr
S12	1	2663.8 \$/hr
S12	1	2453.56 \$/hr
UserAdded		
Econ_C1Cost	-1	-0.0282436 \$/hr
Econ_C2Cost	-1	0.0259471 \$/hr
Econ_C3Cost	-1	0.00185238 \$/hr
Econ_P1Cost	-1	0.000444063 \$/hr



CONCLUSIONES

La optimización del proceso se refleja en un aumento en el flujo de dinero de USD \$1,768/hr utilizando precios internacionales de las alimentaciones, los productos y los servicios. ROMeO ajusta el flujo de refrigerante de 38,348 a 41,488 lb/hr, lo que aumenta la producción de NGL de 31,279.4 a 33,008.9 lb/hr a expensas de que la producción de gases disminuya de 72,001 a 70,275 lb/hr. Aún cuando el NGL es de mayor valor comercial, el punto de máxima ganancia económica se encuentra a este nivel de consumo de refrigerante, ya que si se deseara reducir la temperatura para producir mayor cantidad de NGL, los costos de refrigerante, unido a los relacionados con los servicios, ocasionarían un flujo de ganancias menor al calculado y viceversa, pues si se reduce la cantidad de refrigerante para reducir costos, esto ocasiona una menor producción de NGL y menores ganancias.



3. Refinación

A. Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de Precalentamiento de Crudo

RESUMEN

El reacondicionamiento de una columna atmosférica para cubrir el incremento en la demanda de productos, resulta en nuevas cargas térmicas en sus recirculaciones (pump arounds, PA's). Estas nuevas cargas térmicas necesitan ser entregadas por el tren de precalentamiento. Es necesario que se realice un estudio para determinar los costos de capital y operación para el rediseño del tren de calentamiento. La minimización exitosa de estos costos, la observancia en los márgenes diarios en los productos y las ganancias de la refinería determinan la aprobación de este proyecto de reacondicionamiento.

La columna bajo estudio cuenta con un tren de precalentamiento, condensador de domos, rehervidor de fondos y pump arounds superior e inferior, así como los productos de domos y fondos. El tren de precalentamiento existente debe ser simulado para determinar si los nuevos requerimientos calóricos pueden ser satisfechos. Si la red actual de intercambiadores de calor no puede cubrir esta demanda, ésta debe ser rediseñada con mínimas alteraciones (evitando inversión en el horno) para asegurar que los nuevos requerimientos del proceso son satisfechos con un mínimo de inversión de capital.

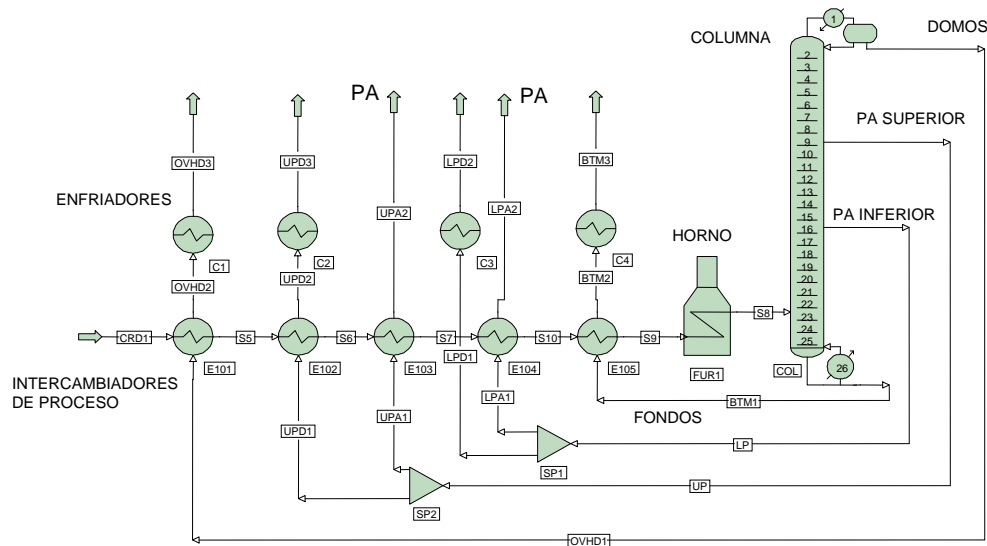
El caso analizado en este estudio determina que las cargas térmicas requeridas para los PA's pueden ser suministradas con los intercambiadores de calor existentes con un servicio muy similar al original. El costo de capital calculado, comparado con técnicas tradicionales, puede ahorrar hasta \$1 millón de dólares americanos con una reducción en el costo de operación asociada por año de alrededor de \$0.7 millones de dólares americanos. Este estudio complejo puede ser completado en varios pasos utilizando técnicas modernas (1997) de simulación de procesos.

INTRODUCCIÓN

La demanda en los productos de la columna atmosférica (Figura 3.A.1) se ha incrementado por lo que se propone un reacondicionamiento de la misma, lo que resulta en nuevas cargas térmicas en los PA's, intercambiadores E – 103 y E – 104 del tren de precalentamiento. La columna atmosférica cuenta con un tren de precalentamiento integrado, así como condensador de domos, rehervidor de fondos y PA's superior e inferior y productos de domos y fondos. El tren de precalentamiento existente debe ser simulado para determinar si éste puede entregar las nuevas cargas térmicas requeridas. Si la red de intercambiadores no cumple con los nuevos requerimientos, ésta debe ser rediseñada con mínimas alteraciones (evitando cambios en el horno) para asegurar que los nuevos requerimientos del proceso son cubiertos con el mínimo de inversión de capital en la columna atmosférica.



Figura 3.A.1: Tren de Precalentamiento Existente



El método que se utiliza para llevar a cabo el estudio en el tren de precalentamiento requiere de la simulación de la columna atmosférica la cual se realiza con el simulador PRO/II (Simulation Sciences) y de la simulación y el análisis del punto de pliegue de la red de intercambiadores de calor mediante el software HEXTRAN (Simulation Sciences). Los pasos involucrados en el estudio son los siguientes:

1. Simular la columna existente con un simulador de procesos, ajustar la simulación a las condiciones de operación y determinar las calidades de los productos nuevos y las nuevas cargas térmicas.
2. Evaluar el tren de precalentamiento existente usando HEXTRAN y determinar la recuperación de calor total del proceso. Determinar si la red existente puede entregar las nuevas cargas térmicas.
3. Determinar si las nuevas cargas térmicas pueden ser entregadas mediante la adición de área a los intercambiadores existentes dado que esto implica la menor inversión de capital para llevar a cabo el proyecto.
4. Determinar la recuperación total de calor y el acercamiento de temperatura de la red (HRAT – heat recovery and network approach temperature).
5. Desarrollar el modelo de síntesis usando el método de acercamiento mínimo de temperatura y minimizar la adición de nuevas unidades para cubrir los nuevos requerimientos del proceso. Para llevar a cabo este análisis, se presentan diferentes configuraciones basadas en el acercamiento mínimo de temperatura en los intercambiadores (EMAT – exchanger minimum approach temperatura) y la elección de dividir o no el flujo de los fluidos.



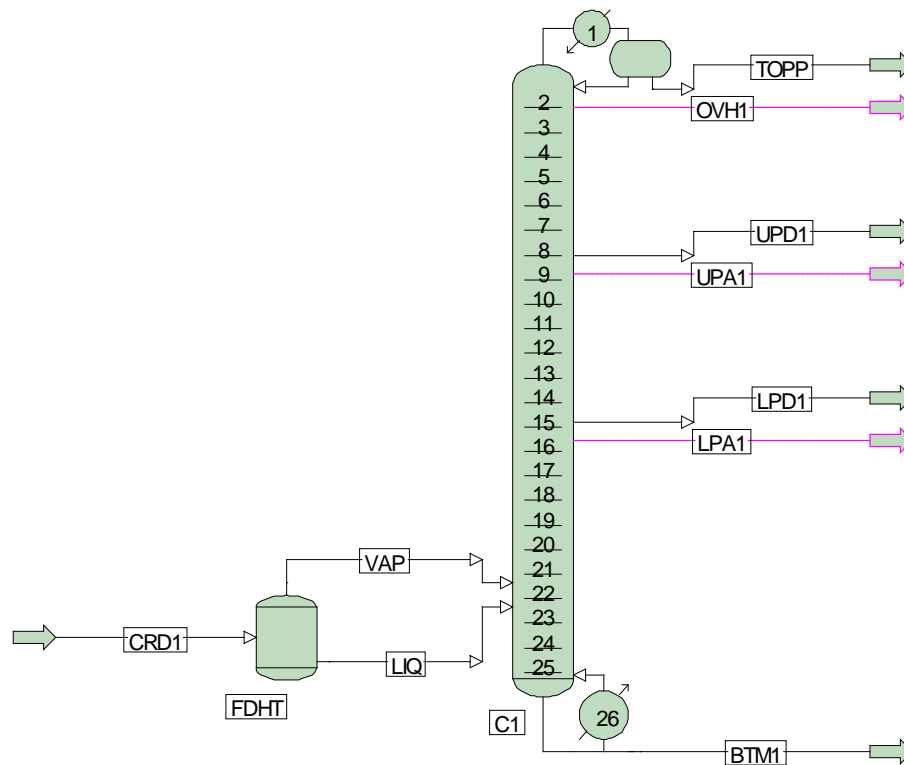
6. Ajustar los ases de tubos existentes a los requerimientos de la síntesis realizada y reutilizar tantos los intercambiadores de la red original como sea posible.
7. Evaluar la red rediseñada.
8. Optimizar el by-paseo de los intercambiadores (exchanger by-passing) para ajustar las cargas térmicas requeridas por el proceso.

RESULTADOS

Paso 1. Simulación de la Columna con PRO/II.

Toda la información correspondiente a la simulación de la columna atmosférica (Figura 3.A.2) puede ser encontrada en el Apéndice 3.A.1 de esta sección.

Figura 3.A.2: Simulación de la Columna Atmosférica en PRO/II



La simulación de la columna atmosférica se realiza utilizando PRO/II con PROVISION versión 4.17. Para facilitar las posteriores simulaciones con HEXTRAN versión 7.02, los resultados de la simulación del proceso son exportados a HEXTABLES, que pueden ser directamente accesadas desde HEXTRAN, así como a los componentes e información de las corrientes.

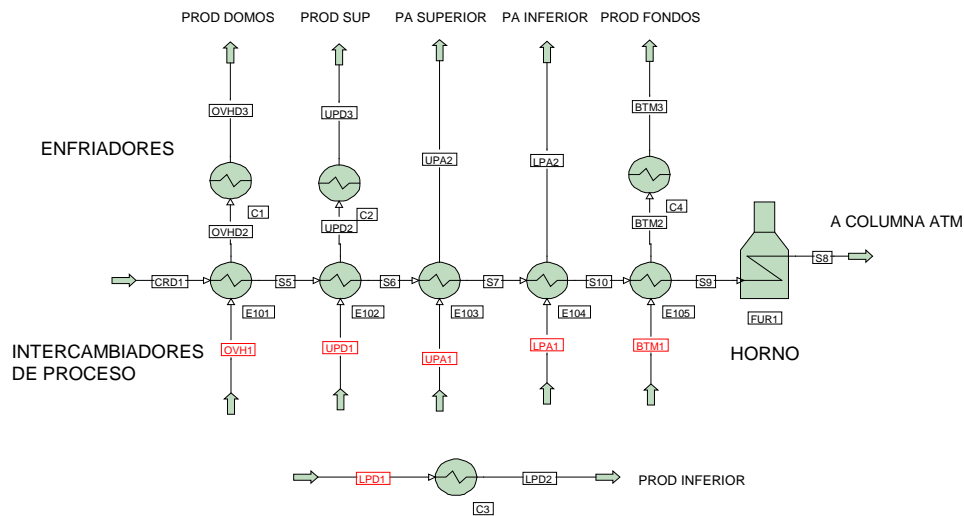


De la simulación de la columna atmosférica se puede observar que las nuevas cargas térmicas para los PA's superior e inferior son 10.891 y 6.378 MM BTU/hr respectivamente.

Paso 2. Evaluación de la Red Existente con HEXTRAN.

Después de que las cargas son conocidas, es ahora posible evaluar la red existente (Figura 3.A.3 y ver el Apéndice 3.A.2 para mayores detalles)

Figura 3.A.3: Tren de precalentamiento Existente



La Tabla 3.A.1 muestra las cargas térmicas existentes (calculadas) y las requeridas para los PA's.

Tabla 3.A.1		
	Cargas Existentes (MM BTU/Hr)	Cargas Requeridas (MM BTU/Hr)
E-103	5.62	10.89
E-104	6.73	6.38

El by – paseo en el intercambiador E – 104 puede ajustar la carga térmica requerida, pero para el intercambiador E – 103 no es adecuado para el nuevo servicio. La red existente debe ser por lo tanto examinada para determinar si la adición de área es la solución, dado que esto representa la mínima inversión de capital para una red de intercambiadores de calor.

Un examen más profundo de los resultados sugiere atención en el intercambiador E – 105. Durante la simulación, se desplegó un mensaje de advertencia para este intercambiador en donde se indicó que no se satisface el balance de calor. La razón de este hecho es que el intercambiador está sobrediseñado en una cantidad tal que la diferencia de temperaturas entre la



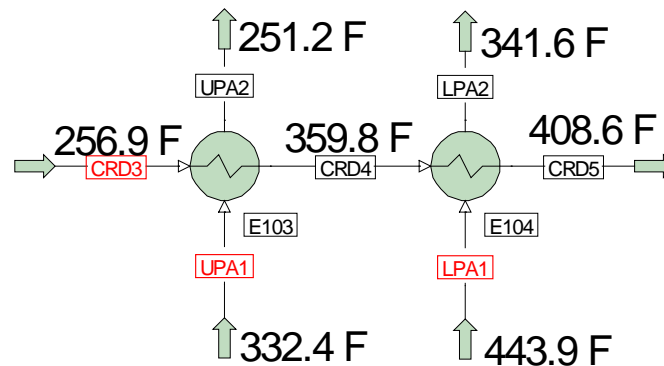
salida caliente y la entrada fría (HOCI – hot outlet, cold inlet) es menor a 3°F (ver Apéndice 3.A.2).

Paso 3. Adición de Área

Es claro que la red existente de intercambiadores de calor no puede proveer la carga requerida, la adición de área es considerada como la siguiente opción dado que esto requiere de mínima inversión de capital. Este cálculo es invocado mediante la declaración de las cargas térmicas requeridas para los PA's como especificaciones para los intercambiadores de calor existentes.

De los resultados de esta simulación (Apéndice 3.A.3), se puede ver que para ajustar las cargas requeridas, ocurre un cruce de temperaturas en ambos intercambiadores. Esta situación se resume en la Figura 3.A.4.

Figura 3.A.4: Cruce de Temperaturas



Debido a las especificaciones para los PA's, el crudo es calentado 27.4°F más caliente que la corriente caliente de la entrada al intercambiador E – 103. Al mismo tiempo, la corriente caliente del intercambiador E – 104 es enfriada 18.2°F debajo de la temperatura de entrada de crudo. Esto claramente demuestra que las cargas requeridas producen temperaturas de salida termodinámicamente imposibles. Tal y como está configurado, el tren de precalentamiento no puede ajustarse a las cargas requeridas por la columna.

Paso 4. Targeting

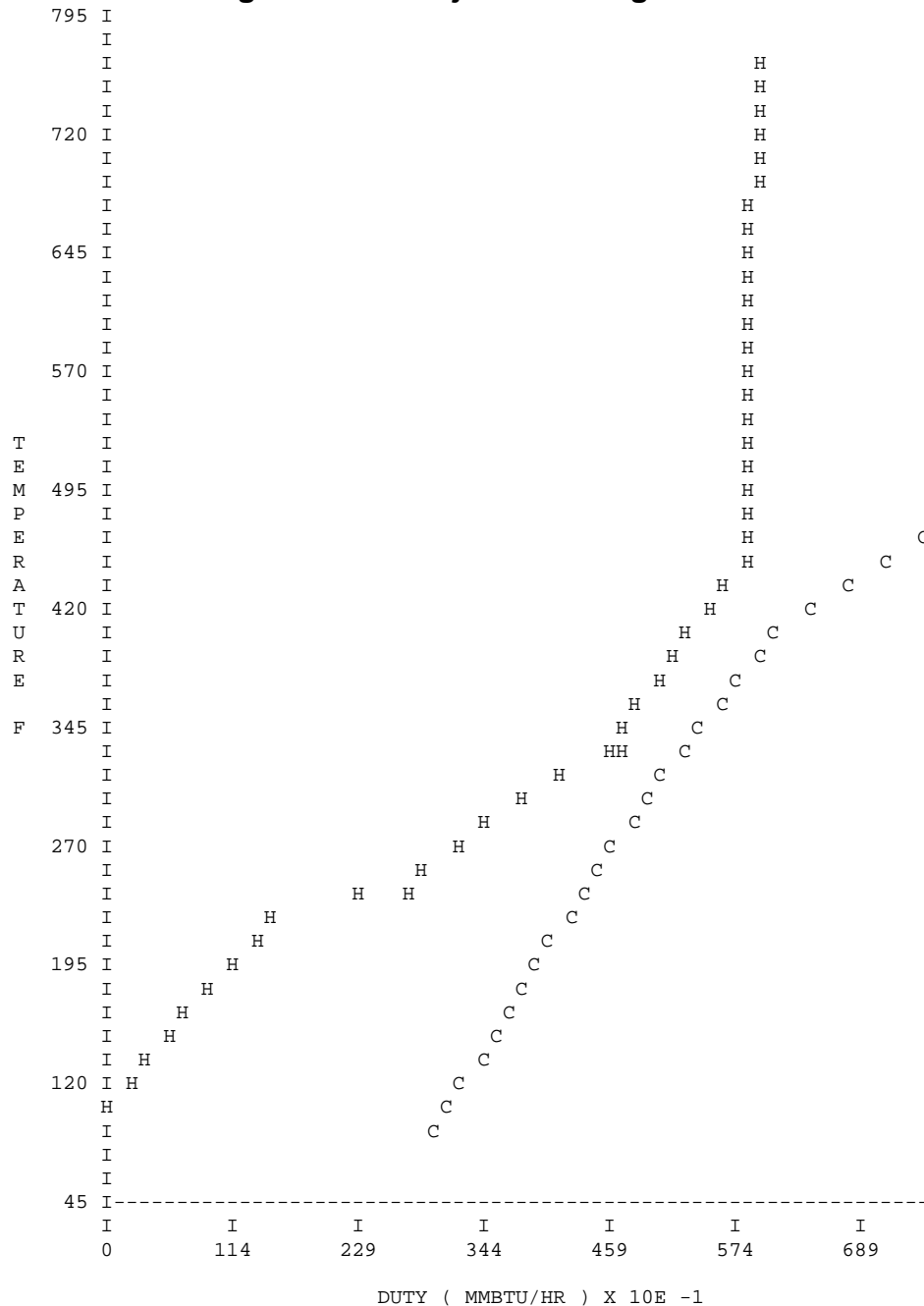
Dado que la adición de área no ajusta los nuevos requerimientos de carga térmica, una posible solución es la reconfiguración de la red basada en la tecnología de punto de pliegue. Para minimizar los cambios requeridos y de ahí los costos de capital del reacondicionamiento, la nueva red sintetizada debe ser función del acercamiento de temperatura original o HRAT. El HRAT de la red existente puede ser determinado llevando a cabo el targeting de la misma utilizando el intercambio de calor proceso – proceso conocido, 29.44 MM BTU/hr.

Los resultados (Apéndice 3.A.4) muestran que el HRAT de la red es de 61.7°F, el calentamiento del crudo es de 388.8°F y la curva de enfriamiento de



260.3°F. La curva compuesta siguiente muestra los objetivos energéticos de la unidad. Una nueva red es sintetizada a este nivel de energía para así satisfacer todas las restricciones.

Figura 3.A.5: Objetivos Energéticos



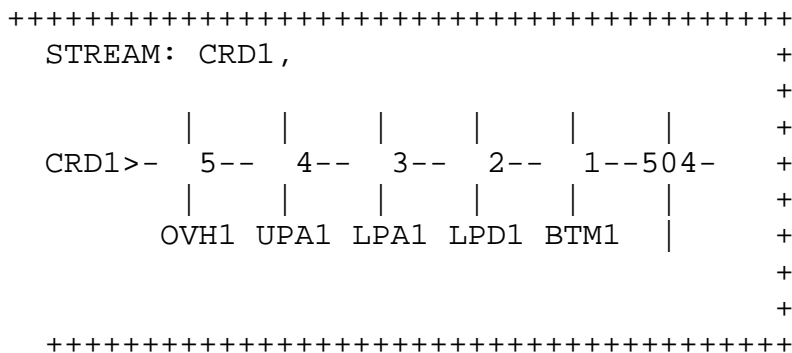
Paso 5. Síntesis de la Red

Ahora que los objetivos energéticos han sido establecidos, HEXTRAN sintetiza diferentes diseños para la red en varios acercamientos mínimos de



temperatura para los intercambiadores (EMAT's – exchanger minimum approach temperature) bajo el HRAT. Generalmente, bajos valores de EMAT's producen redes con pocas corazas pero mayores áreas por coraza. Valores altos de EMAT producirán redes con división de flujos, las cuales con alternativas más económicas que sus contrapartes sin división de flujos. El archivo de salida en el Apéndice 3.A.5 muestra que la red sintetizada para un EMAT de 30°F es la que más se asemeja a la red existente en términos del número de unidades y su configuración.

Figura 3.A.6: Red Sintetizada

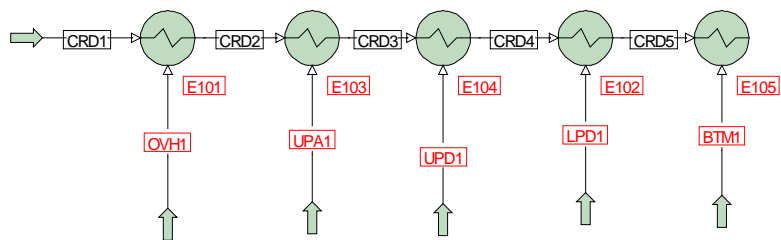


La Figura 3.A.6 muestra que el producto del PA inferior debe ser cambiado a un servicio y sacar de servicio al producto del PA superior. Esto es termodinámicamente lógico dado que el intercambiador de calor será más eficiente a la temperatura más alta de la corriente del PA interior. El resultado también indica que si E -102 es usado para el LPD, entonces necesitará ser llevado hacia la torre en el esquema de la red. Al ajustar las áreas, se deben de usar tantos intercambiadores en su servicio original como sea posible. Esto, nuevamente, reducirá el costo de capital para el reacondicionamiento.

Paso 6. Ajustar el Área Existente a la Nueva Red.

Ajustar el área disponible a la red sintetizada llevará a la siguiente configuración de la red (Figura 3.A.7).

Figure 3.A.7: Nueva Configuración



Como se muestra, todas las recomendaciones de la síntesis para que el nivel de recuperación de calor pueden ser conseguidas con cuatro de los cinco intercambiadores del servicio original. El intercambiador E – 102 ha sido movido



aguas arriba del intercambiador de fondos y su servicio ha sido cambiado del PA superior al inferior. El PA superior será utilizado ahora hacia el servicio de enfriamiento.

Paso 7. Evaluación de la Nueva Red

La simulación de la evaluación inicial es modificada para reflejar la nueva configuración. El Apéndice 3.A.7 muestra los resultados de esta simulación. La nueva red mejora la recuperación de calor y tiene el mejor desempeño con los intercambiadores de calor existentes con el diseño más apegado a la configuración inicial. El siguiente y último paso es examinar el by – paseo de los intercambiadores de calor para ajustar las cargas de calor de los PA's (ver Tabla 3.A.2).

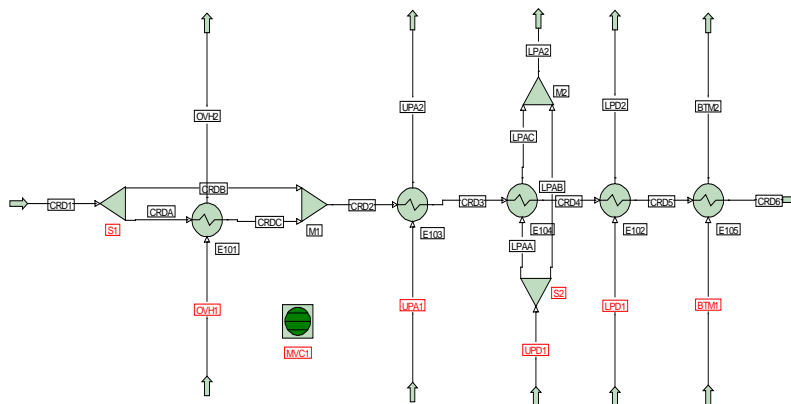
Tabla 3.A.2		
Intercambiador	Carga Calculada (MM BTU/Hr)	Carga Requerida (MM BTU/Hr)
E-103	7.86	10.89
E-104	7.09	6.38

Para controlar la carga térmica del PA superior, se debe instalar un by – pass en el intercambiador E – 101 para producir la corriente CRD2 con una menor temperatura. De esta forma, la carga del intercambiador E – 103 puede ser incrementada hasta 10.89 MM BTU/hr. La carga reportada para E – 104 es un poco mayor que la requerida de 6.38 MM BTU/hr pero by – pasear este intercambiador con la corriente LPA1 también resuelve el problema.

Paso 8. By – pasear los Intercambiadores E – 101 y E – 104.

La red de intercambiadores by – paseada como se describió más arriba se muestra en la Figura 3.A.8.

Figura 3.A.8: Red de Intercambiadores con By – pases





Se coloca una especificación extra de HOCl de 3°F para E – 105 para prevenir el cruce de temperaturas y permitir que la red se resuelva completamente. Al hacer esto, se ha hecho la suposición de que existirá un ensuciamiento mínimo. Esta suposición tiene que ser revisada, sin embargo los crudos son muy susceptibles de causar ensuciamiento. El Apéndice 3.A.8 muestra que las cargas térmicas de los intercambiadores E – 103 y E – 104 son ajustadas exactamente. El reacondicionamiento de la red está terminado.

CONCLUSIONES

Para el caso presentado en este estudio, todas las cargas térmicas requeridas para las nuevas demandas en los productos de la columna pueden ser ajustadas con los intercambiadores de calor existentes casi con su servicio original. Esto causa una vasta reducción en el costo de capital de inversión comparado con las técnicas tradicionales de diseño (sólo se requiere del re – entubamiento) y se puede demostrar que la reducción puede ser sobre \$ 1 MM de dólares americanos. Adicionalmente, existirá un ahorro asociado de alrededor de \$ 0.7 MM de dólares americanos por año por costos de operación dado que la energía que está disponible es usada de una forma más eficiente



APÉNDICE 3.A.1. Simulación de la Columna de Crudo

Datos de la Simulación

DFP Como se muestra en la Figura 3.A.2
Cortes TBP 40 entre 50 y 700°F
Datos de la Corriente Alimentación CRD1, Temperatura 85°F, Presión 45 psia
Flujo 625 bbl/hr, API Promedio 57.158
Datos de destilación ASTMD86:

Tabla 3.A.3	
Volumen de Líquido (%)	Temperatura (°F)
0	128
5	147
10	163
30	208
50	251
70	302
90	441
95	488
100	569

Calentador de Alimentación Isotérmico, Temperatura 457.8°F, Presión 105 psia
Datos de la Columna 26 etapas teóricas
Vapor de Alimentación en la etapa 22, el líquido en 23
Producto de Domos TOPP
Fondos BTMS
Extracción de líquido UPD1 (etapa 9), LPD1 (etapa 16)
Condensador tipo punto de burbuja a 90 psia
Enfriadores en las etapas 7 y 15 (etapas de retorno de los PA's)
Rehervidor tipo kettle
Perfil de presión: Domo a 100 psia, caída de presión 3 psia
Pump arounds
superior de la etapa 9 a la 7, 202100 lb/hr
inferior de la etapa 16 a la 15, 92100 lb/hr
fondos de la etapa 26 a la 26, fracción de líquido 0.5
Especificaciones
Flujo BTM1 6667 lb/hr



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

Flujo UPD1 82076 lb/hr
Flujo LPD1 59965 lb/hr
Flujo líquido en la etapa 6 70700 lb/hr
Flujo líquido en la etapa 14 liquid 53000 lb/hr
Carga térmica total del rehervidor y evaporador 57.55 MM BTU/hr

VARIABLES

Cargas térmicas para los cuatro calentadores y enfriadores
Flujos de las extracciones laterales para UPD1 and LPD1

Para la simulación de la columna, se usan el método termodinámico Grayson Streed y el grupo Petroleum para el cálculo de las propiedades de transporte. En la columna se utiliza el generador Conventional de estimados iniciales y una relación de reflujo estimada de 5. La caracterización del ensayo para la corriente de alimentación está basada en Cavett y en el método de conversión de la API de 1963.

HEXTRAN tendrá acceso a los resultados de PROII utilizando dos opciones en la simulación del proceso. La primera opción, HEXTABLES, genera las propiedades requeridas para todas las corrientes en los rangos de temperatura y presión esperadas en la simulación. Los resultados se almacenan en el archivo HEXTRAN.EXT. Las propiedades para cada corriente tienen un número asignado como sigue:

Corriente	No.	Temperatura (°F)	Paso Temperatura (°F)	Puntos	Presión (psia)
CRD1	1	85.0	19.632	20	215, 190
BTM1	2	100.0	73.680	10	103
UPD1	3	100.0	25.817	10	103
LPD1	4	100.0	38.212	10	101.75
OVH1	5	220.7	2.307	10	100
UPA1	6	251.2	9.017	10	100.875, 90
LPA1	7	341.6	11.368	10	101.750

La segunda opción para transferir la información a HEXTRAN es DBASE, la cual genera un archivo con extensión P2I el cual contiene la información para los componentes petroleros (DATA=, PETRO) y la información convergida para las corrientes (DATA=STREAM,...). Este archivo, en formato ASCII, se añade fácilmente en el archivo de palabras clave de HEXTRAN.



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

Archivo de Palabras Clave

```

$ Generated by PRO/II Keyword Generation System <version
2.71 - 02-14-95>
$ Generated on: Thu Dec 12 14:09:46 1996
TITLE
SEQUENCE SIMSCI
$
$ USE THE DBASE CARD TO CREATE A P2I FILE THAT CONTAIS
$ PETRO COMPONENT CARDS AND STREAM DATA CARDS FOR USE IN
HEXTRAN
$
DBASE DATA=STREAM,PETRO
DIME LIQV=BBL,PRES=PSIA
COMPONENT DATA
ASSAY FIT=QUADRATIC, CHARACTERIZE=CAVETT,MW=CAVETT,
CONVERSION=API63
CUTPOINTS TBPCUTS=50,700,40
THERMODYNAMIC DATA
METHOD SYSTEM=GS, DENS(L)=API,TRANSPORT=PETR,
SET=GS01, DEFAULT
STREAM DATA
PROPERTY STREAM=CRD1, TEMPERATURE=85, PRESSURE=45,
PHASE=M, &
RATE(V)=625
D86 STREAM=CRD1,
DATA=0,128/5,147/10,163/30,208/50,251/70,302/ &
90,441/95,488/100,569, TEMP=F
API STREAM=CRD1, AVERAGE=57.158
UNIT OPERATIONS
COLUMN UID=C1
PARAMETER TRAY=26,IO
FEED LIQ,23/VAP,22
PRODUCT OVHD(M)=TOPP, LDRAW=UPD1,9,800,
LDRAW=LPD1, &
16,400, BTMS=BTM1,25
CONDENSER TYPE=BUBB, PRESSURE=90
DUTY 1,1/2,7/3,15/4,26
PA FROM=9, TO=7, PHASE=L, RATE(WT)=202100
PA FROM=16, TO=15, PHASE=L, RATE(WT)=92100
PA FROM=26, TO=26, PHASE=L, LFRACT=0.5
PSPEC PTOP=100, DPCOLUMN=3
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=CONVENTIONAL, RRATIO=5
SPEC STREAM=BTM1, RATE(WT,LB/H), VALUE=6667
SPEC COLUMN=C1, TRAY=14, RATE(WT,LB/H), PHASE=L,
VALUE=53000
SPEC COLUMN=C1, DUTY(4,BTU/H), PLUS, FLASH=FDHT,
DUTY(BTU/H), &
VALUE=57.55
$CONT.
SPEC COLUMN=C1, TRAY=6, RATE(WT,LB/H), PHASE=L,
VALUE=70700
SPEC STREAM=LPD1, RATE(WT,LB/H), VALUE=59965
SPEC STREAM=UPD1, RATE(WT,LB/H), VALUE=82076
VARY DUTY=1,2,3,4
VARY DRAW=UPD1,LPD1
TFLOW NET(V)=OVH1,2, PA(L)=UPAL,9,7/LPAL,16,15
REBOILER TYPE=KETTLE
FLASH UID=FDHT
FEED CRD1
PRODUCT V=VAP, L=LIQ
ISO TEMPERATURE=457.8, PRESSURE=105
HEXTABLES UID=H100
FILE HEXTRAN
GENE STRM=CRD1,SETNO=1,PXTRA,*
TEMP=85,DT=19.632,TPOINTS=20,*
PRESS=215,190,*
NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO
GENE STRM=BTM1,SETNO=2,PXTRA,*
TEMP=100,DT=73.68,TPOINTS=10,*
PRESS=103,*
NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO
GENE STRM=UPD1,SETNO=3,PXTRA,*
TEMP=100,DT=25.817,TPOINTS=10,*
PRESS=103,*
NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO
GENE STRM=LPD1,SETNO=4,PXTRA,*
TEMP=100,DT=38.212,TPOINTS=10,*
PRESS=101.75,*
NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO
GENE STRM=OVH1,SETNO=5,PXTRA,*
TEMP=220.7,DT=2.307,TPOINTS=10,*

```

```

PRESS=100,*
NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO
GENE STRM=UPAL,SETNO=6,PXTRA,*
TEMP=251.2,DT=9.017,TPOINTS=10,*
PRESS=100.875,90,*
NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO
GENE STRM=LPA1,SETNO=7,PXTRA,*
TEMP=341.6,DT=11.368,TPOINTS=10,*
PRESS=101.75,*

```

```

NOPR,THERMO,TRANS,DENS,BUBB,DEW,DEWW,PETRO

```

```

END

```



Resultados

La sección de resultados más importante que detalla a la columna se muestra a continuación:

```

UNIT 1, 'C1'

TOTAL NUMBER OF ITERATIONS

      IN/OUT METHOD      4

COLUMN SUMMARY

      TRAY    TEMP    PRESSURE    LIQUID    NET FLOW RATES    PRODUCT    HEATER
      DEG F    PSIA    VAPOR    FEED    PRODUCT    DUTIES
      MM BTU/HR
-----
      1C    220.7    90.00    992.0    1215.2    223.2L    -11.9075
      2    241.5    100.00    1005.0    1228.2
      3    252.8    100.13    977.2    1200.5
      4    263.6    100.25    945.7    1168.9
      5    275.0    100.38    900.6    1123.9
      6    289.3    100.50    829.2    1052.4
      7    310.7    100.63    3744.2    1907.3    -10.8915
      8    317.6    100.75    3708.8
      9    332.4    100.88    662.7    1871.9    836.6L
     10    370.8    101.00    594.0    1722.6
     11    389.6    101.13    557.0    1653.9
     12    399.8    101.25    522.7    1616.9
     13    407.0    101.38    482.2    1582.6
     14    414.2    101.50    421.1    1542.1
     15    424.3    101.63    1343.1    1480.9    -6.3773
     16    443.9    101.75    96.6    1752.7    423.4L
     17    481.1    101.88    59.5    1579.8
     18    488.3    102.00    51.9    1542.7
     19    489.7    102.13    49.1    1535.1
     20    490.1    102.25    47.7    1532.4
     21    490.4    102.38    46.7    1530.9
     22    490.5    102.50    70.8    1529.9    1343.3V
     23    609.2    102.63    270.8    210.7    166.3M
     24    693.2    102.75    335.5    244.4
     25    736.6    102.88    380.4    309.1
     26R    763.1    103.00    354.0    26.4L    7.2024

FEED AND PRODUCT STREAMS

      TYPE    STREAM    PHASE    FROM    TO    LIQUID    FLOW RATES    HEAT RATES
      TRAY    TRAY    FRAC    LB-MOL/HR    MM BTU/HR
-----
FEED    VAP    VAPOR    22    .0000    1343.34    48.5229
FEED    LIQ    MIXED    23    .9897    166.28    6.5166
PROD    TOPP    LIQUID    1    223.22    1.6648
PROD    UPD1    LIQUID    9    836.65    14.0138
PROD    LPD1    LIQUID    16    423.37    14.3001
PROD    BTM1    LIQUID    26    26.38    3.0876

PSEUDO PRODUCT STREAMS

      TYPE    STREAM    PHASE    FROM    TO    LIQUID    FLOW RATES    HEAT RATES
      TRAY    TRAY    FRAC    LB-MOL/HR    MM BTU/HR
-----
NET    OVH1    VAPOR    2    1215.22    20.9706
PA    UPAL    LIQUID    9    7    2060.11    34.5070
PA    LPAL    LIQUID    16    15    650.25    21.9634

OVERALL MOLE BALANCE, (FEEDS - PRODUCTS)    9.2933E-14
OVERALL HEAT BALANCE, (H(IN) - H(OUT) )    -7.2604E-04

PUMPAROUNDS

      TRAY    TEMP, DEG F    LIQUID FRACTION    RATES
      FROM TO    FROM TO    FROM TO    LB-MOL/HR    M LB/HR    STD BBL/HR
-----
      9    7    332.4    251.2    1.0000    1.0000    2060.11    202.099    786.97
     16    15    443.9    341.6    1.0000    1.0000    650.25    92.100    336.65
     26    26    763.1    773.9    1.0000    .5000    742.84    187.722    631.38

SPECIFICATIONS

      PARAMETER    TRAY    COMP    SPECIFICATION    SPECIFIED    CALCULATED
      TYPE        NO     NO     TYPE             VALUE        VALUE
-----
STRM    BTM1    26     WT    RATE            6.667E+03    6.667E+03
TRAY    LIQ     14     WT    RATE            5.300E+04    5.300E+04

```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

UNIT C1	26	DUTY	5.755E+01	5.755E+01
TRAY LIQ	6	WT RATE	7.070E+04	7.070E+04
STRM LPD1	16	WT RATE	5.997E+04	5.996E+04
STRM UPD1	9	WT RATE	8.208E+04	8.208E+04
REFLUX RATIOS				
----- REFLUX RATIOS -----				
		MOLAR	WEIGHT	STD L VOL
		-----	-----	-----
REFLUX / FEED STREAM VAP		.7385	.4981	.5344
REFLUX / FEED STREAM LIQ		5.9658	2.5984	2.9979
REFLUX / TOTAL FEED		.6571	.4180	.4535
REFLUX / LIQUID DISTILLATE		4.4441	4.4441	4.4441



APÉNDICE 3.A.2. Simulación del Tren de Precalentamiento Existente

Datos de la Simulación

Para la simulación en HEXTRAN, toda la información concerniente a las corrientes puede ser ingresada ya sea mediante los archivos P2I o HEXTRAN.EXT. Para facilitar la documentación de la simulación, se utiliza el archivo P2I. La desventaja de esta selección es que las propiedades de las corrientes tienen que ser calculadas por HEXTRAN en cada corrida de la simulación. Por otro lado, al usar un archivo externo con las propiedades de las corrientes, HEXTRAN.EXT, limita la simulación al rango de temperaturas y presiones definidas en la simulación de proceso. Esta situación puede generar pequeñas diferencias entre ambos métodos.

La configuración de los intercambiadores de calor es la siguiente:

E – 101	Tubos	1 paso, patrón de 30°, pitch 0.938, 250 tubos, $D_{out} = 0.75''$, $D_{in} = 0.62''$, longitud 20'
	Coraza	Dos corazas en serie, $D_{in} = 19''$, corte del bafle 0.25, espaciamento 10'', TEMA AEW, área 1000 ft ²
E – 102	Tubos	2 pasos, patrón de 90°, pitch 1.25, 214 tubos, $D_{out} = 1.0''$, $D_{in} = 0.87''$, longitud 16'
	Coraza	Una coraza, $D_{in} = 25''$, corte del bafle 0.25, espaciamento 10'', TEMA AES, área 896 ft ²
E – 103	Tubos	6 pasos, patrón de 30°, pitch 0.938, 698 tubos, $D_{out} = 0.75''$, $D_{in} = 0.584''$, longitud 20'
	Coraza	Una coraza, $D_{in} = 31''$, corte del bafle 0.24, espaciamento 20'', TEMA AFS, área 2741 ft ²
E – 104	Tubos	6 pasos, patrón de 30°, pitch 0.938, 698 tubos, $D_{out} = 0.75''$, $D_{in} = 0.584''$, longitud 20'
	Coraza	Una coraza, $D_{in} = 31''$, corte del bafle 0.24, espaciamento 20'', TEMA AFS, área 2741 ft ²
E – 105	Tubos	4 pasos, patrón de 30°, pitch 0.938, 706 tubos, $D_{out} = 0.75''$, $D_{in} = 0.584''$, longitud 20'
	Coraza	Una coraza, $D_{in} = 31''$, corte del bafle 0.24, espaciamento 20'', TEMA AFS, área 2772 ft ²

Los enfriadores de servicio están configurados para usar agua a 80°F la cual tiene un incremento de 20°F en el intercambiador.



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

Archivo de palabras clave

```

$
$   GENERAL DATA SECTION
$
$   TITLE PROJECT=CRUDE      ,  PROBLEM=START      ,  USER=WIM      ,  *
$   SITE=CRUD
$
$   DESC CRUDE PREHEAT TRAIN - RATING EXISTING NETWORK
$
$   DIME ENGLISH, AREA=FT2, CONDUCTIVITY=BTUH, DENSITY=LBFT3, *
$   ENERGY=BTU , FILM=BTUH, LIQVOLUME=BBL , POWER=HP, *
$   PRESSURE=PSIA , SURFACE=DYNE, TIME=HR , TEMPERATURE=F, *
$   UVALUE=BTUH, VAPVOLUME=FT3, VISCOSITY=CP , WT=LB, *
$   XDENSITY=API , STDVAPOR=379.490
$
$   PRINT GENERAL, PROPERTY, STREAM, UNIT, NEWS
$
$   CALC PGEN=NEW , WATER=SATURATED
$
$   COMPONENT DATA SECTION
$
$   COMPONENT DATA
$   TBPCUTS 50,700,40
$
$*****
$*
$*   PRO/II PETRO COMPONENTS DATA CARDS
$*
$*****
$
$   PETRO      1,NBP  59      /  2,NBP  74      /  *
$CONT.
$   3,NBP  90      /  4,NBP 107      /  *
$   5,NBP 123      /  6,NBP 139      /  *
$   7,NBP 155      /  8,NBP 172      /  *
$   9,NBP 188      / 10,NBP 204      /  *
$   PETRO     11,NBP 220      / 12,NBP 237      /  *
$   13,NBP 253      / 14,NBP 269      /  *
$   15,NBP 285      / 16,NBP 301      /  *
$   17,NBP 318      / 18,NBP 334      /  *
$   19,NBP 350      / 20,NBP 366      /  *
$   PETRO     21,NBP 383      / 22,NBP 399      /  *
$   23,NBP 415      / 24,NBP 431      /  *
$   25,NBP 447      / 26,NBP 464      /  *
$   27,NBP 480      / 28,NBP 496      /  *
$   29,NBP 513      / 30,NBP 529      /  *
$   PETRO     31,NBP 545      / 32,NBP 561      /  *
$   33,NBP 578      / 34,NBP 594      /  *
$   35,NBP 610      / 36,NBP 626      /  *
$   37,NBP 642      / 38,NBP 654
$
$   $ NBP (F)      CARDS
$
$   NBP (F)      1,      59.755 /  2,      74.436 /  3,      90.828 /  *
$   4,      107.195 /  5,      123.168 /  6,      139.417 /  *
$   7,      155.666 /  8,      171.974 /  9,      188.139 /  *
$   10,      204.355 / 11,      220.605 / 12,      236.970 /  *
$   13,      253.031 / 14,      269.252 / 15,      285.490
$   NBP (F)      16,      301.221 / 17,      317.954 / 18,      334.284 /  *
$   19,      350.528 / 20,      366.770 / 21,      383.012 /  *
$   22,      399.251 / 23,      415.489 / 24,      431.724 /  *
$   25,      447.741 / 26,      464.266 / 27,      480.528 /  *
$   28,      496.771 / 29,      513.012 / 30,      529.252
$   NBP (F)      31,      545.490 / 32,      561.725 / 33,      577.956 /  *
$   34,      594.182 / 35,      610.400 / 36,      626.606 /  *
$   37,      642.832 / 38,      654.118
$
$   $ MW      CARDS
$
$   MW      1,      58.854 /  2,      62.414 /  3,      66.519 /  *
$   4,      70.741 /  5,      74.969 /  6,      79.369 /  *
$   7,      83.858 /  8,      88.443 /  9,      93.057 /  *
$   10,      97.748 / 11,      102.502 / 12,      107.337 /  *
$   13,      112.120 / 14,      116.983 / 15,      121.877
$   MW      16,      126.947 / 17,      132.513 / 18,      138.247 /  *
$   19,      144.234 / 20,      150.491 / 21,      157.004 /  *
$   22,      163.761 / 23,      170.753 / 24,      177.967 /  *
$   25,      185.295 / 26,      193.064 / 27,      200.909 /  *
$   28,      208.931 / 29,      217.133 / 30,      225.507
$   MW      31,      234.044 / 32,      242.738 / 33,      251.580 /  *
$   34,      260.565 / 35,      269.684 / 36,      278.928 /  *
$   37,      288.311 / 38,      294.910
$
$   $ SPGR      CARDS
$
$CONT.
$   SPGR      1,      .6731 /  2,      .6794 /  3,      .6863 /  *
$   4,      .6930 /  5,      .6995 /  6,      .7059 /  *
$   7,      .7123 /  8,      .7185 /  9,      .7246 /  *

```




**Simulación, Optimización e Integración de la Información
en la Industria Petrolera**



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

	10,	.7306 /	11,	.7365 /	12,	.7423 / *
	13,	.7480 /	14,	.7536 /	15,	.7592
SPGR	16,	.7645 /	17,	.7701 /	18,	.7754 / *
	19,	.7807 /	20,	.7858 /	21,	.7910 / *
	22,	.7960 /	23,	.8010 /	24,	.8059 / *
	25,	.8107 /	26,	.8156 /	27,	.8204 / *
	28,	.8251 /	29,	.8297 /	30,	.8343
SPGR	31,	.8388 /	32,	.8433 /	33,	.8478 / *
	34,	.8522 /	35,	.8565 /	36,	.8608 / *
	37,	.8651 /	38,	.8680		
\$						
\$ TC (F)	CARDS					
\$						
TC (F)	1,	367.32 /	2,	382.52 /	3,	399.71 / *
	4,	417.09 /	5,	434.20 /	6,	451.73 / *
	7,	469.34 /	8,	487.08 /	9,	504.70 / *
	10,	522.38 /	11,	540.09 /	12,	557.90 / *
	13,	575.33 /	14,	592.87 /	15,	610.36
TC (F)	16,	627.23 /	17,	645.08 /	18,	662.39 / *
	19,	679.50 /	20,	696.50 /	21,	713.37 / *
	22,	730.13 /	23,	746.75 /	24,	763.24 / *
	25,	779.38 /	26,	795.90 /	27,	812.02 / *
	28,	827.98 /	29,	843.82 /	30,	859.52
TC (F)	31,	875.09 /	32,	890.53 /	33,	905.84 / *
	34,	921.02 /	35,	936.08 /	36,	951.01 / *
	37,	965.85 /	38,	976.10		
\$						
\$ PC (PSIA)	CARDS					
\$						
PC (PSIA)	1,	581.92 /	2,	564.46 /	3,	546.64 / *
	4,	530.29 /	5,	515.49 /	6,	501.38 / *
	7,	488.07 /	8,	475.37 /	9,	463.32 / *
	10,	451.67 /	11,	440.35 /	12,	429.27 / *
	13,	418.64 /	14,	408.13 /	15,	397.78
PC (PSIA)	16,	387.92 /	17,	377.58 /	18,	367.63 / *
	19,	357.86 /	20,	348.22 /	21,	338.71 / *
	22,	329.33 /	23,	320.09 /	24,	310.99 / *
	25,	302.16 /	26,	293.21 /	27,	284.57 / *
	28,	276.11 /	29,	267.84 /	30,	259.76
PC (PSIA)	31,	251.87 /	32,	244.20 /	33,	236.73 / *
	34,	229.49 /	35,	222.47 /	36,	215.68 / *
	37,	209.12 /	38,	204.69		
\$						
\$ ACENTRIC	CARDS					
\$						
ACENTRIC	1,	.156 /	2,	.177 /	3,	.200 / *
	4,	.221 /	5,	.241 /	6,	.260 / *
	7,	.279 /	8,	.297 /	9,	.314 / *
	10,	.331 /	11,	.347 /	12,	.363 / *
	13,	.379 /	14,	.394 /	15,	.408
\$CONT.						
ACENTRIC	16,	.422 /	17,	.436 /	18,	.450 / *
	19,	.463 /	20,	.477 /	21,	.490 / *
	22,	.502 /	23,	.515 /	24,	.528 / *
	25,	.540 /	26,	.552 /	27,	.564 / *
	28,	.577 /	29,	.589 /	30,	.601
ACENTRIC	31,	.613 /	32,	.625 /	33,	.637 / *
	34,	.649 /	35,	.662 /	36,	.674 / *
	37,	.687 /	38,	.696		
\$						
\$						
\$ THERMODYNAMIC DATA SECTION						
\$						
\$ THERMODYNAMIC DATA						
\$						
\$ METHODS SYSTEM=GS , DENSITY(L)=API , TRANSPORT=PETRO						
\$						
\$ STREAM DATA SECTION						
\$						
\$ STREAM DATA						
\$						
\$*****						
\$*						*
\$*						*
\$*						*
\$*****						
\$						
PROP STRM=CRD1 , TEMP = 85.0000, PRES= 45.0000, *						
COMP= *						
1, 4.56075E+01 / 2, 5.98391E+01 / 3, 5.94818E+01 / 4, 6.76160E+01 / *						
5, 8.98081E+01 / 6, 8.85005E+01 / 7, 8.72733E+01 / 8, 8.61131E+01 / *						
9, 8.93196E+01 / 10, 8.66165E+01 / 11, 8.20686E+01 / 12, 7.78414E+01 / *						
13, 8.10283E+01 / 14, 7.33362E+01 / 15, 6.52297E+01 / 16, 5.75703E+01 / *						
17, 3.93285E+01 / 18, 3.39129E+01 / 19, 3.07319E+01 / 20, 2.77266E+01 / *						
21, 2.48939E+01 / 22, 2.22287E+01 / 23, 1.97243E+01 / 24, 1.73732E+01 / *						
25, 1.51741E+01 / 26, 1.16756E+01 / 27, 1.04697E+01 / 28, 9.47016E+00 / *						
29, 8.52979E+00 / 30, 7.64474E+00 / 31, 6.81137E+00 / 32, 6.02621E+00 / *						
33, 5.28598E+00 / 34, 4.58760E+00 / 35, 3.92819E+00 / 36, 3.30507E+00 / *						
37, 2.71556E+00 / 38, 8.23680E-01,*						
TOUT=458, POUT=100, SET=1						
PROP STRM=BTM1 , TEMP = 763.1136, PRES= 103.0000, *						



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

```

COMP= *
1, 3.06406E-05 / 2, 5.54862E-05 / 3, 7.90320E-05 / 4, 1.28766E-04 / *
5, 2.43349E-04 / 6, 3.43894E-04 / 7, 4.88854E-04 / 8, 7.01233E-04 / *
9, 1.06212E-03 / 10, 1.51744E-03 / 11, 2.13524E-03 / 12, 3.03698E-03 / *
13, 4.73380E-03 / 14, 6.47662E-03 / 15, 8.75847E-03 / 16, 1.17682E-02 / *
17, 1.26953E-02 / 18, 1.72609E-02 / 19, 2.47994E-02 / 20, 3.57566E-02 / *
21, 5.20001E-02 / 22, 7.58024E-02 / 23, 1.10997E-01 / 24, 1.63000E-01 / *
25, 2.38889E-01 / 26, 3.15261E-01 / 27, 4.80772E-01 / 28, 7.33728E-01 / *
29, 1.09561E+00 / 30, 1.57750E+00 / 31, 2.15182E+00 / 32, 2.73210E+00 / *
33, 3.19292E+00 / 34, 3.42070E+00 / 35, 3.37041E+00 / 36, 3.08288E+00 / *
37, 2.64340E+00 / 38, 8.13296E-01,*
TOUT=100, SET=2
$CONT.

PROP STRM=LPD1 , TEMP = 443.9125, PRES= 101.7500, *
COMP= *
1, 2.27624E+00 / 2, 3.27372E+00 / 3, 3.60701E+00 / 4, 4.54707E+00 / *
5, 6.69157E+00 / 6, 7.35502E+00 / 7, 8.16169E+00 / 8, 9.13802E+00 / *
9, 1.08324E+01 / 10, 1.21145E+01 / 11, 1.33616E+01 / 12, 1.49103E+01 / *
13, 1.83873E+01 / 14, 1.99693E+01 / 15, 2.15955E+01 / 16, 2.33683E+01 / *
17, 2.01229E+01 / 18, 2.17998E+01 / 19, 2.40608E+01 / 20, 2.48080E+01 / *
21, 2.38326E+01 / 22, 2.18485E+01 / 23, 1.95295E+01 / 24, 1.71884E+01 / *
25, 1.49296E+01 / 26, 1.13592E+01 / 27, 9.98866E+00 / 28, 8.73640E+00 / *
29, 7.43420E+00 / 30, 6.06727E+00 / 31, 4.65958E+00 / 32, 3.29414E+00 / *
33, 2.09308E+00 / 34, 1.16692E+00 / 35, 5.57804E-01 / 36, 2.22210E-01 / *
37, 7.21761E-02 / 38, 1.03897E-02,*
TOUT=100, SET=4

PROP STRM=UPD1 , TEMP = 332.3523, PRES= 100.8750, *
COMP= *
1, 9.23921E+00 / 2, 1.44729E+01 / 3, 1.80253E+01 / 4, 2.65836E+01 / *
5, 4.66174E+01 / 6, 5.94450E+01 / 7, 6.94053E+01 / 8, 7.36104E+01 / *
9, 7.74307E+01 / 10, 7.42180E+01 / 11, 6.86350E+01 / 12, 6.29116E+01 / *
13, 6.26320E+01 / 14, 5.33594E+01 / 15, 4.36252E+01 / 16, 3.41903E+01 / *
17, 1.91929E+01 / 18, 1.20959E+01 / 19, 6.64635E+00 / 20, 2.88290E+00 / *
21, 1.00930E+00 / 22, 3.04423E-01 / 23, 8.38392E-02 / 24, 2.18234E-02 / *
25, 5.55357E-03 / 26, 1.16950E-03 / 27, 2.86838E-04 / 28, 6.94239E-05 / *
29, 1.62238E-05 / 30, 3.61223E-06 / 31, 7.52164E-07 / 32, 1.43298E-07 / *
33, 2.40645E-08 / 34, 3.46238E-09 / 35, 4.24478E-10 / 36, 4.30888E-11 / *
37, 3.53053E-12 / 38, 1.93932E-13,*
TOUT=100, SET=3

PROP STRM=OVH1 , TEMP = 241.4630, PRES= 100.0000, *
COMP= *
1, 1.85600E+02 / 2, 2.29156E+02 / 3, 2.06056E+02 / 4, 1.98629E+02 / *
5, 1.98704E+02 / 6, 1.18137E+02 / 7, 5.28392E+01 / 8, 1.83135E+01 / *
9, 5.74595E+00 / 10, 1.53769E+00 / 11, 3.80584E-01 / 12, 8.99589E-02 / *
13, 2.31994E-02 / 14, 4.96451E-03 / 15, 1.00242E-03 / 16, 1.99423E-04 / *
17, 2.56426E-05 / 18, 3.77615E-06 / 19, 4.81644E-07 / 20, 4.78694E-08 / *
21, 3.79514E-09 / 22, 2.56507E-10 / 23, 1.56830E-11 / 24, 8.98850E-13 / *
25, 5.10163E-14 / 26, 2.26884E-15 / 27, 1.19686E-16 / 28, 6.20523E-18 / *
29, 3.08881E-19 / 30, 1.45668E-20 / 31, 6.38766E-22 / 32, 2.54717E-23 / *
33, 8.81026E-25 / 34, 2.56107E-26 / 35, 6.30195E-28 / 36, 0.00000E+00 / *
37, 0.00000E+00 / 38, 0.00000E+00,*
TOUT=100, SET=5

PROP STRM=UPA1 , TEMP = 332.3523, PRES= 100.8750, *
COMP= *
1, 2.27502E+01 / 2, 3.56372E+01 / 3, 4.43847E+01 / 4, 6.54581E+01 / *
5, 1.14788E+02 / 6, 1.46374E+02 / 7, 1.70900E+02 / 8, 1.81254E+02 / *
9, 1.90661E+02 / 10, 1.82751E+02 / 11, 1.69003E+02 / 12, 1.54910E+02 / *
13, 1.54222E+02 / 14, 1.31390E+02 / 15, 1.07421E+02 / 16, 8.41884E+01 / *
17, 4.72597E+01 / 18, 2.97843E+01 / 19, 1.63656E+01 / 20, 7.09871E+00 / *
21, 2.48524E+00 / 22, 7.49596E-01 / 23, 2.06442E-01 / 24, 5.37368E-02 / *
25, 1.36748E-02 / 26, 2.87971E-03 / 27, 7.06296E-04 / 28, 1.70946E-04 / *
29, 3.99486E-05 / 30, 8.89458E-06 / 31, 1.85209E-06 / 32, 3.52849E-07 / *
$CONT.
33, 5.92551E-08 / 34, 8.52559E-09 / 35, 1.04521E-09 / 36, 1.06100E-10 / *
37, 8.69340E-12 / 38, 4.77529E-13,*
TOUT=252, SET=6

PROP STRM=LPA1 , TEMP = 443.9125, PRES= 101.7500, *
COMP= *
1, 3.49606E+00 / 2, 5.02809E+00 / 3, 5.53999E+00 / 4, 6.98382E+00 / *
5, 1.02776E+01 / 6, 1.12965E+01 / 7, 1.25355E+01 / 8, 1.40350E+01 / *
9, 1.66374E+01 / 10, 1.86067E+01 / 11, 2.05220E+01 / 12, 2.29006E+01 / *
13, 2.82409E+01 / 14, 3.06708E+01 / 15, 3.31684E+01 / 16, 3.58912E+01 / *
17, 3.09066E+01 / 18, 3.34822E+01 / 19, 3.69548E+01 / 20, 3.81024E+01 / *
21, 3.66044E+01 / 22, 3.35570E+01 / 23, 2.99953E+01 / 24, 2.63996E+01 / *
25, 2.29304E+01 / 26, 1.74466E+01 / 27, 1.53415E+01 / 28, 1.34182E+01 / *
29, 1.14181E+01 / 30, 9.31868E+00 / 31, 7.15662E+00 / 32, 5.05946E+00 / *
33, 3.21476E+00 / 34, 1.79227E+00 / 35, 8.56728E-01 / 36, 3.41292E-01 / *
37, 1.10855E-01 / 38, 1.59576E-02,*
TOUT=342, SET=7

$
$ EXTERNAL PROPERTY DATA SECTION
$
INTERNAL PROPERTY DATA
PGEN STRM=CRD1, SET=1, TPOINTS=20, PRES=215,190
PGEN STRM=OVH1, SET=5, TEMP=100,245, TPOINTS=20, PRES=100,95,90
$
$ CALCULATION TYPE SECTION

```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

```
$
SIMULATION
$
TOLERANCE TTRIAL=0.01
$
LIMITS AREA=200.00, 6000.00, SERIES=1, 10, PDAMP=0.00, *
      TTRIAL=50
$
CALC TWOPHASE=NEW, DPSMETHOD=STREAM, MINFT=0.80
$
PRINT UNITS, ECONOMICS, STREAM, STANDARD, *
      EXTENDED, ZONES
$
ECONOMICS DAYS=350, EXCHANGERATE=1.00, CURRENCY=USDOLLAR
$
UTCOST OIL=4.50, GAS=3.50, ELECTRICITY=0.10, *
      WATER=0.05, HPSTEAM=4.10, MPSTEAM=3.90, *
      LPSTEAM=3.60, REFRIGERANT=0.00, HEATINGMEDIUM=0.00
$
HXCOST BSIZE=1000.00, BCOST=0.00, LINEAR=50.00, *
      EXPONENT=0.60, CONSTANT=0.00, UNIT
$
UNIT OPERATIONS DATA
$
UNIT OPERATIONS
$
STE UID=E101
TYPE OLD, TEMA=AEW, HOTSIDE=TUBE, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
$CONT.
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=1000.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=OVH1, PRODUCT=OVH2, *
      LENGTH=20.00, OD=0.750, *
      ID=0.620, NUMBER=250, PASS=1, PATTERN=30, *
      PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=CRD1, PRODUCT=CRD2, *
      ID=19.00, SERIES=2, PARALLEL=1, *
      MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
      CUT=0.25, *
      SPACING=10.000
$
STE UID=E102
TYPE OLD, TEMA=AEW, HOTSIDE=TUBE, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=896.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=UPD1, PRODUCT=UPD2, *
      LENGTH=16.00, OD=1.000, *
      ID=0.870, NUMBER=214, PASS=2, PATTERN=90, *
      PITCH=1.250, MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=CRD2, PRODUCT=CRD3, *
      ID=25.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
      MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
      CUT=0.25, *
      SPACING=10.000
$
STE UID=E103
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2741.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD3, PRODUCT=CRD4, *
      LENGTH=20.00, OD=0.750, *
      ID=0.584, NUMBER=698, PASS=6, PATTERN=30, *
      PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=UPA1, PRODUCT=UPA2, *
      ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
$CONT.
      MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
      CUT=0.24, *
      SPACING=20.000
$
STE UID=E104
```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

```
TYPE OLD, TEMA=AFS , HOTSIDE=SHELL, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2741.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD4, PRODUCT=CRD5, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.584, NUMBER=698, PASS=6, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=LPA1, PRODUCT=LPA2, *
ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.24, *
SPACING=20.000
$
STE UID=E105
TYPE OLD, TEMA=AFS , HOTSIDE=SHELL, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2772.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD5, PRODUCT=CRD6, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.584, NUMBER=706, PASS=4, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=BTM1, PRODUCT=BTM2, *
ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.24, *
SPACING=20.000
$
COOLER UID=C1
STRMS FEED=OVH2, PROD=OVH3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
$CONT. UTILITY=WATER , TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C2
STRMS FEED=UPD2, PROD=UPD3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER , TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C3
STRMS FEED=LPD1, PROD=LPD2
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER , TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C4
STRMS FEED=BTM2, PROD=BTM3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER , TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
FIRED UID=HTR
STRMS FEED=CRD6, PROD=CRD7
OPERATION POUT=45.000, TOUT=458.00, EFFICIENCY=82.00, *
UTILITY=OIL
$
END
```



Resultados

El resumen de los resultados para los intercambiadores de calor se muestra a continuación.

EXCHANGER HEAT TRANSFER SUMMARY							
EXCHANGER ID	NAME	DUTY	U-VALUE		SURFACE AREA		MTD
		MMBTU /HR TOTAL	BTU/HR-FT ² -F ACTUAL	BTU/HR-FT ² -F REQUIRED	FT ² ACTUAL	FT ² REQUIRED	DEG F CORRECTED
E101		12.18	104.11	103.98	2000.	1998.	58.6
E102		3.07	58.13	58.08	896.	895.	59.0
E103		5.62	89.13	88.89	2741.	2734.	23.1
E104		6.73	70.09	69.94	2741.	2735.	35.1
E105		1.84	20.17	16.46	2772.	2263.	40.3
*****WARNING: Q = U*A*MTD RELATIONSHIP NOT SATISFIED FOR UNIT E105 EXAMINE EXCHANGER APPROACH TEMPERATURES CAREFULLY							
		29.44	69.75**	66.46**	11150.	10624.	39.7**

EXCHANGER TEMPERATURE SUMMARY						
EXCHANGER ID	NAME	TEMPERATURE IN/OUT, DEG F		MTD	LMTD	LMTD
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE	DEG F	DEG F	CORRECTION
E101		85.0/ 224.6	241.5/ 214.6	58.6	58.6	1.000
E102		224.6/ 256.9	332.4/ 278.2	59.0	63.9	0.923
E103		332.4/ 292.4	256.9/ 312.5	23.1	27.0	0.855
E104		443.9/ 335.4	312.5/ 372.7	35.1	42.7	0.823
E105		763.1/ 372.9	372.7/ 388.8	40.3	51.8	0.778



APÉNDICE 3.A.3 Adición de Área

Datos de la Simulación

Para calcular el área requerida en los intercambiadores de calor de acuerdo a la carga determinada, la carga es declarada como una especificación para los intercambiadores. Primero, las temperaturas de entrada y salida de la red deben ser calculadas después de lo cual el área requerida para esta transferencia es determinada. Este cálculo es invocado usando la palabra clave SPEC para cada uno de los intercambiadores.

Archivo de Palabras Clave

Las siguientes modificaciones a los dos intercambiadores en cuestión. El resto del archivo de palabras clave es idéntico al del Apéndice 3.A.2.

```
STE          UID=E103
TYPE  OLD,  TEMA=AFS ,  HOTSIDE=SHELL,  ORIENTATION=HORIZONTAL,  *
FLOW=COUNTERCURRENT,  AREA=2741.00,  *
UESTIMATE=50.00,  USCALER=1.00
TUBE  FEED=CRD3,  PRODUCT=CRD4,  *
LENGTH=20.00,  OD=0.750,  *
ID=0.584,  NUMBER=698,  PASS=6,  PATTERN=30,  *
PITCH=0.938,  MATERIAL=1,  *
FOUL=0.002,  LAYER=0,  *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=UPA1,  PRODUCT=UPA2,  *
ID=31.00,  SERIES=1,  PARALLEL=1,  *
MATERIAL=1,  *
FOUL=0.002,  LAYER=0,  *
DPSCALER=1.00
$
BAFF  SEGMENTAL=SINGLE,  *
CUT=0.24,  *
SPACING=20.000
$
SPEC  DUTY=10.891
$
STE          UID=E104
TYPE  OLD,  TEMA=AFS ,  HOTSIDE=SHELL,  ORIENTATION=HORIZONTAL,  *
FLOW=COUNTERCURRENT,  AREA=2741.00,  *
UESTIMATE=50.00,  USCALER=1.00
TUBE  FEED=CRD4,  PRODUCT=CRD5,  *
LENGTH=20.00,  OD=0.750,  *
ID=0.584,  NUMBER=698,  PASS=6,  PATTERN=30,  *
$CONT.
PITCH=0.938,  MATERIAL=1,  *
FOUL=0.002,  LAYER=0,  *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=LPA1,  PRODUCT=LPA2,  *
ID=31.00,  SERIES=1,  PARALLEL=1,  *
MATERIAL=1,  *
FOUL=0.002,  LAYER=0,  *
DPSCALER=1.00
$
BAFF  SEGMENTAL=SINGLE,  *
CUT=0.24,  *
SPACING=20.000
$
SPEC  DUTY=6.378
$
```

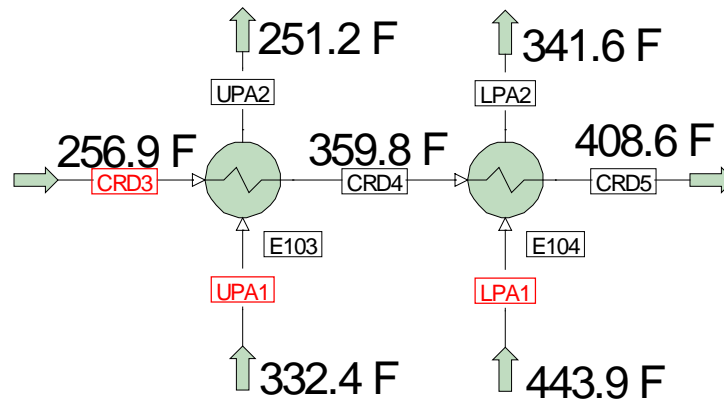


Resultados

El archivo de salida da una indicación de que las temperaturas calculadas que resultan del intercambio de calor son termodinámicamente imposibles:

```
**ERROR** IN UNIT E103  
HOT OUTLET LESS THAN COLD INLET TEMPERATURE  
**ERROR** IN UNIT E103  
COLD OUTLET GREATER THAN HOT INLET TEMPERATURE  
**ERROR** IN UNIT E104  
HOT OUTLET LESS THAN COLD INLET TEMPERATURE  
  
** CAUTION - SOLUTION TO THIS PROBLEM NOT REACHED **
```

Observando más detalladamente las temperaturas, se puede realizar el siguiente diagrama, claramente mostrando que las temperaturas calculadas son termodinámicamente imposibles:





APÉNDICE 3.A.4 Targeting

Datos de la Simulación

El cálculo del HRAT no depende del quipo usado en la red. Éste es un cálculo teórico y de esta forma sólo requiere de información relacionada con las corrientes de proceso. El archivo de palabras clave para la simulación se muestra abajo.

Archivo de Palabras Clave

```

$
$   GENERAL DATA SECTION
$
TITLE PROJECT=CRUDE      , PROBLEM=START      , USER=WIM      , *
      SITE=CRUD
$
DESC  CRUDE PREHEAT TRAIN - RATING EXISTING NETWORK
$
DIME  ENGLISH, AREA=FT2, CONDUCTIVITY=BTUH, DENSITY=LBFT3, *
      ENERGY=BTU , FILM=BTUH, LIQVOLUME=BBL , POWER=HP, *
      PRESSURE=PSIA , SURFACE=DYNE, TIME=HR , TEMPERATURE=F, *
      UVALUE=BTUH, VAPVOLUME=FT3, VISCOSITY=CP , WT=LB, *
      XDENSITY=API , STDVAPOR=379.490
$
PRINT GENERAL, PROPERTY, STREAM, UNIT, NEWS
$
CALC  PGEN=NEW , WATER=SATURATED
$
$   COMPONENT DATA SECTION
$
COMPONENT DATA
      TBPCUTS 50,700,40

$*****
$*
$*   PRO/II PETRO COMPONENTS DATA CARDS
$*
$*****
$
PETRO      1,NBP  59      /   2,NBP  74      / *
           3,NBP  90      /   4,NBP 107      / *
           5,NBP 123      /   6,NBP 139      / *
           7,NBP 155      /   8,NBP 172      / *
           9,NBP 188      /  10,NBP 204      / *
PETRO     11,NBP 220      /  12,NBP 237      / *
           13,NBP 253      /  14,NBP 269      / *
           15,NBP 285      /  16,NBP 301      / *
           17,NBP 318      /  18,NBP 334      / *
           19,NBP 350      /  20,NBP 366

$CONT.
PETRO     21,NBP 383      /  22,NBP 399      / *
           23,NBP 415      /  24,NBP 431      / *
           25,NBP 447      /  26,NBP 464      / *
           27,NBP 480      /  28,NBP 496      / *
           29,NBP 513      /  30,NBP 529

PETRO     31,NBP 545      /  32,NBP 561      / *
           33,NBP 578      /  34,NBP 594      / *
           35,NBP 610      /  36,NBP 626      / *
           37,NBP 642      /  38,NBP 654

$
$ NBP (F)   CARDS
$
NBP (F)    1,    59.755 /  2,    74.436 /  3,    90.828 / *
           4,   107.195 /  5,   123.168 /  6,   139.417 / *
           7,   155.666 /  8,   171.974 /  9,   188.139 / *
           10,  204.355 / 11,  220.605 / 12,  236.970 / *
           13,  253.031 / 14,  269.252 / 15,  285.490
NBP (F)    16,  301.221 / 17,  317.954 / 18,  334.284 / *
           19,  350.528 / 20,  366.770 / 21,  383.012 / *
           22,  399.251 / 23,  415.489 / 24,  431.724 / *
           25,  447.741 / 26,  464.266 / 27,  480.528 / *
           28,  496.771 / 29,  513.012 / 30,  529.252
NBP (F)    31,  545.490 / 32,  561.725 / 33,  577.956 / *
           34,  594.182 / 35,  610.400 / 36,  626.606 / *
           37,  642.832 / 38,  654.118

$
$ MW       CARDS

```




**Simulación, Optimización e Integración de la Información
en la Industria Petrolera**



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

\$						
MW	1,	58.854 /	2,	62.414 /	3,	66.519 / *
	4,	70.741 /	5,	74.969 /	6,	79.369 / *
	7,	83.858 /	8,	88.443 /	9,	93.057 / *
	10,	97.748 /	11,	102.502 /	12,	107.337 / *
	13,	112.120 /	14,	116.983 /	15,	121.877
MW	16,	126.947 /	17,	132.513 /	18,	138.247 / *
	19,	144.234 /	20,	150.491 /	21,	157.004 / *
	22,	163.761 /	23,	170.753 /	24,	177.967 / *
	25,	185.295 /	26,	193.064 /	27,	200.909 / *
	28,	208.931 /	29,	217.133 /	30,	225.507
MW	31,	234.044 /	32,	242.738 /	33,	251.580 / *
	34,	260.565 /	35,	269.684 /	36,	278.928 / *
	37,	288.311 /	38,	294.910		
\$						
\$ SPGR						
\$						
SPGR	1,	.6731 /	2,	.6794 /	3,	.6863 / *
	4,	.6930 /	5,	.6995 /	6,	.7059 / *
	7,	.7123 /	8,	.7185 /	9,	.7246 / *
	10,	.7306 /	11,	.7365 /	12,	.7423 / *
	13,	.7480 /	14,	.7536 /	15,	.7592
SPGR	16,	.7645 /	17,	.7701 /	18,	.7754 / *
	19,	.7807 /	20,	.7858 /	21,	.7910 / *
	22,	.7960 /	23,	.8010 /	24,	.8059 / *
	25,	.8107 /	26,	.8156 /	27,	.8204 / *
\$CONT.						
	28,	.8251 /	29,	.8297 /	30,	.8343
SPGR	31,	.8388 /	32,	.8433 /	33,	.8478 / *
	34,	.8522 /	35,	.8565 /	36,	.8608 / *
	37,	.8651 /	38,	.8680		
\$						
\$ TC (F)						
\$						
TC (F)	1,	367.32 /	2,	382.52 /	3,	399.71 / *
	4,	417.09 /	5,	434.20 /	6,	451.73 / *
	7,	469.34 /	8,	487.08 /	9,	504.70 / *
	10,	522.38 /	11,	540.09 /	12,	557.90 / *
	13,	575.33 /	14,	592.87 /	15,	610.36
TC (F)	16,	627.23 /	17,	645.08 /	18,	662.39 / *
	19,	679.50 /	20,	696.50 /	21,	713.37 / *
	22,	730.13 /	23,	746.75 /	24,	763.24 / *
	25,	779.38 /	26,	795.90 /	27,	812.02 / *
	28,	827.98 /	29,	843.82 /	30,	859.52
TC (F)	31,	875.09 /	32,	890.53 /	33,	905.84 / *
	34,	921.02 /	35,	936.08 /	36,	951.01 / *
	37,	965.85 /	38,	976.10		
\$						
\$ PC (PSIA)						
\$						
PC (PSIA)	1,	581.92 /	2,	564.46 /	3,	546.64 / *
	4,	530.29 /	5,	515.49 /	6,	501.38 / *
	7,	488.07 /	8,	475.37 /	9,	463.32 / *
	10,	451.67 /	11,	440.35 /	12,	429.27 / *
	13,	418.64 /	14,	408.13 /	15,	397.78
PC (PSIA)	16,	387.92 /	17,	377.58 /	18,	367.63 / *
	19,	357.86 /	20,	348.22 /	21,	338.71 / *
	22,	329.33 /	23,	320.09 /	24,	310.99 / *
	25,	302.16 /	26,	293.21 /	27,	284.57 / *
	28,	276.11 /	29,	267.84 /	30,	259.76
PC (PSIA)	31,	251.87 /	32,	244.20 /	33,	236.73 / *
	34,	229.49 /	35,	222.47 /	36,	215.68 / *
	37,	209.12 /	38,	204.69		
\$						
\$ ACENTRIC						
\$						
ACENTRIC	1,	.156 /	2,	.177 /	3,	.200 / *
	4,	.221 /	5,	.241 /	6,	.260 / *
	7,	.279 /	8,	.297 /	9,	.314 / *
	10,	.331 /	11,	.347 /	12,	.363 / *
	13,	.379 /	14,	.394 /	15,	.408
ACENTRIC	16,	.422 /	17,	.436 /	18,	.450 / *
	19,	.463 /	20,	.477 /	21,	.490 / *
	22,	.502 /	23,	.515 /	24,	.528 / *
	25,	.540 /	26,	.552 /	27,	.564 / *
	28,	.577 /	29,	.589 /	30,	.601
ACENTRIC	31,	.613 /	32,	.625 /	33,	.637 / *
	34,	.649 /	35,	.662 /	36,	.674 / *
	37,	.687 /	38,	.696		
\$CONT.						
\$						
\$ THERMODYNAMIC DATA SECTION						
\$						
\$ THERMODYNAMIC DATA						
\$						
\$ METHODS SYSTEM=GS , DENSITY(L)=API , TRANSPORT=PETRO						
\$						
\$ STREAM DATA SECTION						
\$						
\$ STREAM DATA						
\$						



**Simulación, Optimización e Integración de la Información
en la Industria Petrolera**



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

```

$*****
$*
$*          STREAM DATA
$*
$*
$*****
$
PROP STRM=CRD1      , TEMP = 85.0000, PRES= 45.0000, *
COMP= *
1, 4.56075E+01 / 2, 5.98391E+01 / 3, 5.94818E+01 / 4, 6.76160E+01 / *
5, 8.98081E+01 / 6, 8.85005E+01 / 7, 8.72733E+01 / 8, 8.61131E+01 / *
9, 8.93196E+01 / 10, 8.66165E+01 / 11, 8.20686E+01 / 12, 7.78414E+01 / *
13, 8.10283E+01 / 14, 7.33362E+01 / 15, 6.52297E+01 / 16, 5.75703E+01 / *
17, 3.93285E+01 / 18, 3.39129E+01 / 19, 3.07319E+01 / 20, 2.77266E+01 / *
21, 2.48939E+01 / 22, 2.22287E+01 / 23, 1.97243E+01 / 24, 1.73732E+01 / *
25, 1.51741E+01 / 26, 1.16756E+01 / 27, 1.04697E+01 / 28, 9.47016E+00 / *
29, 8.52979E+00 / 30, 7.64474E+00 / 31, 6.81137E+00 / 32, 6.02621E+00 / *
33, 5.28598E+00 / 34, 4.58760E+00 / 35, 3.92819E+00 / 36, 3.30507E+00 / *
37, 2.71556E+00 / 38, 8.23680E-01,*
TOUT=458, POUT=100.000, SET=1

PROP STRM=BTM1      , TEMP = 763.1136, PRES= 103.0000, *
COMP= *
1, 3.06406E-05 / 2, 5.54862E-05 / 3, 7.90320E-05 / 4, 1.28766E-04 / *
5, 2.43349E-04 / 6, 3.43894E-04 / 7, 4.88854E-04 / 8, 7.01233E-04 / *
9, 1.06212E-03 / 10, 1.51744E-03 / 11, 2.13524E-03 / 12, 3.03698E-03 / *
13, 4.73380E-03 / 14, 6.47662E-03 / 15, 8.75847E-03 / 16, 1.17682E-02 / *
17, 1.26953E-02 / 18, 1.72609E-02 / 19, 2.47994E-02 / 20, 3.57566E-02 / *
21, 5.20001E-02 / 22, 7.58024E-02 / 23, 1.10997E-01 / 24, 1.63000E-01 / *
25, 2.38889E-01 / 26, 3.15261E-01 / 27, 4.80772E-01 / 28, 7.33728E-01 / *
29, 1.09561E+00 / 30, 1.57750E+00 / 31, 2.15182E+00 / 32, 2.73210E+00 / *
33, 3.19292E+00 / 34, 3.42070E+00 / 35, 3.37041E+00 / 36, 3.08288E+00 / *
37, 2.64340E+00 / 38, 8.13296E-01,*
TOUT=100, POUT=103, SET=2

PROP STRM=LPD1      , TEMP = 443.9125, PRES= 101.7500, *
COMP= *
1, 2.27624E+00 / 2, 3.27372E+00 / 3, 3.60701E+00 / 4, 4.54707E+00 / *
5, 6.69157E+00 / 6, 7.35502E+00 / 7, 8.16169E+00 / 8, 9.13802E+00 / *
9, 1.08324E+01 / 10, 1.21145E+01 / 11, 1.33616E+01 / 12, 1.49103E+01 / *
13, 1.83873E+01 / 14, 1.99693E+01 / 15, 2.15955E+01 / 16, 2.33683E+01 / *
17, 2.01229E+01 / 18, 2.17998E+01 / 19, 2.40608E+01 / 20, 2.48080E+01 / *
21, 2.38326E+01 / 22, 2.18485E+01 / 23, 1.95295E+01 / 24, 1.71884E+01 / *
$CONT.
25, 1.49296E+01 / 26, 1.13592E+01 / 27, 9.98866E+00 / 28, 8.73640E+00 / *
29, 7.43420E+00 / 30, 6.06727E+00 / 31, 4.65958E+00 / 32, 3.29414E+00 / *
33, 2.09308E+00 / 34, 1.16692E+00 / 35, 5.57804E-01 / 36, 2.22210E-01 / *
37, 7.21761E-02 / 38, 1.03897E-02,*
TOUT=100, POUT=101.75, SET=4

PROP STRM=UPD1      , TEMP = 332.3523, PRES= 100.8750, *
COMP= *
1, 9.23921E+00 / 2, 1.44729E+01 / 3, 1.80253E+01 / 4, 2.65836E+01 / *
5, 4.66174E+01 / 6, 5.94450E+01 / 7, 6.94053E+01 / 8, 7.36104E+01 / *
9, 7.74307E+01 / 10, 7.42180E+01 / 11, 6.86350E+01 / 12, 6.29116E+01 / *
13, 6.26320E+01 / 14, 5.33594E+01 / 15, 4.36252E+01 / 16, 3.41903E+01 / *
17, 1.91929E+01 / 18, 1.20959E+01 / 19, 6.64635E+00 / 20, 2.88290E+00 / *
21, 1.00930E+00 / 22, 3.04423E-01 / 23, 8.38392E-02 / 24, 2.18234E-02 / *
25, 5.55357E-03 / 26, 1.16950E-03 / 27, 2.86838E-04 / 28, 6.94239E-05 / *
29, 1.62238E-05 / 30, 3.61223E-06 / 31, 7.52164E-07 / 32, 1.43298E-07 / *
33, 2.40645E-08 / 34, 3.46238E-09 / 35, 4.24478E-10 / 36, 4.30888E-11 / *
37, 3.53053E-12 / 38, 1.93932E-13,*
TOUT=100, POUT=100.8750, SET=3

PROP STRM=OVH1      , TEMP = 241.4630, PRES= 100.0000, *
COMP= *
1, 1.85600E+02 / 2, 2.29156E+02 / 3, 2.06056E+02 / 4, 1.98629E+02 / *
5, 1.98704E+02 / 6, 1.18137E+02 / 7, 5.28392E+01 / 8, 1.83135E+01 / *
9, 5.74595E+00 / 10, 1.53769E+00 / 11, 3.80584E-01 / 12, 8.99589E-02 / *
13, 2.31994E-02 / 14, 4.96451E-03 / 15, 1.00242E-03 / 16, 1.99423E-04 / *
17, 2.56426E-05 / 18, 3.77615E-06 / 19, 4.81644E-07 / 20, 4.78694E-08 / *
21, 3.79514E-09 / 22, 2.56507E-10 / 23, 1.56830E-11 / 24, 8.98850E-13 / *
25, 5.10163E-14 / 26, 2.26884E-15 / 27, 1.19686E-16 / 28, 6.20523E-18 / *
29, 3.08881E-19 / 30, 1.45668E-20 / 31, 6.38766E-22 / 32, 2.54717E-23 / *
33, 8.81026E-25 / 34, 2.56107E-26 / 35, 6.30195E-28 / 36, 0.00000E+00 / *
37, 0.00000E+00 / 38, 0.00000E+00,*
TOUT=100, POUT=100.00, SET=5

PROP STRM=UPA1      , TEMP = 332.3523, PRES= 100.8750, *
COMP= *
1, 2.27502E+01 / 2, 3.56372E+01 / 3, 4.43847E+01 / 4, 6.54581E+01 / *
5, 1.14788E+02 / 6, 1.46374E+02 / 7, 1.70900E+02 / 8, 1.81254E+02 / *
9, 1.90661E+02 / 10, 1.82751E+02 / 11, 1.69003E+02 / 12, 1.54910E+02 / *
13, 1.54222E+02 / 14, 1.31390E+02 / 15, 1.07421E+02 / 16, 8.41884E+01 / *
17, 4.72597E+01 / 18, 2.97843E+01 / 19, 1.63656E+01 / 20, 7.09871E+00 / *
21, 2.48524E+00 / 22, 7.49596E-01 / 23, 2.06442E-01 / 24, 5.37368E-02 / *
25, 1.36748E-02 / 26, 2.87971E-03 / 27, 7.06296E-04 / 28, 1.70946E-04 / *
29, 3.99486E-05 / 30, 8.89458E-06 / 31, 1.85209E-06 / 32, 3.52849E-07 / *
33, 5.92551E-08 / 34, 8.52559E-09 / 35, 1.04521E-09 / 36, 1.06100E-10 / *
37, 8.69340E-12 / 38, 4.77529E-13,*
TOUT=252, SET=6

PROP STRM=LPA1      , TEMP = 443.9125, PRES= 101.7500, *

```



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

```

COMP= *
  1, 3.49606E+00 /  2, 5.02809E+00 /  3, 5.53999E+00 /  4, 6.98382E+00 / *
  5, 1.02776E+01 /  6, 1.12965E+01 /  7, 1.25355E+01 /  8, 1.40350E+01 / *
  9, 1.66374E+01 / 10, 1.86067E+01 / 11, 2.05220E+01 / 12, 2.29006E+01 / *
$CONT.
 13, 2.82409E+01 / 14, 3.06708E+01 / 15, 3.31684E+01 / 16, 3.58912E+01 / *
 17, 3.09066E+01 / 18, 3.34822E+01 / 19, 3.69548E+01 / 20, 3.81024E+01 / *
 21, 3.66044E+01 / 22, 3.35570E+01 / 23, 2.99953E+01 / 24, 2.63996E+01 / *
 25, 2.29304E+01 / 26, 1.74466E+01 / 27, 1.53415E+01 / 28, 1.34182E+01 / *
 29, 1.14181E+01 / 30, 9.31868E+00 / 31, 7.15662E+00 / 32, 5.05946E+00 / *
 33, 3.21476E+00 / 34, 1.79227E+00 / 35, 8.56728E-01 / 36, 3.41292E-01 / *
 37, 1.10855E-01 / 38, 1.59576E-02,*
TOUT=342, SET=7
$
$   EXTERNAL PROPERTY DATA SECTION
$
$   INTERNAL PROPERTY DATA
  PGEN STRM=CRD1, SET=1, TPOINTS=20, PRES=215,190
  PGEN STRM=OVH1, SET=5, TEMP=100,245, TPOINTS=20, PRES=100,95,90
$
$   CALCULATION TYPE SECTION
$
$   TARGETING
  SPEC QPROCESS=29.44
  PRINT COMPOSITE, SUMMARY, DUTY
$

```

Resultados

La sección del archivo de salida mostrada abajo, indica que el HRAT así como las cargas térmicas requeridas (calentamiento, enfriamiento y servicios) y el área total de intercambio requerida.

SUMMARY OF CASES						
TEMPERATURE SUMMARY TABLE						
HRAT	QPROCESS	THEATING	TCOOLING	HOT APPROACH	CLD APPROACH	LMTD
DEG F	MMBTU/HR	DEG F	DEG F	DEG F	DEG F	DEG F
61.7	29.44	388.8	260.3	332.4	270.6	89.1
DUTY SUMMARY TABLE						
HRAT	QPROCESS	QHEATING	QCOOLING	QUTILITY	AREA	U-VALUE
DEG F	MMBTU/HR	MMBTU/HR	MMBTU/HR	MMBTU/HR	FT2	BTU/HR-FT2-F
61.7	29.44	15.06	30.22	45.28	6599.	50.0



APÉNDICE 3.A.5 Síntesis de la Red

Datos de la Simulación

Para determinar las áreas de los intercambiadores de calor reales, se deben proporcionar buenos estimados para los coeficientes de película para cada corriente. Esta información puede ser obtenida del archivo de salida de la primer evaluación llevada a cabo en el Paso 2. Si una corriente atraviesa más de un intercambiador, los coeficientes de película deben ser promediados. Así mismo, los coeficientes deben ser corregidos para el ensuciamiento promedio (se asume que éste es 0.002 BTU/Hr-ft²-°F) utilizando la siguiente fórmula:

$$FILM_e = \frac{1}{\frac{1}{FILM_c} + Fouling Factor}$$

En donde FILM es el coeficiente de película. El subíndice 'e' indica efectivo, 'c' es para actual. El uso de esta fórmula genera los siguientes valores para las distintas corrientes:

Corriente	FILM _e
Crudo	208.8
Domo	245.9
Pump-around Superior	211.65
Producto del Pump-around Superior	101.3
Pump-around Inferior	128
Producto del Pump-around Inferior	128
Fondo	23.81

Archivo de Palabras Clave

El archivo de palabras clave usado para esta simulación es muy similar a la del Apéndice 4. Más abajo se señalan las secciones en donde se indican los coeficientes de película efectivos y el método para invocar el cálculo de la síntesis:

```
PROP STRM=CRD1 , TEMP = 85.0000, PRES= 45.0000, *
COMP= *
 1, 4.56075E+01 / 2, 5.98391E+01 / 3, 5.94818E+01 / 4, 6.76160E+01 / *
 5, 8.98081E+01 / 6, 8.85005E+01 / 7, 8.72733E+01 / 8, 8.61131E+01 / *
 9, 8.93196E+01 / 10, 8.66165E+01 / 11, 8.20686E+01 / 12, 7.78414E+01 / *
13, 8.10283E+01 / 14, 7.33362E+01 / 15, 6.52297E+01 / 16, 5.75703E+01 / *
17, 3.93285E+01 / 18, 3.39129E+01 / 19, 3.07319E+01 / 20, 2.77266E+01 / *
21, 2.48939E+01 / 22, 2.22287E+01 / 23, 1.97243E+01 / 24, 1.73732E+01 / *
25, 1.51741E+01 / 26, 1.16756E+01 / 27, 1.04697E+01 / 28, 9.47016E+00 / *
29, 8.52979E+00 / 30, 7.64474E+00 / 31, 6.81137E+00 / 32, 6.02621E+00 / *
33, 5.28598E+00 / 34, 4.58760E+00 / 35, 3.92819E+00 / 36, 3.30507E+00 / *
37, 2.71556E+00 / 38, 8.23680E-01,*
```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

```
TOUT=458, POUT=100.000, FILM(AVG)=208.8, SET=1
Invocación de la Síntesis:

SYNTHESIS
SPEC HRAT=61.7,61.7,61.7,61.7, EMAT=50,40,35,30
PRINT SPLIT=LAST, UNSPLIT=LAST
PLOT
```

Resultados

De todas las redes evaluadas, la que está más cerca a la red existente es la que se muestra abajo.

```
HRAT = 61.7 DEG F    EMAT = 30.0 DEG F

+++++
STREAM: CRD1, +
+
CRD1>- 5-- 4-- 3-- 2-- 1--504- +
|   |   |   |   |   |   |   | +
OVH1 UPA1 LPA1 LPD1 BTM1 |   | +
+
+++++
```

HEAT EXCHANGER SUMMARY - GENERAL DATA

UNIT NUMBER	DUTY MMBTU/HR	AREA FT2	U-VALUE BTU/HR-FT2-F	FT	NUMBER OF SHELLS SERIES	PARALLEL	COST USDOLLAR
1	1.5427	411.3	21.373	0.974	1	1	20563
2	2.2496	616.5	79.354	0.922	1	1	30827
3	6.3526	1340.1	79.354	0.936	2	1	67007
4	10.7911	2564.2	105.108	0.815	2	1	128209
5	8.5080	814.4	112.918	0.979	1	1	40719



APÉNDICE 3.A.6 Ajuste del área existente a la nueva red

Datos de la Simulación

La siguiente tabla muestra las áreas disponibles de los intercambiadores de calor:

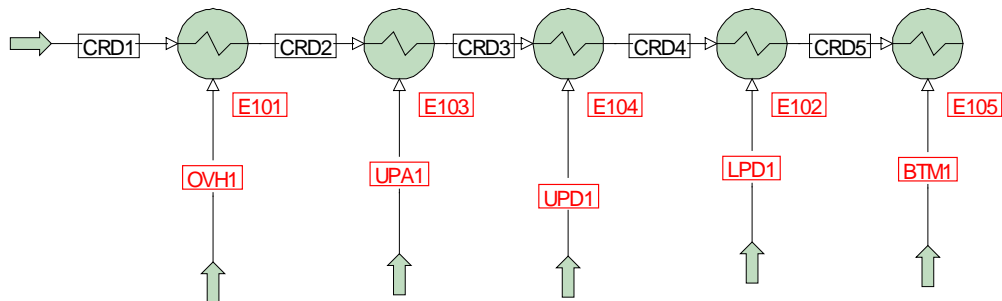
Intercambiador	Área (ft ²)
E-101	2000
E-102	896
E-103	2741
E-104	2741
E-105	2772

El Apéndice 3.A.5 proporciona las áreas requeridas para la nueva red:

Intercambiador	Área Requerida (ft ²)
1	411.3
2	616.5
3	1340.1
4	2564.2
5	814.4

Resultados

Al examinar el área requerida y el servicio existente de los intercambiadores de calor (ambas tablas anteriores), la siguiente red se puede sugerir:





APÉNDICE 3.A.7 Evaluación de la nueva red

Datos de la Simulación

Esencialmente, este paso es el paso 2 pero ahora con una nueva red.

Archivo de Palabras Clave

```

$
$ GENERAL DATA SECTION
$
$ TITLE PROJECT=CRUDE , PROBLEM=START , USER=WIM , *
$ SITE=CRUD
$
$ DESC CRUDE PREHEAT TRAIN - RATING EXISTING NETWORK
$
$ DIME ENGLISH, AREA=FT2, CONDUCTIVITY=BTUH, DENSITY=LBFT3, *
$ ENERGY=BTU , FILM=BTUH, LIQVOLUME=BBL , POWER=HP, *
$ PRESSURE=PSIA , SURFACE=DYNE, TIME=HR , TEMPERATURE=F, *
$ UVALUE=BTUH, VAPVOLUME=FT3, VISCOSITY=CP , WT=LB, *
$ XDENSITY=API , STDVAPOR=379.490
$
$ PRINT GENERAL, PROPERTY, STREAM, UNIT, NEWS
$
$ CALC PGEN=NEW , WATER=SATURATED
$
$ COMPONENT DATA SECTION
$
$ COMPONENT DATA
$ TBPCUTS 50,700,40
$
$*****
$*
$* PRO/II PETRO COMPONENTS DATA CARDS *
$*
$*****
$
$ PETRO 1,NBP 59 / 2,NBP 74 / *
$ 3,NBP 90 / 4,NBP 107 / *
$ 5,NBP 123 / 6,NBP 139 / *
$ 7,NBP 155 / 8,NBP 172 / *
$ 9,NBP 188 / 10,NBP 204 / *
$ PETRO 11,NBP 220 / 12,NBP 237 / *
$ 13,NBP 253 / 14,NBP 269 / *
$ 15,NBP 285 / 16,NBP 301 / *
$ 17,NBP 318 / 18,NBP 334 / *
$ 19,NBP 350 / 20,NBP 366 / *
$ PETRO 21,NBP 383 / 22,NBP 399 / *
$ 23,NBP 415 / 24,NBP 431 / *
$ 25,NBP 447 / 26,NBP 464 / *
$
$ $CONT.
$ 27,NBP 480 / 28,NBP 496 / *
$ 29,NBP 513 / 30,NBP 529 / *
$ PETRO 31,NBP 545 / 32,NBP 561 / *
$ 33,NBP 578 / 34,NBP 594 / *
$ 35,NBP 610 / 36,NBP 626 / *
$ 37,NBP 642 / 38,NBP 654 / *
$
$ $ NBP (F) CARDS
$
$ NBP (F) 1, 59.755 / 2, 74.436 / 3, 90.828 / *
$ 4, 107.195 / 5, 123.168 / 6, 139.417 / *
$ 7, 155.666 / 8, 171.974 / 9, 188.139 / *
$ 10, 204.355 / 11, 220.605 / 12, 236.970 / *
$ 13, 253.031 / 14, 269.252 / 15, 285.490 / *
$ NBP (F) 16, 301.221 / 17, 317.954 / 18, 334.284 / *
$ 19, 350.528 / 20, 366.770 / 21, 383.012 / *
$ 22, 399.251 / 23, 415.489 / 24, 431.724 / *
$ 25, 447.741 / 26, 464.266 / 27, 480.528 / *
$ 28, 496.771 / 29, 513.012 / 30, 529.252 / *
$ NBP (F) 31, 545.490 / 32, 561.725 / 33, 577.956 / *
$ 34, 594.182 / 35, 610.400 / 36, 626.606 / *
$ 37, 642.832 / 38, 654.118 / *
$
$ $ MW CARDS
$
$ MW 1, 58.854 / 2, 62.414 / 3, 66.519 / *
$ 4, 70.741 / 5, 74.969 / 6, 79.369 / *
$ 7, 83.858 / 8, 88.443 / 9, 93.057 / *
$ 10, 97.748 / 11, 102.502 / 12, 107.337 / *
$ 13, 112.120 / 14, 116.983 / 15, 121.877 / *

```



**Simulación, Optimización e Integración de la Información
en la Industria Petrolera**



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

MW	16,	126.947 /	17,	132.513 /	18,	138.247 / *
	19,	144.234 /	20,	150.491 /	21,	157.004 / *
	22,	163.761 /	23,	170.753 /	24,	177.967 / *
	25,	185.295 /	26,	193.064 /	27,	200.909 / *
	28,	208.931 /	29,	217.133 /	30,	225.507
MW	31,	234.044 /	32,	242.738 /	33,	251.580 / *
	34,	260.565 /	35,	269.684 /	36,	278.928 / *
	37,	288.311 /	38,	294.910		
\$						
\$ SPGR		CARDS				
\$						
SPGR	1,	.6731 /	2,	.6794 /	3,	.6863 / *
	4,	.6930 /	5,	.6995 /	6,	.7059 / *
	7,	.7123 /	8,	.7185 /	9,	.7246 / *
	10,	.7306 /	11,	.7365 /	12,	.7423 / *
	13,	.7480 /	14,	.7536 /	15,	.7592
SPGR	16,	.7645 /	17,	.7701 /	18,	.7754 / *
	19,	.7807 /	20,	.7858 /	21,	.7910 / *
	22,	.7960 /	23,	.8010 /	24,	.8059 / *
	25,	.8107 /	26,	.8156 /	27,	.8204 / *
	28,	.8251 /	29,	.8297 /	30,	.8343
SPGR	31,	.8388 /	32,	.8433 /	33,	.8478 / *
	34,	.8522 /	35,	.8565 /	36,	.8608 / *
\$CONT.						
	37,	.8651 /	38,	.8680		
\$						
\$ TC (F)		CARDS				
\$						
TC (F)	1,	367.32 /	2,	382.52 /	3,	399.71 / *
	4,	417.09 /	5,	434.20 /	6,	451.73 / *
	7,	469.34 /	8,	487.08 /	9,	504.70 / *
	10,	522.38 /	11,	540.09 /	12,	557.90 / *
	13,	575.33 /	14,	592.87 /	15,	610.36
TC (F)	16,	627.23 /	17,	645.08 /	18,	662.39 / *
	19,	679.50 /	20,	696.50 /	21,	713.37 / *
	22,	730.13 /	23,	746.75 /	24,	763.24 / *
	25,	779.38 /	26,	795.90 /	27,	812.02 / *
	28,	827.98 /	29,	843.82 /	30,	859.52
TC (F)	31,	875.09 /	32,	890.53 /	33,	905.84 / *
	34,	921.02 /	35,	936.08 /	36,	951.01 / *
	37,	965.85 /	38,	976.10		
\$						
\$ PC (PSIA)		CARDS				
\$						
PC (PSIA)	1,	581.92 /	2,	564.46 /	3,	546.64 / *
	4,	530.29 /	5,	515.49 /	6,	501.38 / *
	7,	488.07 /	8,	475.37 /	9,	463.32 / *
	10,	451.67 /	11,	440.35 /	12,	429.27 / *
	13,	418.64 /	14,	408.13 /	15,	397.78
PC (PSIA)	16,	387.92 /	17,	377.58 /	18,	367.63 / *
	19,	357.86 /	20,	348.22 /	21,	338.71 / *
	22,	329.33 /	23,	320.09 /	24,	310.99 / *
	25,	302.16 /	26,	293.21 /	27,	284.57 / *
	28,	276.11 /	29,	267.84 /	30,	259.76
PC (PSIA)	31,	251.87 /	32,	244.20 /	33,	236.73 / *
	34,	229.49 /	35,	222.47 /	36,	215.68 / *
	37,	209.12 /	38,	204.69		
\$						
\$ ACENTRIC		CARDS				
\$						
ACENTRIC	1,	.156 /	2,	.177 /	3,	.200 / *
	4,	.221 /	5,	.241 /	6,	.260 / *
	7,	.279 /	8,	.297 /	9,	.314 / *
	10,	.331 /	11,	.347 /	12,	.363 / *
	13,	.379 /	14,	.394 /	15,	.408
ACENTRIC	16,	.422 /	17,	.436 /	18,	.450 / *
	19,	.463 /	20,	.477 /	21,	.490 / *
	22,	.502 /	23,	.515 /	24,	.528 / *
	25,	.540 /	26,	.552 /	27,	.564 / *
	28,	.577 /	29,	.589 /	30,	.601
ACENTRIC	31,	.613 /	32,	.625 /	33,	.637 / *
	34,	.649 /	35,	.662 /	36,	.674 / *
	37,	.687 /	38,	.696		
\$						
\$ THERMODYNAMIC DATA SECTION						
\$						
\$CONT.						
THERMODYNAMIC DATA						
\$						
METHODS SYSTEM=GS , DENSITY(L)=API , TRANSPORT=PETRO						
\$						
\$ STREAM DATA SECTION						
\$						
STREAM DATA						
\$						
\$*****						
\$*						*
\$*						*
\$*						*
\$*						*
\$*****						
\$						



**II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo**

```

PROP STRM=CRD1      , TEMP = 85.0000, PRES= 45.0000, *
COMP= *
1, 4.56075E+01 / 2, 5.98391E+01 / 3, 5.94818E+01 / 4, 6.76160E+01 / *
5, 8.98081E+01 / 6, 8.85005E+01 / 7, 8.72733E+01 / 8, 8.61131E+01 / *
9, 8.93196E+01 / 10, 8.66165E+01 / 11, 8.20686E+01 / 12, 7.78414E+01 / *
13, 8.10283E+01 / 14, 7.33362E+01 / 15, 6.52297E+01 / 16, 5.75703E+01 / *
17, 3.93285E+01 / 18, 3.39129E+01 / 19, 3.07319E+01 / 20, 2.77266E+01 / *
21, 2.48939E+01 / 22, 2.22287E+01 / 23, 1.97243E+01 / 24, 1.73732E+01 / *
25, 1.51741E+01 / 26, 1.16756E+01 / 27, 1.04697E+01 / 28, 9.47016E+00 / *
29, 8.52979E+00 / 30, 7.64474E+00 / 31, 6.81137E+00 / 32, 6.02621E+00 / *
33, 5.28598E+00 / 34, 4.58760E+00 / 35, 3.92819E+00 / 36, 3.30507E+00 / *
37, 2.71556E+00 / 38, 8.23680E-01,*
TOUT=458, POUT=100, SET=1

PROP STRM=BTM1      , TEMP = 763.1136, PRES= 103.0000, *
COMP= *
1, 3.06406E-05 / 2, 5.54862E-05 / 3, 7.90320E-05 / 4, 1.28766E-04 / *
5, 2.43349E-04 / 6, 3.43894E-04 / 7, 4.88854E-04 / 8, 7.01233E-04 / *
9, 1.06212E-03 / 10, 1.51744E-03 / 11, 2.13524E-03 / 12, 3.03698E-03 / *
13, 4.73380E-03 / 14, 6.47662E-03 / 15, 8.75847E-03 / 16, 1.17682E-02 / *
17, 1.26953E-02 / 18, 1.72609E-02 / 19, 2.47994E-02 / 20, 3.57566E-02 / *
21, 5.20001E-02 / 22, 7.58024E-02 / 23, 1.10997E-01 / 24, 1.63000E-01 / *
25, 2.38889E-01 / 26, 3.15261E-01 / 27, 4.80772E-01 / 28, 7.33728E-01 / *
29, 1.09561E+00 / 30, 1.57750E+00 / 31, 2.15182E+00 / 32, 2.73210E+00 / *
33, 3.19292E+00 / 34, 3.42070E+00 / 35, 3.37041E+00 / 36, 3.08288E+00 / *
37, 2.64340E+00 / 38, 8.13296E-01,*
TOUT=100, SET=2

PROP STRM=LPD1      , TEMP = 443.9125, PRES= 101.7500, *
COMP= *
1, 2.27624E+00 / 2, 3.27372E+00 / 3, 3.60701E+00 / 4, 4.54707E+00 / *
5, 6.69157E+00 / 6, 7.35502E+00 / 7, 8.16169E+00 / 8, 9.13802E+00 / *
9, 1.08324E+01 / 10, 1.21145E+01 / 11, 1.33616E+01 / 12, 1.49103E+01 / *
13, 1.83873E+01 / 14, 1.99693E+01 / 15, 2.15955E+01 / 16, 2.33683E+01 / *
17, 2.01229E+01 / 18, 2.17998E+01 / 19, 2.40608E+01 / 20, 2.48080E+01 / *
21, 2.38326E+01 / 22, 2.18485E+01 / 23, 1.95295E+01 / 24, 1.71884E+01 / *
25, 1.49296E+01 / 26, 1.13592E+01 / 27, 9.98866E+00 / 28, 8.73640E+00 / *
29, 7.43420E+00 / 30, 6.06727E+00 / 31, 4.65958E+00 / 32, 3.29414E+00 / *
33, 2.09308E+00 / 34, 1.16692E+00 / 35, 5.57804E-01 / 36, 2.22210E-01 / *
$CONT.
37, 7.21761E-02 / 38, 1.03897E-02,*
TOUT=100, SET=4

PROP STRM=UPD1      , TEMP = 332.3523, PRES= 100.8750, *
COMP= *
1, 9.23921E+00 / 2, 1.44729E+01 / 3, 1.80253E+01 / 4, 2.65836E+01 / *
5, 4.66174E+01 / 6, 5.94450E+01 / 7, 6.94053E+01 / 8, 7.36104E+01 / *
9, 7.74307E+01 / 10, 7.42180E+01 / 11, 6.86350E+01 / 12, 6.29116E+01 / *
13, 6.26320E+01 / 14, 5.33594E+01 / 15, 4.36252E+01 / 16, 3.41903E+01 / *
17, 1.91929E+01 / 18, 1.20959E+01 / 19, 6.64635E+00 / 20, 2.88290E+00 / *
21, 1.00930E+00 / 22, 3.04423E-01 / 23, 8.38392E-02 / 24, 2.18234E-02 / *
25, 5.55357E-03 / 26, 1.16950E-03 / 27, 2.86838E-04 / 28, 6.94239E-05 / *
29, 1.62238E-05 / 30, 3.61223E-06 / 31, 7.52164E-07 / 32, 1.43298E-07 / *
33, 2.40645E-08 / 34, 3.46238E-09 / 35, 4.24478E-10 / 36, 4.30888E-11 / *
37, 3.53053E-12 / 38, 1.93932E-13,*
TOUT=100, SET=3

PROP STRM=OVH1      , TEMP = 241.4630, PRES= 100.0000, *
COMP= *
1, 1.85600E+02 / 2, 2.29156E+02 / 3, 2.06056E+02 / 4, 1.98629E+02 / *
5, 1.98704E+02 / 6, 1.18137E+02 / 7, 5.28392E+01 / 8, 1.83135E+01 / *
9, 5.74595E+00 / 10, 1.53769E+00 / 11, 3.80584E-01 / 12, 8.99589E-02 / *
13, 2.31994E-02 / 14, 4.96451E-03 / 15, 1.00242E-03 / 16, 1.99423E-04 / *
17, 2.56426E-05 / 18, 3.77615E-06 / 19, 4.81644E-07 / 20, 4.78694E-08 / *
21, 3.79514E-09 / 22, 2.56507E-10 / 23, 1.56830E-11 / 24, 8.98850E-13 / *
25, 5.10163E-14 / 26, 2.26884E-15 / 27, 1.19686E-16 / 28, 6.20523E-18 / *
29, 3.08881E-19 / 30, 1.45668E-20 / 31, 6.38766E-22 / 32, 2.54717E-23 / *
33, 8.81026E-25 / 34, 2.56107E-26 / 35, 6.30195E-28 / 36, 0.00000E+00 / *
37, 0.00000E+00 / 38, 0.00000E+00,*
TOUT=100, SET=5

PROP STRM=UPA1      , TEMP = 332.3523, PRES= 100.8750, *
COMP= *
1, 2.27502E+01 / 2, 3.56372E+01 / 3, 4.43847E+01 / 4, 6.54581E+01 / *
5, 1.14788E+02 / 6, 1.46374E+02 / 7, 1.70900E+02 / 8, 1.81254E+02 / *
9, 1.90661E+02 / 10, 1.82751E+02 / 11, 1.69003E+02 / 12, 1.54910E+02 / *
13, 1.54222E+02 / 14, 1.31390E+02 / 15, 1.07421E+02 / 16, 8.41884E+01 / *
17, 4.72597E+01 / 18, 2.97843E+01 / 19, 1.63656E+01 / 20, 7.09871E+00 / *
21, 2.48524E+00 / 22, 7.49596E-01 / 23, 2.06442E-01 / 24, 5.37368E-02 / *
25, 1.36748E-02 / 26, 2.87971E-03 / 27, 7.06296E-04 / 28, 1.70946E-04 / *
29, 3.99486E-05 / 30, 8.89458E-06 / 31, 1.85209E-06 / 32, 3.52849E-07 / *
33, 5.92551E-08 / 34, 8.52559E-09 / 35, 1.04521E-09 / 36, 1.06100E-10 / *
37, 8.69340E-12 / 38, 4.77529E-13,*
TOUT=252, SET=6

PROP STRM=LPA1      , TEMP = 443.9125, PRES= 101.7500, *
COMP= *
1, 3.49606E+00 / 2, 5.02809E+00 / 3, 5.53999E+00 / 4, 6.98382E+00 / *
5, 1.02776E+01 / 6, 1.12965E+01 / 7, 1.25355E+01 / 8, 1.40350E+01 / *
9, 1.66374E+01 / 10, 1.86067E+01 / 11, 2.05220E+01 / 12, 2.29006E+01 / *
13, 2.82409E+01 / 14, 3.06708E+01 / 15, 3.31684E+01 / 16, 3.58912E+01 / *
17, 3.09066E+01 / 18, 3.34822E+01 / 19, 3.69548E+01 / 20, 3.81024E+01 / *

```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

```
21, 3.66044E+01 / 22, 3.35570E+01 / 23, 2.99953E+01 / 24, 2.63996E+01 / *
$CONT.
25, 2.29304E+01 / 26, 1.74466E+01 / 27, 1.53415E+01 / 28, 1.34182E+01 / *
29, 1.14181E+01 / 30, 9.31868E+00 / 31, 7.15662E+00 / 32, 5.05946E+00 / *
33, 3.21476E+00 / 34, 1.79227E+00 / 35, 8.56728E-01 / 36, 3.41292E-01 / *
37, 1.10855E-01 / 38, 1.59576E-02,*
TOUT=342, SET=7

$
$ EXTERNAL PROPERTY DATA SECTION
$
$ INTERNAL PROPERTY DATA
PGEN STRM=CRD1, SET=1, TPOINTS=20, PRES=215,190
PGEN STRM=OVH1, SET=5, TEMP=100,245, TPOINTS=20, PRES=100,95,90
$
$ CALCULATION TYPE SECTION
$
$ SIMULATION
$
$ TOLERANCE TTRIAL=0.01
$
$ LIMITS AREA=200.00, 6000.00, SERIES=1, 10, PDAMP=0.00, *
TTRIAL=50
$
$ CALC TWOPHASE=NEW, DPSMETHOD=STREAM, MINFT=0.80
$
$ PRINT UNITS, ECONOMICS, STREAM, STANDARD, *
EXTENDED, ZONES
$
$ ECONOMICS DAYS=350, EXCHANGERATE=1.00, CURRENCY=USDOLLAR
$
$ UTCOST OIL=4.50, GAS=3.50, ELECTRICITY=0.10, *
WATER=0.05, HPSTEAM=4.10, MPSTEAM=3.90, *
LPSTEAM=3.60, REFRIGERANT=0.00, HEATINGMEDIUM=0.00
$
$ HXCOST BSIZE=1000.00, BCOST=0.00, LINEAR=50.00, *
EXPONENT=0.60, CONSTANT=0.00, UNIT
$
$ UNIT OPERATIONS DATA
$
$ UNIT OPERATIONS
$
$ STE UID=E101
TYPE OLD, TEMA=AEW, HOTSIDE=TUBE, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=1000.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=OVH1, PRODUCT=OVH2, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.620, NUMBER=250, PASS=1, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
$ SHELL FEED=CRD1, PRODUCT=CRD2, *
ID=19.00, SERIES=2, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
$CONT.
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
$ BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.25, *
SPACING=10.000
$
$ STE UID=E103
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2741.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD2, PRODUCT=CRD3, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.584, NUMBER=698, PASS=6, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
$ SHELL FEED=UPA1, PRODUCT=UPA2, *
ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
$ BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.24, *
SPACING=20.000
$
$ STE UID=E104
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2741.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD3, PRODUCT=CRD4, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.584, NUMBER=698, PASS=6, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

```
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=LPA1, PRODUCT=LPA2, *
ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.24, *
SPACING=20.000
$
STE UID=E102
TYPE OLD, TEMA=AES, HOTSIDE=TUBE, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=896.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
$CONT.
TUBE FEED=LPD1, PRODUCT=LPD2, *
LENGTH=16.00, OD=1.000, *
ID=0.870, NUMBER=214, PASS=2, PATTERN=90, *
PITCH=1.250, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=CRD4, PRODUCT=CRD5, *
ID=25.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.25, *
SPACING=10.000
$
STE UID=E105
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL, ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2772.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD5, PRODUCT=CRD6, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.584, NUMBER=706, PASS=4, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=BTM1, PRODUCT=BTM2, *
ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.24, *
SPACING=20.000
$
COOLER UID=C1
STRMS FEED=OVH2, PROD=OVH3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C2
STRMS FEED=UPD1, PROD=UPD2
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C3
STRMS FEED=LPD2, PROD=LPD3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
$CONT.
COOLER UID=C4
STRMS FEED=BTM2, PROD=BTM3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00, DTUTILITY=20.00
$
FIRED UID=HTR
STRMS FEED=CRD6, PROD=CRD7
OPERATION POUT=45.000, TOUT=458.00, EFFICIENCY=82.00, *
UTILITY=OIL
$
```



Resultados

EXCHANGER HEAT TRANSFER SUMMARY							
EXCHANGER ID	EXCHANGER NAME	DUTY	U-VALUE		SURFACE AREA		MTD
		MMBTU /HR TOTAL	BTU/HR-FT2-F ACTUAL	BTU/HR-FT2-F REQUIRED	FT2 ACTUAL	FT2 REQUIRED	DEG F CORRECTED
E101		12.18	104.11	103.98	2000.	1998.	58.6
E103		7.86	88.27	88.10	2741.	2736.	32.6
E104		7.09	69.82	69.69	2741.	2736.	37.1
E102		1.81	48.36	48.30	896.	895.	41.9
E105		1.79	20.28	16.48	2772.	2253.	39.2
*****WARNING: Q = U*A*MTD RELATIONSHIP NOT SATISFIED FOR UNIT E105 EXAMINE EXCHANGER APPROACH TEMPERATURES CAREFULLY							
		30.74	68.70**	65.42**	11150.	10617.	42.1**
EXCHANGER TEMPERATURE SUMMARY							
EXCHANGER ID	EXCHANGER NAME	TEMPERATURE IN/OUT, DEG F		MTD DEG F	LMTD DEG F	LMTD CORRECTION	
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE				
E101		85.0/ 224.6	241.5/ 214.6	58.6	58.6	1.000	
E103		332.4/ 276.0	224.6/ 305.0	32.6	38.2	0.853	
E104		443.9/ 329.2	305.0/ 368.5	37.1	45.1	0.823	
E102		368.5/ 384.5	443.9/ 401.0	41.9	44.6	0.939	
E105		763.1/ 384.7	384.5/ 400.2	39.2	50.2	0.780	



APÉNDICE 3.A.8 By-paseo en E-101 y E-104

Datos de la Simulación

La red ahora tiene la apariencia de la Figura 3.A.8. Un controlador multivariable es usado para fijar las cargas para E-103 y E-104 en los valores deseados y usa como variables el by – pass para los intercambiadores E-101 and E-104. Se ha incluido una especificación para E-105 para prevenir alguna advertencia en la diferencia de temperaturas HOCl y así permitir que la red se resuelva completamente.

Archivo de Palabras Clave

El archivo de palabras clave para este paso es en esencia el mismo que el del paso anterior. Las operaciones unitarias adicionales han sido resaltadas.

```

SIMULATION
$
TOLERANCE TTRIAL=0.01
$
LIMITS AREA=200.00, 6000.00, SERIES=1, 10, PDAMP=0.00,
*
      TTRIAL=50
$
CALC TWOPHASE=NEW, DPSMETHOD=STREAM, MINFT=0.80
$
PRINT UNITS, ECONOMICS, STREAM, STANDARD, *
      EXTENDED, ZONES
$
ECONOMICS DAYS=350, EXCHANGERATE=1.00,
CURRENCY=USDOLLAR
$
UTCOST OIL=4.50, GAS=3.50, ELECTRICITY=0.10, *
      WATER=0.05, HPSTEAM=4.10, MPSTEAM=3.90, *
      LPSTEAM=3.60, REFRIGERANT=0.00,
HEATINGMEDIUM=0.00
$
HX COST BSIZE=1000.00, BCOST=0.00, LINEAR=50.00, *
      EXPONENT=0.60, CONSTANT=0.00, UNIT
$
      UNIT OPERATIONS DATA
$
UNIT OPERATIONS
$
SPLITTER      UID=S1
STRMS FEED=CRD1, PROD=CRDA, CRDB
OPER FRAC=0.9,0.1
$
STE          UID=E101
$CONT.
TYPE OLD, TEMA=AEW, HOTSIDE=TUBE,
ORIENTATION=HORIZONTAL, *
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=1000.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=OVH1, PRODUCT=OVH2, *
      LENGTH=20.00, OD=0.750, *
      ID=0.620, NUMBER=250, PASS=1, PATTERN=30, *
      PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=CRDA, PRODUCT=CRDC, *
      ID=19.00, SERIES=2, PARALLEL=1, *
      MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
      CUT=0.25, *
      SPACING=10.000
$
MIXER      UID=M1
STRMS FEED=CRDC,CRDB, PROD=CRD2
$

```

```

STE          UID=E103
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL,
ORIENTATION=HORIZONTAL, *
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2741.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD2, PRODUCT=CRD3, *
      LENGTH=20.00, OD=0.750, *
      ID=0.584, NUMBER=698, PASS=6, PATTERN=30, *
      PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=UPA1, PRODUCT=UPA2, *
      ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
      MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
      CUT=0.24, *
      SPACING=20.000
$
SPLITTER      UID=S2
STRMS FEED=LPAL, PROD=LPAA,LPAB
OPER FRAC=0.9,0.1
$
STE          UID=E104
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL,
ORIENTATION=HORIZONTAL, *
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2741.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD3, PRODUCT=CRD4, *
$CONT.
      LENGTH=20.00, OD=0.750, *
      ID=0.584, NUMBER=698, PASS=6, PATTERN=30, *
      PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=LPAA, PRODUCT=LPAC, *
      ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
      MATERIAL=1, *
      FOUL=0.002, LAYER=0, *
      DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
      CUT=0.24, *
      SPACING=20.000
$
MIXER      UID=M2
STRMS FEED=LPAB,LPAC, PROD=LPA2
$
STE          UID=E102
TYPE OLD, TEMA=AEW, HOTSIDE=TUBE,
ORIENTATION=HORIZONTAL, *
      FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=896.00, *
      UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=LPA1, PRODUCT=LPA2, *

```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de
Precalentamiento de Crudo

```
LENGTH=16.00, OD=1.000, *
ID=0.870, NUMBER=214, PASS=2, PATTERN=90, *
PITCH=1.250, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=CRD4, PRODUCT=CRD5, *
ID=25.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.25, *
SPACING=10.000
$
STE UID=E105
TYPE OLD, TEMA=AFS, HOTSIDE=SHELL,
ORIENTATION=HORIZONTAL, *
FLOW=COUNTERCURRENT, AREA=2772.00, *
UESTIMATE=50.00, USCALER=1.00
TUBE FEED=CRD5, PRODUCT=CRD6, *
LENGTH=20.00, OD=0.750, *
ID=0.584, NUMBER=706, PASS=4, PATTERN=30, *
PITCH=0.938, MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
SHELL FEED=BTM1, PRODUCT=BTM2, *
ID=31.00, SERIES=1, PARALLEL=1, *
$CONT.
MATERIAL=1, *
FOUL=0.002, LAYER=0, *
DPSCALER=1.00
$
BAFF SEGMENTAL=SINGLE, *
CUT=0.24, *
SPACING=20.000
$
SPEC HOCI=3
$
COOLER UID=C1
STRMS FEED=OVH2, PROD=OVH3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00,
DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C2
STRMS FEED=UPD1, PROD=UPD2
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00,
DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C3
STRMS FEED=LPD2, PROD=LPD3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00,
DTUTILITY=20.00
$
COOLER UID=C4
STRMS FEED=BTM2, PROD=BTM3
OPERATION DP=0.000, TOUT=100.00, *
UTILITY=WATER, TUTILITY=80.00,
DTUTILITY=20.00
$
FIRED UID=HTR
STRMS FEED=CRD6, PROD=CRD7
OPERATION POUT=45.000, TOUT=458.00, EFFICIENCY=82.00, *
UTILITY=OIL
$
MVC UID=MVC1
VARY UNIT=S1, STRM=CRDA, FRAC=0.1,0.95
VARY UNIT=S2, STRM=LPA, FRAC=0.1,0.95
SPEC UNIT=E103, DUTY=10.891,0.005
SPEC UNIT=E104, DUTY=6.378,0.005
$
END
```



II.3.A Diseño, Evaluación y Optimización de un
Tren de Pre calentamiento de Crudo

Resultados

EXCHANGER HEAT TRANSFER SUMMARY							
EXCHANGER ID	EXCHANGER NAME	DUTY	U-VALUE		SURFACE AREA		MTD
		MMBTU /HR TOTAL	BTU/HR-FT ² -F ACTUAL	BTU/HR-FT ² -F REQUIRED	FT ² ACTUAL	FT ² REQUIRED	DEG F CORRECTED
E101		8.01	99.47	99.50	2000.	2001.	40.2
E103		10.89	87.48	87.47	2741.	2741.	45.4
E104		6.41	63.26	63.25	2741.	2740.	36.9
E102		2.19	47.94	47.95	896.	896.	51.0
E105		1.83	20.16	9.13	2772.	1255.	72.4
		-----	-----	-----	-----	-----	-----
		29.32	70.64**	61.02**	11150.	9633.	43.1**
EXCHANGER TEMPERATURE SUMMARY							
EXCHANGER ID	EXCHANGER NAME	TEMPERATURE IN/OUT, DEG F		MTD DEG F	LMTD DEG F	LMTD CORRECTION	
		SHELL-SIDE	TUBE-SIDE				
E101		85.0/ 236.9	241.5/ 229.0	40.2	40.2	1.000	
E103		332.4/ 251.2	178.9/ 293.8	45.4	53.7	0.846	
E104		443.9/ 312.1	293.8/ 352.2	36.9	45.6	0.811	
E102		352.2/ 371.6	443.9/ 391.7	51.0	54.3	0.939	
E105		763.1/ 374.6	371.6/ 387.7	72.4	77.1	0.939	



B. Refinación de Crudo

RESUMEN

Se precisa la actualización de la simulación de las destilaciones atmosférica y al vacío de 2,500 BBL/HR un crudo de 26° API y la comparación de las cargas térmicas del tren de precalentamiento y columnas de destilación así como la cantidad de productos para el procesamiento de 2,000 BBL/HR. La simulación incluye el tren de precalentamiento, el pre – flasheo de la alimentación, las destilaciones atmosférica y al vacío, y la separación de naftas.

INTRODUCCIÓN

La simulación de la destilación atmosférica y al vacío de 2,500 BBL/HR de un crudo de 26° API se generó en 1996 para ser ejecutada bajo el sistema operativo UNIX, en PROII (Simulation Sciences) versión 3.3, debido a los grandes requerimientos de procesamiento dado lo complejo del caso analizado. Con la llegada de equipos de computo personal (año 2000) con gran capacidad de procesamiento (Pentium III) y bajo costo, así como de sistemas operativos más robustos y estables (Windows 2000 Profesional), hizo posible que esta simulación pudiera ser utilizada por más ingenieros directamente sobre su escritorio.

La actualización de la simulación inicia con la importación en PROVISION, versión 5.01A, del archivo de palabras clave existente de la simulación en UNIX (ver Apéndice 3.B.1), lo que produce una interpretación gráfica del mismo. Esta interpretación gráfica corresponderá a la que PROVISION determina por la interconexión de las operaciones unitarias, ciclos y secuencias definidas por el usuario, lo que de acuerdo a la distribución física del proceso no necesariamente corresponde. Por ello es necesario reorganizar el gráfico de la simulación para tener una representación más cercana a la realidad. Una vez reproducido el caso base, se procede a realizar la comparación de las cargas térmicas en el tren de precalentamiento y columnas de destilación así como la cantidad de productos para el procesamiento de 2,000 BBL/HR.

Posterior a la importación se describen los diferentes bloques en que se divide el proceso en su totalidad sin dejar de lado aspectos básicos como la definición del sistema de unidades utilizado, métodos termodinámicos, definición de componentes y pseudocomponentes. Las declaraciones de las operaciones unitarias por bloque de procesamiento se presentan en los Apéndices 3.B.3 a 3.B.8.

Importación del Archivo de Palabras Clave

El archivo de palabras clave que se muestra en el Apéndice 3.B.1 se importa y PROVISION produce la interpretación gráfica de la Figura 3.B.1. Durante el proceso de importación se producen algunos mensajes de advertencia (Apéndice 3.B.2) que indican:

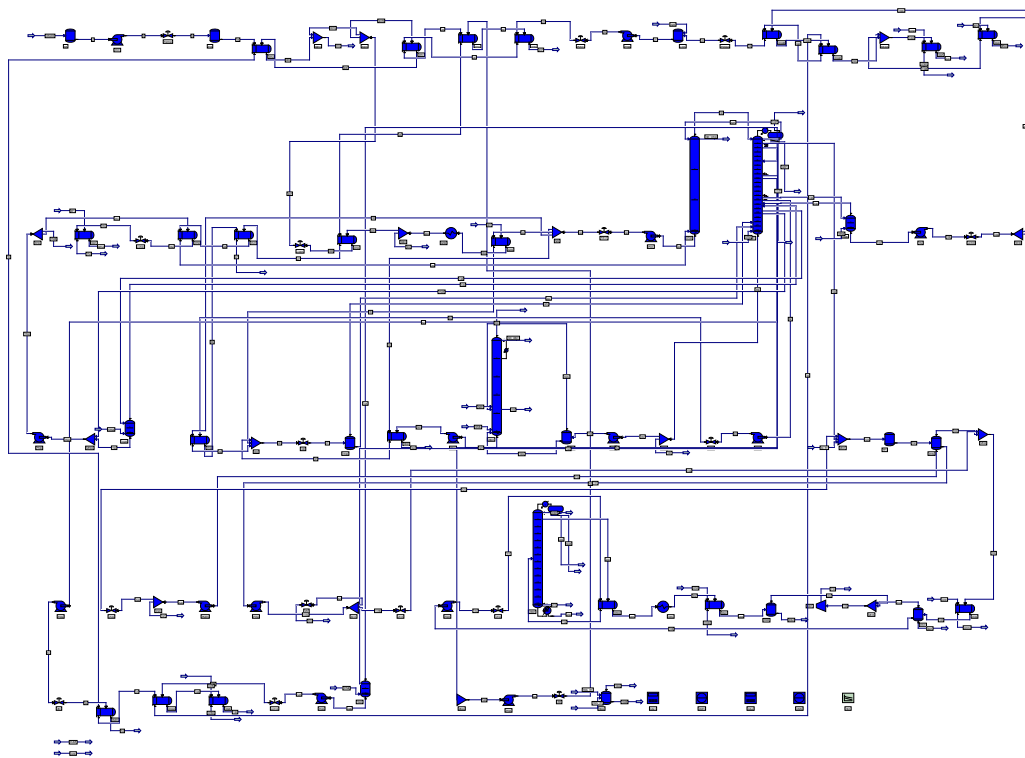
- El punto normal de ebullición para los pseudocomponentes calculado con el método de Twu se encuentra fuera de rango. Esto no afecta la simulación pues no se usa dicho método.



II.3.B Refinación de Crudo

- El número de tubos calculados de acuerdo a la geometría para los intercambiadores X320, X325 y X350A no es consistente con el número declarado. Dado que las diferencias no son significativas, estas advertencias son ignoradas.
- El método termodinámico para algunas corrientes no concuerda con el de las operaciones unitarias a las que se integran. Esto es válido, dado que se utilizará el método termodinámico adecuado para la corriente manejada.
- La base de las variables de los controladores no concuerda con la base de los parámetros declarados en la columna de destilación. Se utiliza la base definida en la columna de destilación. Esto es correcto.

Figura 3.B.1. Interpretación Gráfica de la Simulación



Reorganización Gráfica de la Simulación

La interpretación gráfica de la simulación hecha por PROVISION es reordenada por tipo de proceso (Figura 3.B.2.A) y finalmente agrupada en los bloques: FEED (Alimentación), PREHEAT (Tren de Pre calentamiento), PREFLASH, ATM (Destilación Atmosférica), VAC (Destilación al Vacío) y NAPHT (Separación de Naftas).



Figura 3.B.2.A. Reorganización por Tipo de Proceso

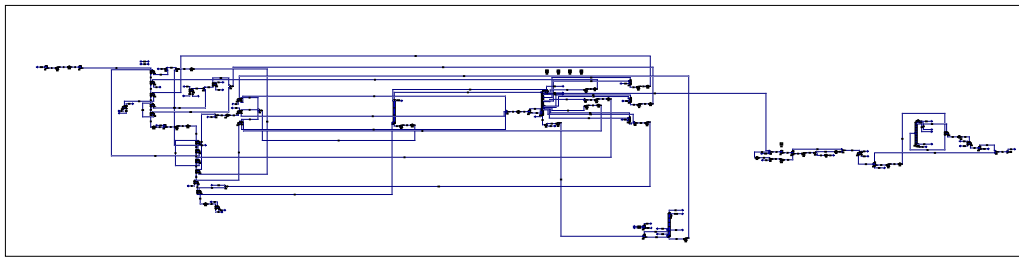
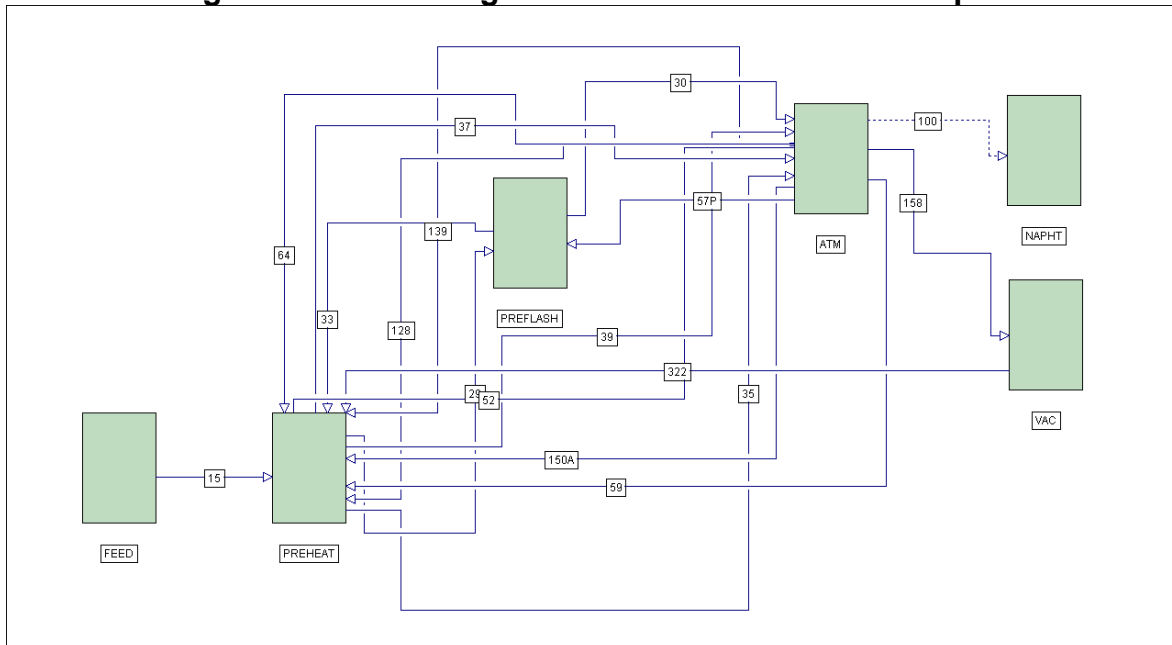


Figura 3.B.2.B. Reorganización del Proceso en Bloques



Unidades de Medición, Componentes, Pseudocomponentes y Métodos Termodinámicos

El sistema de unidades utilizado es el inglés como base al cual se modificó la presión a libras manométricas, el volumen del líquido a barriles por día, la densidad del petróleo a gravedad específica, la base para la presión manométrica a 14.696 libras absolutas y el método para el cálculo de la presión de vapor Reid al ASTM D323 – 73.

Los componentes que se requieren en esta simulación se definen en dos grupos: 1) Componentes ligeros, los cuales se pueden seleccionar de las bases de datos de la simulación y 2) Pseudocomponentes que son utilizados para la representación de todos aquellos componentes pesados que conforman al crudo y son generados de acuerdo a métodos que emplean propiedades físicas del crudo. Las Tablas 3.B.1 y 3.B.3 definen estos grupos de componentes.



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.1 Componentes Ligeros	
1	Agua
2	Hidrógeno
3	Ácido Sulhídrico
4	Metano
5	Etano
6	Propano
7	Iso – butano
8	N – butano
9	Iso – pentano
10	N – pentano
11	Ciclo - pentano

Las opciones de caracterización del ensayo empleadas son las definidas por omisión en PROVISION y la generación de pseudocomponentes (definición de los puntos de corte para el punto normal de ebullición) se hará de acuerdo a la siguiente distribución, siendo la temperatura mínima para el primer intervalo de 90° F.

Tabla 3.B.2 Puntos de Corte TBP	
Temp. Máxima del Intervalo °F	Número de pseudocomponentes
800	35
1200	20
1600	16

Con esta información, el simulador genera los pseudocomponentes (ver Tabla 3.B.3) que definen la composición de todas las corrientes en la simulación y, como se ve en seguida, pueden ser utilizados para la estimación de la composición inicial de corrientes.

Tabla 3.B.3 Pseudocomponentes													
12	NBP 95	23	NBP 323	34	NBP 546	45	NBP 769	56	NBP 990	67	NBP 1212	78	NBP 1475
13	NBP 130	24	NBP 343	35	NBP 566	46	NBP 790	57	NBP 1010	68	NBP 1237	79	NBP 1500
14	NBP 150	25	NBP 363	36	NBP 587	47	NBP 810	58	NBP 1030	69	NBP 1262	80	NBP 1525
15	NBP 171	26	NBP 384	37	NBP 607	48	NBP 829	59	NBP 1050	70	NBP 1287	81	NBP 1550
16	NBP188	27	NBP 404	38	NBP 627	49	NBP 849	60	NBP 1070	71	NBP 1312	82	NBP 1703
17	NBP 204	28	NBP 424	39	NBP 647	50	NBP 869	61	NBP 1090	72	NBP 1334		
18	NBP 222	29	NBP 445	40	NBP 668	51	NBP 890	62	NBP 1109	73	NBP 1353		
19	NBP 242	30	NBP 465	41	NBP 688	52	NBP 910	63	NBP 1129	74	NBP 1375		
20	NBP 262	31	NBP 485	42	NBP 708	53	NBP 930	64	NBP 1149	75	NBP 1400		
21	NBP 283	32	NBP 505	43	NBP 729	54	NBP 950	65	NBP 1169	76	NBP 1425		
22	NBP 303	33	NBP 526	44	NBP 749	55	NBP 970	66	NBP 1189	77	NBP 1450		



II.3.B Refinación de Crudo

Se definen dos métodos termodinámicos para ser utilizados a discreción de acuerdo a las características de los fluidos procesados en las diferentes operaciones unitarias.

Tabla 3.B.4 Métodos Termodinámicos	
1	Grayson – Streed. Opciones por omisión y las propiedades de transporte se calculan con las correlaciones petroleras excepto para la conductividad térmica del líquido la cual es calculada utilizando el valor promedio de los componentes puros.
2	Soave – Redlich – Kwong. Opciones por omisión excepto para el cálculo de la entalpía del líquido (Curl Pitzer). Las propiedades de transporte son calculadas utilizando las correlaciones petroleras por omisión.

Corrientes de Alimentación, Servicios, Estimadas y Referencias

Las corrientes de la simulación se clasifican en: i) alimentaciones, ii) servicios, iii) estimadas y iv) de referencia. La corriente CRUDE representa al aceite “seco” al cual se le reintegra el agua originalmente contenido en el fluido mediante la corriente WAT, la corriente 901 tiene origen en la planta de visbreaking la cual es usada dentro del tren de precalentamiento. Las corrientes de servicios y estimadas han obtenido estos valores de corridas parciales anteriores lo que permite que la simulación sea resuelta con menos iteraciones.

Las unidades de las propiedades declaradas en las Tablas 3.B.5 a 3.B.8 corresponden al sistema de unidades de medición definido arriba. Los flujos o composiciones pueden estar expresados en volumen de líquido (LV), molar (M, LBM) o peso (W). Las composiciones se declaran como una relación Componente vs. Composición, en donde el número del componente corresponde a los definidos en las Tablas 3.B.1 y 3.B.3.

Tabla 3.B.5 Corrientes de Alimentación	
CRUDE	TEMPERATURA=91, PRESIÓN=45, FLUJO(LV)=2500.01 ENSAYO EN FUNCIÓN DEL PESO CURVA TBP (%DEST. VS TEMP)=5,207/10,315/15,390/20,453/25,509/30,561/ 35,606/40,658/45,709/50,763/55,811/60,865/65,941/70,1009/ 75,1072 GRAVEDAD API PROMEDIO=26, CURVA (%DEST. VS API)=2.5,80.2/6.2,60.4/11.5,50.8/ 17.15,45.1/38.2,23.15/33.55,32.9/49.45,25.2/65,19.9/85.9,4.7 CURVA DE LIGEROS, (COMPONENTE VS COMPOSICIÓN(LV))=5,0.04/6,0.52/7,0.29/ 8,1.04/9,0.7/10,0.67, PORCENTAJE(LV)=3.26, NORMALIZADO
901	TEMPERATURA=654, PRESIÓN=108, FLUJO(LV)=1504.79 ENSAYO EN FUNCIÓN DEL PESO CURVA D2887 (%DEST. VS TEMP)=0,280/5,406/10,457/20,531/30,583/40,626/ 50,666/60,707/70,757/80,828/90,991/95,1159 GRAVEDAD API PROMEDIO =25.8
WAT	TEMPERATURA=100, PRESIÓN=64.696, FLUJO(LV)=4.16667, COMPOSICIÓN(M)=1,100



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.6 Corrientes de Servicios

BF1	TEMPERATURA=280, PRESIÓN=50, FLUJO(WT)=10000, COMPOSICIÓN(M)=1,100
BF2	TEMPERATURA=280, PRESIÓN=50, FLUJO(WT)=7500, COMPOSICIÓN(M)=1,100
CW1	TEMPERATURA=80.001, PRESIÓN=45, FLUJO(WT)=2.92E6, COMPOSICIÓN(M)=1,100
CW2	TEMPERATURA=80.001, PRESIÓN=50, FLUJO(WT)=519200, COMPOSICIÓN(M)=1,100
CW3	TEMPERATURA=80.001, PRESIÓN=50, FLUJO(WT)=463000, COMPOSICIÓN(M)=1,100
CW4	TEMPERATURA=80.001, PRESIÓN=50, FLUJO(WT)=161600, COMPOSICIÓN(M)=1,100
CW5	TEMPERATURA=84.999, PRESIÓN=50, FLUJO(WT)=650000, COMPOSICIÓN(M)=1,100
DUM1	TEMPERATURA=130, PRESIÓN=18, FLUJO(M)=5, COMPOSICIÓN(M)=5,100
INER	TEMPERATURA=100, PRESIÓN=-10, FLUJO(M)=30, COMPOSICIÓN(M)=5,100
STM1	TEMPERATURA=400, PRESIÓN=54.696, FLUJO(WT)=13000, COMPOSICIÓN(M)=1,100
STM2	TEMPERATURA=400, PRESIÓN=54, FLUJO(WT)=2099, COMPOSICIÓN(M)=1,100
STM3	TEMPERATURA=400, PRESIÓN=54.696, FLUJO(WT)=1000, COMPOSICIÓN(M)=1,100
STM4	TEMPERATURA=400, PRESIÓN=54.696, FLUJO(WT)=3300, COMPOSICIÓN(M)=1,100
STM5	TEMPERATURA=400, PRESIÓN=54, FLUJO(WT)=2501, COMPOSICIÓN(M)=1,100

Tabla 3.B.7 Corrientes Estimadas

29	<p>PRESIÓN=34, LFRACCIÓN=0.910013, COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 5,4.15024/6,52.4095/7,24.5944/8,91.537/ 9,52.8885/10,51.2944/12,126.279/13,36.6121/14,34.3646/ 15,32.321/16,30.7628/17,32.6188/18,45.3837/19,51.4334/ 20,60.721/21,73.9776/22,84.8185/23,80.0083/24,73.2819/ 25,69.8699/26,69.554/27,71.7498/28,73.4582/29,73.2136/ 30,71.3934/31,69.1234/32,66.6372/33,64.9777/34,66.0316/ 35,70.4803/36,71.0734/37,63.9168/38,58.0396/39,52.5217/ 40,52.451/41,50.8534/42,46.9658/43,43.6989/44,42.7403/ 45,43.6793/46,44.2804/47,42.1591/48,37.5449/49,31.0772/ 50,25.4857/51,22.3316/52,20.9239/53,20.6854/54,21.463/ 55,22.2025/56,22.3003/57,21.6303/58,21.1625/59,21.8277/ 60,24.3539/61,27.9719/62,27.7379/63,23.4157/64,18.6962/ 65,15.0764/66,12.4569/67,13.0258/68,11.2205/69,9.82438/ 70,8.70381/71,7.74506/72,5.22453/73,4.95859/74,4.81937/ 75,4.6548/76,4.49661/77,4.34482/78,4.19891/79,4.05862/ 80,3.92389/81,3.79486/82,36.6481</p>
40	<p>TEMPERATURA=354, PRESIÓN=140 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,2.49857E-7/5,0.267916/6,6.00048/ 7,4.3596/8,17.7826/9,14.9594/10,15.5539/12,40.941/13,14.5598/ 14,15.3169/15,16.0876/16,16.7349/17,19.185/18,29.0354/ 19,35.8414/20,45.6178/21,59.307/22,71.8043/23,70.8782/ 24,67.4532/25,66.5296/26,68.9799/27,75.918/28,82.6586/ 29,85.0084/30,84.5963/31,81.5244/32,76.5839/33,71.2603/ 34,69.1069/35,71.7297/36,71.4976/37,64.0365/38,58.0722/ 39,52.5292/40,52.4528/41,50.8538/42,46.9659/43,43.6989/ 44,42.7404/45,43.6793/46,44.2804/47,42.1592/48,37.5449/ 49,31.0772/50,25.4857/51,22.3316/52,20.9239/53,20.6854/ 54,21.463/55,22.2025/56,22.3003/57,21.6303/58,21.1625/ 59,21.8277/60,24.3539/61,27.9719/62,27.7379/63,23.4157/ 64,18.6962/65,15.0764/66,12.4569/67,13.0258/68,11.2205/ 69,9.82438/70,8.70381/71,7.74506/72,5.22453/73,4.95859/ 74,4.81937/75,4.6548/76,4.49662/77,4.34482/78,4.19891/ 79,4.05862/80,3.92389/81,3.79486/82,36.6481</p>
57P	<p>TEMPERATURA=130, PRESIÓN=9.0001 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,0.698363/5,0.321833/6,7.53745/ 7,4.7598/8,18.8863/9,12.361/10,12.257/12,30.332/13,9.10663/ 14,8.66075/15,8.22308/16,7.87124/17,8.37781/18,11.6898/ 19,13.2669/20,15.6525/21,19.0046/22,21.6228/23,20.0874/ 24,17.8284/25,15.748/26,12.1234/27,5.31429/28,1.11611/ 29,0.197829/30,0.0425116/31,0.0119629/32,0.0040145/ 33,0.00146508/34,0.000563325/35,0.00022223/36,8.24242E-5/ 37,2.72834E-5/38,9.25029E-6/39,3.02476E-6/40,1.0926E-6/ 41,3.80987E-7/42,1.24775E-7/43,4.02486E-8/44,1.34078E-8/ 45,4.57312E-9/46,1.52165E-9/47,4.68631E-10/48,1.32994E-10/ 49,3.38063E-11/50,8.14823E-12/51,2.00144E-12/52,5.03144E-13/ 53,1.26824E-13/54,3.18329E-14/55,7.55002E-15/56,1.63021E-15</p>



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.7 Continuación. Corrientes Estimadas

60	TEMPERATURA=422.9, PRESIÓN=74.845 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,6.14216/5,0.0311692/6,0.649468/ 7,0.474289/8,1.91778/9,1.69239/10,1.76783/12,4.49525/ 13,1.65286/14,1.7893/15,1.96799/16,2.15606/17,2.62757/ 18,4.34176/19,6.05795/20,8.97306/21,13.991/22,20.96/ 23,26.6818/24,35.0278/25,53.7164/26,104.967/27,210.208/ 28,270.168/29,256.579/30,218.253/31,169.752/32,114.257/ 33,63.2474/34,29.1579/35,11.7796/36,4.05878/37,1.17033/ 38,0.326848/39,0.0806057/40,0.0202333/41,0.00445974/ 42,0.000844442/43,0.000147322/44,2.61947E-5/45,5.10602E-6/ 46,1.13514E-6/47,2.84652E-7/48,7.71332E-8/49,2.05143E-8/ 50,5.40964E-9/51,1.48482E-9/52,4.21658E-10/53,1.21002E-10/ 54,3.48091E-11/55,9.52247E-12/56,2.38887E-12/57,4.56217E-13/ 58,9.93427E-14/59,2.23714E-14/60,5.38214E-15/61,1.36842E-15/ 62,3.07064E-16/63,5.76985E-17/64,9.98076E-18/65,1.72001E-18/ 66,3.03438E-19/67,5.93842E-20/68,9.06043E-21/69,1.42726E-21/ 70,2.34247E-22/71,4.0227E-23/72,6.16486E-24/73,1.56471E-24/ 74,3.05044E-25/75,4.40866E-26
66	TEMPERATURA=565.09, PRESIÓN=56.687 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,11.07/5,0.00361536/6,0.110925/ 7,0.114255/8,0.487715/9,0.581956/10,0.635923/12,1.68359/ 13,0.724532/14,0.855343/15,1.01291/16,1.16847/17,1.47819/ 18,2.51455/19,3.55285/20,5.25359/21,8.05783/22,11.6265/ 23,13.8566/24,16.1965/25,19.8836/26,25.9842/27,36.826/ 28,53.96/29,78.5774/30,114.999/31,169.062/32,237.432/ 33,302.414/34,349.059/35,376.81/36,355.161/37,280.574/ 38,209.83/39,150.025/40,105.63/41,65.1785/42,34.5433/ 43,16.7528/44,7.90955/45,3.6846/46,1.62701/47,0.648683/ 48,0.233804/49,0.0746557/50,0.0223943/51,0.00676326/ 52,0.00204943/53,0.000605132/54,0.000170963/55,4.34504E-5/ 56,9.55086E-6/57,1.5957E-6/58,2.7325E-7/59,4.66112E-8/ 60,8.2868E-9/61,1.53848E-9/62,2.50835E-10/63,3.42221E-11/ 64,4.30747E-12/65,5.40545E-13/66,6.91975E-14/67,9.24804E-15/ 68,8.7727E-16/69,8.5383E-17/70,8.56692E-18/71,8.89239E-19/ 72,8.7896E-20/73,1.53273E-20/74,1.92654E-21/75,1.68663E-22/ 76,1.35233E-23/77,9.80156E-25/78,6.35097E-26
125	TEMPERATURA=417.79, PRESIÓN=10.8 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,114.411/5,0.00669815/6,0.14301/ 7,0.105686/8,0.429155/9,0.380532/10,0.397747/12,1.01251/ 13,0.371899/14,0.404291/15,0.444181/16,0.484557/17,0.585951/ 18,0.953752/19,1.29544/20,1.84236/21,2.7134/22,3.77114/ 23,4.36364/24,5.09332/25,6.84588/26,11.5952/27,18.8933/ 28,18.9158/29,14.2317/30,9.77631/31,6.14751/32,3.35127/ 33,1.45987/34,0.502639/35,0.145931/36,0.0359172/37,0.00744348/ 38,0.00150727/39,0.000252134/40,4.37029E-5/41,6.54676E-6/ 42,8.28059E-7/43,9.41986E-8/44,1.04562E-8
136	TEMPERATURA=547.08, PRESIÓN=11.5 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,54.1702/5,0.000447001/6,0.0145777/ 7,0.0153054/8,0.065921/9,0.0786411/10,0.086529/12,0.230814/ 13,0.0991762/14,0.116246/15,0.135918/16,0.154409/17,0.191822/ 18,0.317962/19,0.434131/20,0.617683/21,0.900668/22,1.22365/ 23,1.35768/24,1.45712/25,1.62223/26,1.90666/27,2.42043/ 28,3.11918/29,3.92565/30,5.02301/31,6.53639/32,8.29521/ 33,9.43721/34,9.31707/35,8.27828/36,6.33026/37,4.04286/ 38,2.44209/39,1.36889/40,0.748195/41,0.35251/42,0.141124/ 43,0.0515466/44,0.0184392/45,0.00656709/46,0.00224191/ 47,0.000699624/48,0.000199857/49,5.1012E-5/50,1.23301E-5/ 51,3.02409E-6/52,7.4999E-7



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.7 Continuación. Corrientes Estimadas

139A	TEMPERATURA=493.97, PRESIÓN=39.67 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,3.50938/5,3.16338E-6/6,0.00019585/ 7,0.000396081/8,0.00186383/9,0.00412503/10,0.00497092/ 12,0.0134593/13,0.00799062/14,0.0112953/15,0.0159464/ 16,0.0212032/17,0.0304732/18,0.0597547/19,0.0984522/ 20,0.171529/21,0.310377/22,0.525963/23,0.733317/24,0.999006/ 25,1.4151/26,2.106/27,3.34975/28,5.42935/29,8.61716/ 30,13.5553/31,21.1686/32,31.2657/33,41.5316/34,49.6375/ 35,55.143/36,53.1775/37,42.7739/38,32.4391/39,23.4633/ 40,16.67/41,10.3598/42,5.52172/43,2.69007/44,1.27461/ 45,0.595436/46,0.263505/47,0.105238/48,0.037981/49,0.0121403/ 50,0.00364465/51,0.00110141/52,0.000333915/53,9.86306E-5/ 54,2.7873E-5/55,7.0854E-6/56,1.55768E-6/57,2.60279E-7/ 58,4.45741E-8/59,7.60388E-9/60,1.35191E-9/61,2.50994E-10/ 62,4.09229E-11/63,5.58329E-12/64,7.02764E-13/65,8.81903E-14/ 66,1.12897E-14/67,1.50883E-15/68,1.43128E-16/69,1.39304E-17/ 70,1.39771E-18/71,1.45081E-19/72,1.43404E-20/73,2.50068E-21/ 74,3.14319E-22/75,2.75177E-23/76,2.20635E-24/77,1.59915E-25/ 78,1.03618E-26
149	TEMPERATURA=621.84, PRESIÓN=12 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 1,220.635/5,0.000447953/6,0.0133605/ 7,0.0134312/8,0.056863/9,0.0660104/10,0.0720973/12,0.193136/ 13,0.0821518/14,0.0958766/15,0.111786/16,0.126864/17,0.157593/ 18,0.261592/19,0.357915/20,0.506567/21,0.731843/22,0.982143/ 23,1.07977/24,1.16306/25,1.31015/26,1.56171/27,1.98644/ 28,2.51142/29,3.00361/30,3.48023/31,3.92544/32,4.37182/ 33,4.92872/34,5.90288/35,7.61992/36,9.35939/37,10.0936/ 38,10.521/39,10.4733/40,10.4721/41,9.20604/42,7.01621/ 43,4.98095/44,3.50916/45,2.48375/46,1.69268/47,1.0555/ 48,0.601309/49,0.308558/50,0.151282/51,0.0758821/52,0.0386568/ 53,0.0194152/54,0.00940715/55,0.00411624/56,0.00156238/ 57,0.000471575/58,0.000138777/59,3.99881E-5/60,1.17594E-5
905	TEMPERATURA=457, PRESIÓN=103.24 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 22,1.01356/23,13.9686/24,13.3958/ 25,12.8051/26,12.2539/27,11.7484/28,11.5296/29,18.5427/ 30,27.9091/31,34.4273/32,31.7045/33,31.263/34,33.9562/ 35,40.4997/36,47.7234/37,51.6597/38,55.8515/39,52.28/ 40,47.1741/41,39.7652/42,33.6082/43,29.6476/44,28.5499/ 45,29.4509/46,24.9897/47,17.2642/48,12.6217/49,10.0083/ 50,8.57793/51,7.67477/52,7.05691/53,6.62096/54,6.31771/ 55,6.12154/56,5.98661/57,5.38532/58,4.37813/59,3.5238/ 60,2.91101/61,2.48323/62,2.17561/63,1.66238/64,1.33498/ 65,1.31814/66,1.29619/67,1.60428/68,1.64085/69,1.66377/ 70,1.67491/71,1.6687/72,1.65612/73,1.64193/74,1.61599/ 75,1.5808/76,1.54689/77,1.51419/78,0.834439
907	TEMPERATURA=352.16, PRESIÓN=69.442 COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H) 22,1.01356/23,13.9686/24,13.3958/ 25,12.8051/26,12.2539/27,11.7484/28,11.5296/29,18.5427/ 30,27.9091/31,34.4273/32,31.7045/33,31.263/34,33.9562/ 35,40.4997/36,47.7234/37,51.6597/38,55.8515/39,52.28/ 40,47.1741/41,39.7652/42,33.6082/43,29.6476/44,28.5499/ 45,29.4509/46,24.9897/47,17.2642/48,12.6217/49,10.0083/ 50,8.57793/51,7.67477/52,7.05691/53,6.62096/54,6.31771/ 55,6.12154/56,5.98661/57,5.38532/58,4.37813/59,3.5238/ 60,2.91101/61,2.48323/62,2.17561/63,1.66238/64,1.33498/ 65,1.31814/66,1.29619/67,1.60428/68,1.64085/69,1.66377/ 70,1.67491/71,1.6687/72,1.65612/73,1.64193/74,1.61599/ 75,1.5808/76,1.54689/77,1.51419/78,0.834439



Tabla 3.B.7 Continuación. Corrientes Estimadas

908	TEMPERATURA=325.05, PRESIÓN=63.707
	COMPOSICIÓN POR COMPONENTE(M,LBM/H)
	22,1.01356/23,13.9686/24,13.3958/
	25,12.8051/26,12.2539/27,11.7484/28,11.5296/29,18.5427/
	30,27.9091/31,34.4273/32,31.7045/33,31.263/34,33.9562/
	35,40.4997/36,47.7234/37,51.6597/38,55.8515/39,52.28/
	40,47.1741/41,39.7652/42,33.6082/43,29.6476/44,28.5499/
	45,29.4509/46,24.9897/47,17.2642/48,12.6217/49,10.0083/
	50,8.57793/51,7.67477/52,7.05691/53,6.62096/54,6.31771/
	55,6.12154/56,5.98661/57,5.38532/58,4.37813/59,3.5238/
	60,2.91101/61,2.48323/62,2.17561/63,1.66238/64,1.33498/
	65,1.31814/66,1.29619/67,1.60428/68,1.64085/69,1.66377/
	70,1.67491/71,1.6687/72,1.65612/73,1.64193/74,1.61599/
	75,1.5808/76,1.54689/77,1.51419/78,0.834439

Tabla 3.B.8 Corrientes de Referencia

30_R1	REFSTREAM=30
160L_R1	REFSTREAM=160L
160V_R1	REFSTREAM=160V

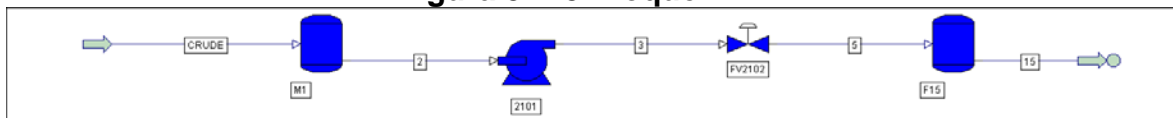
Secuencia de Solución y Opciones de Convergencia

La secuencia de cálculo utilizada para la solución de la simulación es la llamada Alternativa, la cual determina la secuencia de solución parcialmente por el orden en el cual las operaciones unitarias fueron ingresadas en la simulación. Todas las corrientes de la simulación serán convergidas y el número máximo de intentos para resolver un ciclo será de 40. No se utilizan métodos de aceleración para la convergencia.

Alimentación Principal

El crudo recibido en la refinería a 45 PSIG y 91° F es bombeado (362 PSIG) para ser transportado dentro de la refinería y llegar al tren de precalentamiento a 205.50 PSIG (ver Figura 3.B.1). Las declaraciones se presentan en el Apéndice 3.B.3.

Figura 3.B.3 Bloque FEED



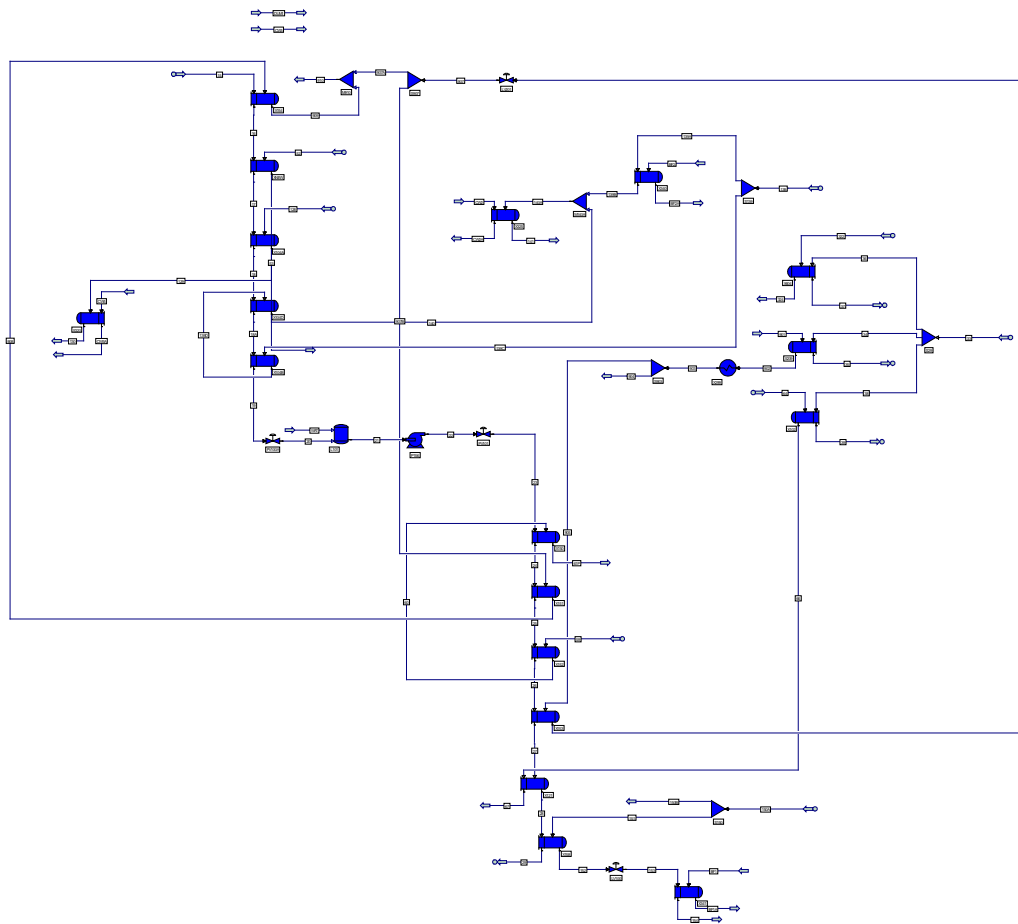
Tren de Precalentamiento

El tren de precalentamiento hace uso de corrientes producto de las destilaciones atmosférica, al vacío y preflasheo del crudo, así como una corriente externa (Unidad Reductora de Viscosidad) para incrementar gradualmente la temperatura de la corriente de alimentación principal. Las corrientes producto son enfriadas con agua de servicio. Es importante señalar que todos los intercambiadores de calor son simulados rigurosamente en modo de evaluación,



es decir, se declaran las características físicas del equipo a detalle (número de tubos, diámetro de coraza, coeficientes de transferencia de calor, baffles, boquillas, materiales, etc.) con el objeto de calcular la temperatura de salida de las corrientes producto de los lados caliente y frío. El proceso de desalado se encuentra inmerso dentro del bloque de precalentamiento (Flash L101) en donde se simula la pérdida de 20° F y 4.167 BBL/hr de agua, dichos barriles son reintegrados por la corriente WAT. Ver Apéndice 3.B.4.

Figura 3.B.4 Bloque PREHEAT



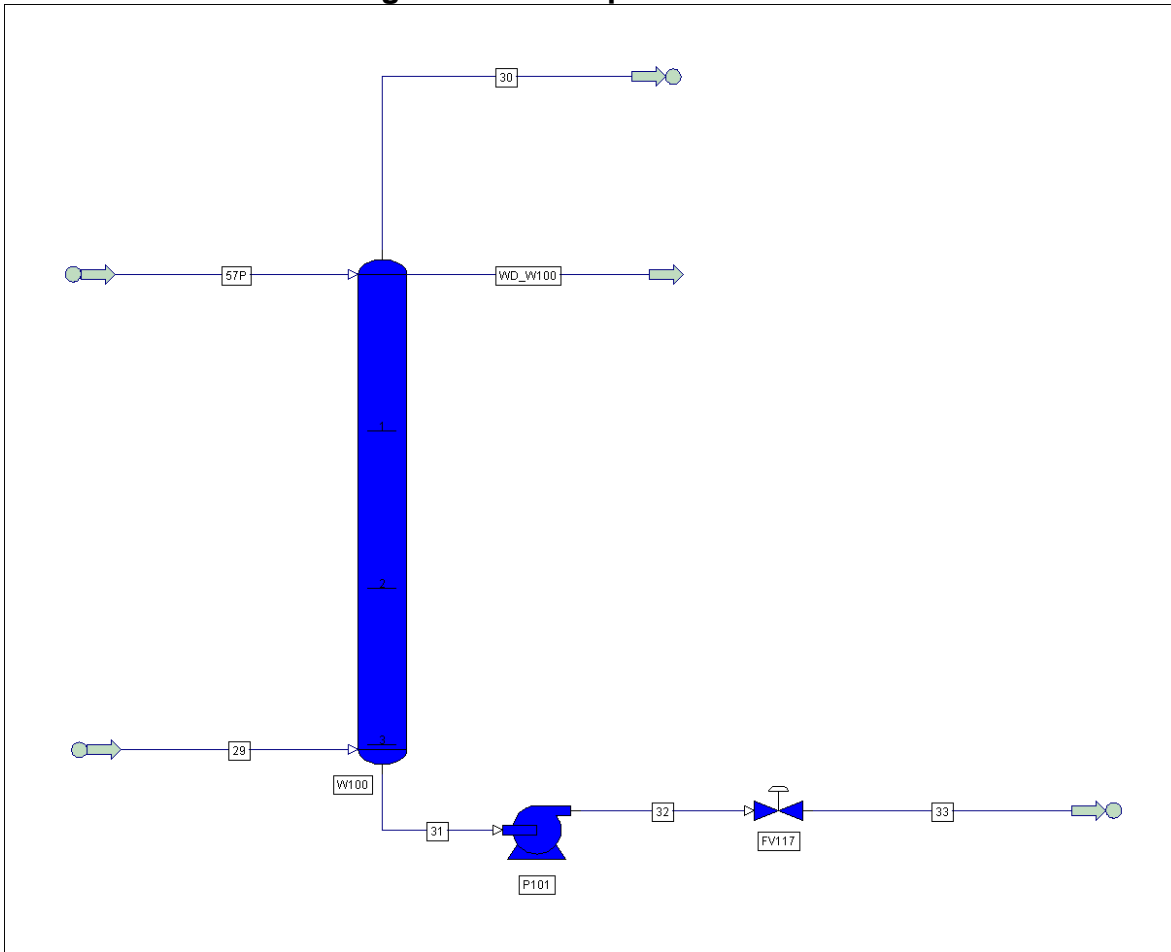
Pre – Flasheo

La corriente 29 que sale del bloque de precalentamiento es introducida al fondo de la Columna W100 que cuenta con tres etapas teóricas de separación en donde se pone en contacto con un fluido frío (corriente 57P) proveniente del bloque de separación atmosférica para promover la separación de los componentes ligeros y pesados del crudo. El producto de fondos es bombeado



para regresar al tren de precalentamiento y de ahí al bloque de separación atmosférica. El producto de domos (corriente 30) es llevado al bloque de separación atmosférica directamente a la sección fría de la columna de separación. La corriente WD_W100 es una corriente auxiliar que debe ser colocada por restricciones del algoritmo empleado en la columna de separación debido a la presencia de agua. Se evalúa la hidráulica de la columna simulando el comportamiento de los fluidos en los platos (tipo válvula). Ver Apéndice 3.B.5.

Figura 3.B.5 Bloque PREFLASH



Destilación Atmosférica

Las corrientes 35, 37 y 39 que provienen del tren de precalentamiento son mezcladas y la mezcla es llevada al calentador final para elevar su temperatura a 710° F para así llegar a la destilación. La columna de separación atmosférica cuenta con 22 etapas de separación teórica, tres agotadores laterales y tres pumparounds. Los fluidos que provienen del calentador se alimentan a la columna en la etapa 20 (vapor) y 21 (líquido). La corriente 30 (preflasheo) se alimenta en la etapa 1 y adicionalmente se inyecta vapor de agua en la etapa 22 para promover



II.3.B Refinación de Crudo

la separación de los componentes ligeros y pesados, es decir, ésta es una separación atmosférica de tipo “húmeda”.

Existen tres extracciones de líquido (pumparounds), etapas 3, 10 y 15, las cuales van al tren de precalentamiento y ceden energía para luego regresar a las etapas 2, 9 y 14 respectivamente. Existen otras tres extracciones de líquido, etapas 10, 15, 18 las cuales integran los gasóleos producto. Estos productos laterales son agotados con el uso de vapor de agua, de donde se desprenden productos líquidos, los que son enviados al tren de precalentamiento, y vapores que son realimentados a la columna atmosférica en las etapas 6, 15 y 16.

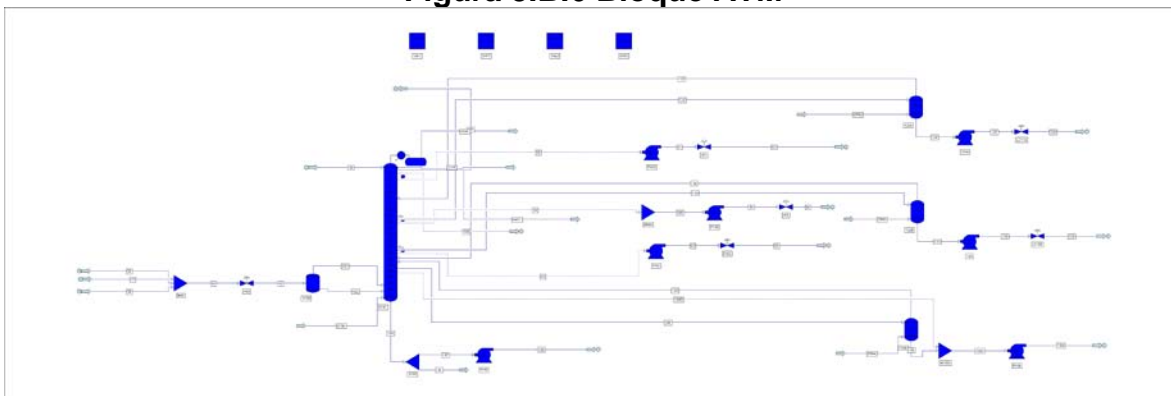
Se busca en la destilación atmosférica que i) la relación de reflujo se mantenga en 5, ii) la corriente 57P, alimentada al bloque de preflasheo, tenga un flujo de 2,500 BBP, iii) el flujo de líquido en la etapa 20 sea de 600 BBP, iv) la temperatura en el condensador sea de 130° F, v) la destilación ATM D86 del 90% en volumen de la corriente 117P tenga una temperatura de 345° F, vi) la destilación ATM D86 del punto final en volumen de la corriente 126 tenga una temperatura de 550° F y vii) la destilación ATM D86 del punto final en volumen de la corriente 137 tenga una temperatura de 700° F. Para lograr estas especificaciones se modificarán las cargas térmicas del condensador y del pumparound que involucra la extracción de la etapa 10, así como el flujo de las corrientes 57P, 148, 117P, 124 y 135.

Se evalúa el comportamiento hidráulico de los fluidos dentro de la columna, la cual para se encuentra dividida en seis secciones: tres secciones superiores con platos tipo válvula y tres secciones inferiores con platos tipo cachuca.

Adicionalmente a las especificaciones definidas en la columna de destilación, existen dos elementos de control, controladores feedback, los cuales igualarán las cargas térmicas determinadas en la convergencia de la columna de los pumparounds de las extracciones 10 y 15 con aquellas calculadas en los correspondientes intercambiadores de calor, HXX150, HXX152, HXX121 y HXX102, dentro del bloque de precalentamiento. Para lograr estas metas, se varían los flujos de los pumparounds.

El Apéndice 3.B.6 muestra la declaración del bloque de destilación atmosférica.

Figura 3.B.6 Bloque ATM





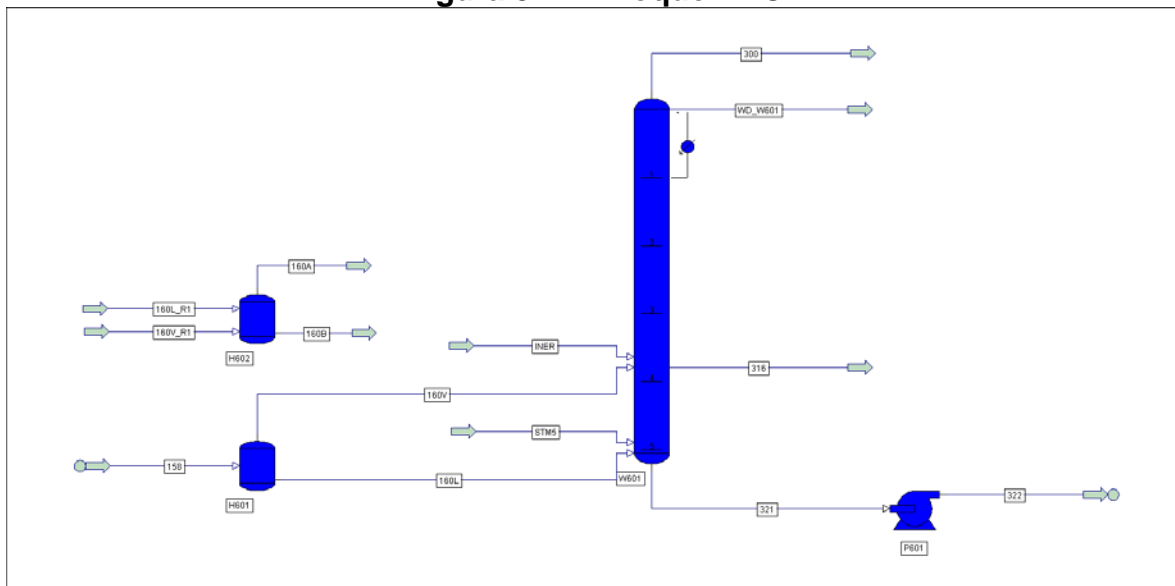
Destilación al Vacío

El producto de fondos de la columna atmosférica es dividido en dos corrientes y una parte, 4,999.3 BBD es bombeada y enviada al bloque de destilación al vacío. La corriente 157 es calentada a 710°F @ -5 PSIG y los fluidos producidos (líquido y vapor) son alimentados a la columna de destilación al vacío separadamente (Apéndice 3.B.7).

La columna cuenta con 5 etapas teóricas y se espera que las presiones en el domo y fondos sean -12.762 PSIG y -12.279 PSIG respectivamente. El líquido del horno es alimentado en la etapa 5, así como una corriente de vapor de agua. El vapor del horno es alimentado en la etapa 4, así como una corriente de etano. Los productos de esta columna son las corrientes 300, 316, 321 (que es enviada al tren de precalentamiento) y la corriente auxiliar WD_W601 (requerida por el algoritmo utilizado en la convergencia). Existe un pumparound que va de la etapa 2 a la 1 el cual tiene por objeto mantener la temperatura de la etapa en 135°F . Otra especificación en la columna se refiere al producto de fondos el cual se requiere de 4,300 BBD. Para lograr estas metas, se modifican la carga térmica del pumparound y el flujo de la extracción lateral 316.

Para evaluar el comportamiento del líquido y vapor que se alimentan a la columna de destilación al vacío (corrientes 160L y 160V respectivamente), referencias a éstas son alimentadas a un tanque flash a la presión esperada en la etapa 4 (-12.569 PSI).

Figura 3.B.7 Bloque VAC



Separación de Naftas

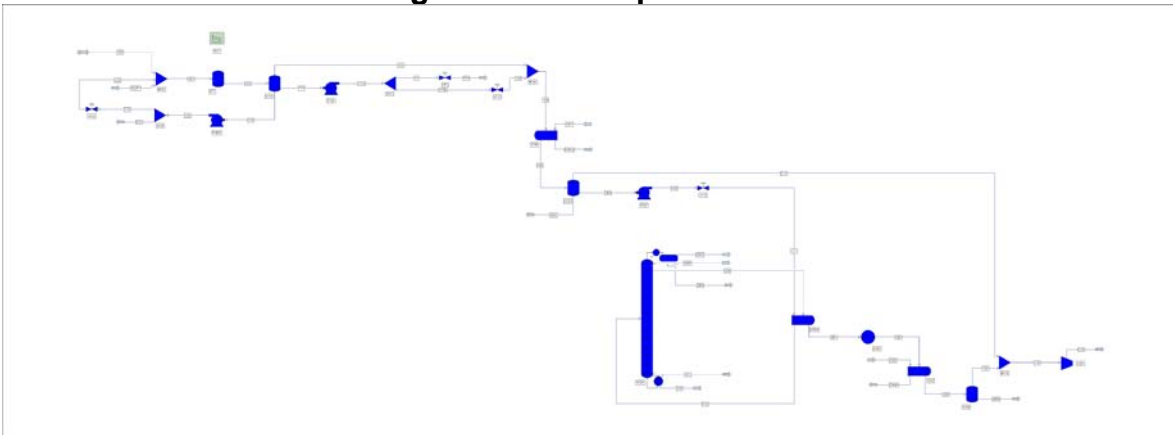
La corriente 100, extracción lateral de la columna de destilación atmosférica de la etapa 2, es mezclada con una referencia a la corriente 30. A esta mezcla se le elimina la cantidad de producto de la corriente 57P para así sólo tener la nafta



producto generada por la separación atmosférica. La corriente resultante, 104 es enfriada, decantada y precalentada para su posterior separación.

La columna W391 cuenta con 15 etapas teóricas y la corriente 112 se introduce en la etapa 8. Los productos de la columna son las naftas de las corrientes 209 y 216. Existe una extracción lateral de vapor, corriente 200, para precalentar la alimentación. Posterior a este intercambio de calor, se separan los incondensables y son mezclados con los incondensables obtenidos en la preparación de la alimentación a la columna separadora de naftas (ver Apéndice 3.B.8).

Figura 3.B.8 Bloque NAPHT



Procesamiento de 2,000 BBL/HR, comparativo térmico y de productos

Se define un caso de estudio en la simulación, el cual toma como punto de partida la simulación original o caso base, y reduce la corriente CRUDE en 500 BBL/HR (y el correspondiente valor proporcional en WAT) sin realizar ningún cambio en las especificaciones de los equipos ni en los flujos de las corrientes de servicio.

RESULTADOS

Los resultados son presentados en dos secciones. En la primera se muestran los resultados de la simulación después de la importación para las corrientes de entrada, salida y reciclos (no se incluyen corrientes de servicios) así como un resumen de los resultados de las operaciones unitarias por bloque. En la segunda se hace el comparativo térmico y de productos para el procesamiento de 2,000 BBL/HR.

Ejecución de la Simulación

Un resumen de los resultados es presentado por bloques.

FEED



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.9 Bloque FEED. Corrientes de Entrada y Salida			
Corriente		CRUDE	15
Temperatura	F	91.00	94.67
Presión	PSIG	45.00	205.50
Flujo	LB-MOL/HR	2988.31	2988.31
Fase		Liquid	Liquid



II.3.B Refinación de Crudo

PREHEAT

Tabla 3.B.10.A Bloque PREHEAT. Corrientes de Entrada												
Corriente		15	WAT	33	52	59	64	128	139	150A	322	901
Temperatura	F	94.67	100.00	377.87	336.51	446.62	563.39	407.11	542.75	626.71	646.30	654.00
Presión	PSIG	205.50	64.70	158.00	75.00	75.00	87.00	32.00	42.00	115.00	121.00	108.00
Flujo	LB-MOL/HR	2988.31	80.95	2506.80	3921.42	1519.05	1060.67	463.65	449.57	482.75	109.08	1556.35
Fase		Liquid	Water	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid

Tabla 3.B.10.B Bloque PREHEAT. Corrientes de Salida												
Corriente		29	53	61P	67	130	141	150B	154	324	904	910
Temperatura	F	392.35	200.76	302.95	476.73	100.13	149.71	626.71	448.38	470.68	457.00	254.98
Presión	PSIG	127.14	72.76	71.27	78.44	30.27	33.35	115.00	100.10	120.10	103.87	65.29
Flujo	LB-MOL/HR	3069.26	3921.43	1519.01	1060.66	463.65	449.59	226.07	256.68	109.08	686.53	869.81
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Mixed	Mixed	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid

Tabla 3.B.10.C Bloque PREHEAT. Corrientes de Reciclo				
Corriente		35	37	39
Temperatura	F	505.14	442.17	438.35
Presión	PSIG	142.40	140.89	157.99
Flujo	LB-MOL/HR	1615.34	615.92	275.54
Fase		Liquid	Liquid	Liquid



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.10.D.1 Bloque PREHEAT. Intercambiadores Rigurosos

HXRIG		X154	XNEW	X104A	X104D	X104B	X150	X151
Descripción		CRD-VBU BTMS	CRD-TOPPA	crd-kero prod	CRD-LDO PROD	CRD-LDO PROD	CRD-kpa	CRD-VBU BTMS
Carga Térmica	MM BTU/HR	8.15	43.00	6.34	4.26	3.56	16.76	4.58
Área	FT2	3382.51	16805.81	1559.81	780.15	1927.98	6461.39	3354.49
U-Value	BTU/HR-FT2-F	61.71	42.66	76.01	56.17	60.79	43.90	88.20
U-Value (Fouling)	BTU/HR-FT2-F	13.72	30.18	42.97	39.74	7.96	33.93	46.09
LMTD	F	176.99	92.33	95.42	138.72	232.88	78.63	31.54
FT Factor		0.99	0.92	0.99	0.99	1.00	0.97	0.94

Tabla 3.B.10.D.2 Bloque PREHEAT. Intercambiadores Rigurosos

HXRIG		X152	X153	X121	X158	X341	X604	X102
Descripción		CRD-kpa	CRD-VBU BTMS	CRD-LDO PA	CRD-HDO PROD	HDO-STM GEN	CRD-ASPHALT	crd-LDOpa
Carga Térmica	MM BTU/HR	7.95	17.50	12.08	2.16	7.51	6.97	2.93
Área	FT2	11600.22	13927.17	3221.37	685.16	918.59	4971.46	5255.22
U-Value	BTU/HR-FT2-F	79.86	72.81	118.28	87.16	76.01	35.43	4.61
U-Value (Fouling)	BTU/HR-FT2-F	6.07	24.45	27.68	14.43	38.65	10.18	3.81
LMTD	F	113.23	52.98	137.78	218.71	213.42	141.20	145.97
FT Factor		1.00	0.97	0.98	1.00	0.99	0.98	1.00

Tabla 3.B.10.D.3 Bloque PREHEAT. Intercambiadores Rigurosos

HXRIG		X209	X340	X325
Descripción		CRD-VBUBTMS	LDO-STM GEN	LDO-CW
Carga Térmica	MM BTU/HR	37.02	5.86	11.82
Área	FT2	20788.96	561.15	1336.53
U-Value	BTU/HR-FT2-F	85.56	135.10	79.99
U-Value (Fouling)	BTU/HR-FT2-F	11.80	82.78	66.20
LMTD	F	154.91	130.03	139.72
FT Factor		0.97	0.97	0.96



II.3.B Refinación de Crudo

PREFLASH

Tabla 3.B.11.A Bloque PREFLASH. Corrientes de Entrada y Salida						
Corriente		29	57P	30	33	WD_W100
Temperatura	F	392.38	130.00	267.13	377.91	n/a
Presión	PSIG	127.16	9.00	14.50	158.00	n/a
Flujo	LB-MOL/HR	3069.26	255.97	818.63	2506.60	n/a
Fase		Liquid	Mixed	Vapor	Liquid	Water

Tabla 3.B.11.B Bloque PREFLASH. Columna W100. Resumen							
Tray	Temperature ° F	Pressure PSIG	Net Flow Rates				Heater Duties MM BTU/HR
			Liquid	Vapor	Feed	Product	
			LB-MOL/HR				
1	267.1	14.50	252.4		256.0L	818.6V	
						0.0W	
2	306.9	15.00	144.5	815.1			
3	376.2	15.50		707.2	3069.3M	2506.6L	

Tabla 3.B.11.C Bloque PREFLASH. Columna W100. Alimentaciones y Productos							
Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Feed	57P	Liquid		1	1.0000	255.96	1.3049
Feed	29	Mixed		3	0.7772	3069.26	141.6610
Product	30	Vapor	1		0.0000	818.63	17.5732
Product	WD_W100	Water	1		0.0000		0.0000
Product	31	Liquid	3		1.0000	2506.60	125.3939

ATM

Tabla 3.B.12.A Bloque ATM. Corrientes de Entrada					
Corriente		30	35	37	39
Temperatura	F	267.13	505.16	442.20	438.37
Presión	PSIG	14.50	142.40	140.89	157.99
Flujo	LB-MOL/HR	818.63	1615.18	615.90	275.53
Fase		Vapor	Liquid	Liquid	Liquid

Tabla 3.B.12.B Bloque ATM Corrientes de Entrada							
Corriente		52	57P	59	64	100	103P
Temperatura	F	336.51	130.00	446.62	563.40	284.05	130.00
Presión	PSIG	75.00	9.00	75.00	87.00	10.00	9.00
Flujo	LB-MOL/HR	3921.45	255.97	1526.17	1059.85	1698.13	98.77
Fase		Liquid	Mixed	Liquid	Liquid	Vapor	Vapor

Tabla 3.B.12.C Bloque ATM Corrientes de Entrada							
Corriente		117P	128	139	150A	158	161
Temperatura	F	130.00	407.11	542.75	626.71	687.71	686.06
Presión	PSIG	9.00	32.00	42.00	115.00	148.00	14.00
Flujo	LB-MOL/HR	1031.58	463.66	449.56	482.70	135.69	579.78
Fase		Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.12.D Bloque ATM. Columna W101. Resumen

Tray	Temperature ° F	Pressure PSIG	Net Flow Rates				Heater Duties MM BTU/HR
			Liquid	Vapor	Feed	Product	
					LB-MOL/HR		
1C	130.0	9.00	0.5		818.6V	98.8V	-49.5786
						1031.6L	
						256.0L	
						1132.6W	
2	284.1	10.00	5120.4	1698.1	3921.4P		-43.0000
3	335.8	10.20	2064.1	2896.6		3921.4P	
4	366.9	10.40	2148.5	3761.8			
5	380.6	10.60	2116.4	3846.1			
6	391.1	10.80	2053.4	3814.0	257.5V		
7	399.9	11.00	2000.9	3493.5			
8	409.5	11.20	1902.1	3441.0			
9	422.9	11.40	4294.2	3342.2	1526.2P		-24.6494
10	446.0	11.60	2133.3	4208.2		1526.2P	
						604.6L	
11	473.8	11.80	1958.4	4178.1			
12	497.7	12.00	1808.8	4003.2			
13	518.8	12.20	1649.2	3853.6			
14	539.8	12.40	3012.2	3694.0	1059.8P		-15.0000
15	562.5	12.60	1259.7	3997.1	137.3V	1059.8P	
						531.3L	
16	595.0	12.80	1041.9	3698.5	288.4V		
17	621.8	13.00	852.3	3192.3			
18	647.3	13.20	226.1	3002.7		361.9L	
19	680.1	13.40	93.8	2738.3			
20	697.7	13.60	20.0	2606.1	1547.1V		
					1.7V		
21	700.1	13.80	808.2	983.5	957.4L		
22	686.1	14.00		814.4	721.6V	715.5L	
Sidestripper 102A							
1/ 23	426.6	10.80	533.0		604.6L	257.5V	
2/ 24	406.4	11.80		185.8	116.5V	463.7L	
Sidestripper 102B							
1/ 25	554.1	11.50	494.1		531.3L	137.3V	
2/ 26	542.2	12.50		100.1	55.5V	449.6L	
Sidestripper 102D							
1/ 27	629.6	12.00	303.9		361.9L	288.4V	
2/ 28	607.7	13.00		230.5	183.2V	256.7L	

Tabla 3.B.12.E Bloque ATM. Columna W101. Alimentaciones y Productos

Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Feed	30	Vapor		1	0.0000	818.63	17.5732
Feed	125	Vapor		6	0.0000	257.48	10.1891
Feed	136	Vapor		15	0.0000	137.28	8.1282
Feed	149	Vapor		16	0.0000	288.38	16.0715
Feed	42V	Vapor		20	0.0000	1547.06	143.3035
Feed	42L	Mixed		21	0.9982	959.06	163.5124
Feed	STM1	Vapor		22	0.0000	721.62	16.0214
Product	103P	Vapor	1		0.0000	98.77	1.2527
Product	117P	Liquid	1		1.0000	1031.58	5.2588
Product	57P	Liquid	1		1.0000	255.97	1.3049
Product	WAT1	Water	1		0.0000	1132.58	1.9976
Product	124	Liquid	10		1.0000	604.62	24.8258
Product	135	Liquid	15		1.0000	531.32	37.8289
Product	148	Liquid	18		1.0000	361.85	38.3997
Product	156	Liquid	22		1.0000	715.47	131.7053
Sidestripper 102A							
Feed	124	Liquid		23	1.0000	604.62	24.8258
Feed	STM2	Vapor		24	0.0000	116.51	2.5870
Product	125	Vapor	23		0.0000	257.48	10.1891
Product	126	Liquid	24		1.0000	463.66	17.2236
Sidestripper 102B							
Feed	135	Liquid		25	1.0000	531.32	37.8289
Feed	STM3	Vapor		26	0.0000	55.51	1.2324
Product	136	Vapor	25		0.0000	137.28	8.1282
Product	137	Liquid	26		1.0000	449.56	30.9331
Sidestripper 102D							
Feed	148	Liquid		27	1.0000	361.85	38.3997
Feed	STM4	Vapor		28	0.0000	183.18	4.0670
Product	149	Vapor	27		0.0000	288.38	16.0715
Product	150	Liquid	28		1.0000	256.65	26.3947



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.12.F Bloque ATM. Columna W101. Pseudoproductos

Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Net	100	Vapor	2		0.0000	1698.13	41.8219
Net	150R	Liquid	18		1.0000	226.05	23.9884
PA	50	Liquid	3	2	1.0000	3921.45	88.6355
PA	54	Liquid	10	9	1.0000	1526.17	62.6642
PA	62	Liquid	15	14	1.0000	1059.83	75.4569

Tabla 3.B.12.G Bloque ATM. Columna W101. Pumparounds

Tray		Temp ° F		Liquid Fraction		Rates		
From	To	From	To	From	To	LB-MOL/HR	M LB/HR	STD BBL/HR
3	2	335.8	200.0	1.0000	1.0000	3921.45	561.620	2062.49
10	9	446.0	302.8	1.0000	1.0000	1526.17	279.318	1000.21
15	14	562.5	475.9	1.0000	1.0000	1059.83	259.253	874.95

Tabla 3.B.12.H Bloque ATM. Columna W101. Especificaciones

Specification Number	Parameter Type	Tray Number	Component Number	Specification Type	Specified Value	Calculated Value
1 (Active)	Unit W101	1		Lv Reflux	5.000E+00	5.000E+00
2 (Active)	Strm 57P	1		Lv Rate	2.500E+03	2.500E+03
3 (Active)	Tray Liq	20		Lv Rate	6.000E+02	6.000E+02
4 (Active)	Tray Liq	1		Temperature	1.300E+02	1.300E+02
5 (Active)	Strm 117P	1		D86 90 Pct	3.450E+02	3.450E+02
6 (Active)	Strm 126	24		D86 EP	5.500E+02	5.500E+02
7 (Active)	Strm 137	26		D86 EP	7.000E+02	7.000E+02

VAC

Tabla 3.B.13.A Bloque VAC. Corrientes de Entrada y Salida

Corriente		158	160V_R1	160L_R1	160A	160B	300	316	322	INER
Temperatura	F	687.71	710.00	710.00	700.47	700.47	135.00	490.51	646.29	100.00
Presión	PSIG	148.00	-5.00	-5.00	-12.57	-12.57	-12.76	-12.57	121.00	-10.00
Flujo	LB-MOL/HR	135.69	1.72	133.98	18.82	116.87	170.40	25.05	109.08	30.00
Fase		Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Vapor	Liquid	Liquid	Vapor

Tabla 3.B.13.B Bloque VAC. Columna W601. Resumen

Tray	Temperature ° F	Pressure PSIG	Net Flow Rates				Heater Duties MM BTU/HR
			Liquid	Vapor	Feed	Product	
1	135.0	-12.76	440.6		436.7P	170.4V	-4.5132
						0.0W	
2	215.0	-12.70	78.4	174.2		436.7P	
3	398.0	-12.63	86.6	248.8			
4	490.5	-12.57	30.9	257.0	30.0V	25.0L	
					1.7V		
5	644.7	-12.28		194.6	138.8V	109.1L	
					134.0M		

Tabla 3.B.13.C Bloque VAC. Columna W601. Alimentaciones y Productos

Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Feed	INER	Vapor		4	0.0000	30.00	0.1725
Feed	160V	Vapor		4	0.0000	1.72	0.1324
Feed	STM5	Vapor		5	0.0000	138.83	3.0825
Feed	160L	Mixed		5	0.9072	133.98	26.0662
Product	300	Vapor	1		0.0000	170.40	3.0272
Product	WD_W601	Water	1		0.0000		0.0000
Product	316	Liquid	4		1.0000	25.05	2.1189
Product	321	Liquid	5		1.0000	109.08	19.7945



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.13.D Bloque VAC. Columna W601. Pumparounds

Tray		Temp ° F		Liquid Fraction		Rates		
From	To	From	To	From	To	LB-MOL/HR	M LB/HR	STD BBL/HR
2	1	215.0	130.0	1.0000	1.0000	436.75	107.803	364.67

Tabla 3.B.13.E Bloque VAC. Columna W601. Especificaciones

Specification Number	Parameter Type	Tray Number	Component Number	Specification Type	Specified Value	Calculated Value
1 (Active)	Tray Liq	1		Temperature	1.350E+02	1.350E+02
2 (Active)	Strm 321	5		Lv Rate	4.300E+03	4.300E+03

NAPHT

Tabla 3.B.14.A Bloque NAPHT. Corrientes de Entrada y Salida

Corriente		100	112	116	200	206A	206R	209	211	216
Temperatura	F	284.05	106.82	205.31	95.62	90.40	40.80	40.80	253.55	253.55
Presión	PSIG	10.00	71.97	82.00	28.00	26.72	23.40	23.40	30.30	30.30
Flujo	LB-MOL/HR	1698.13	1120.82	255.16	276.22	21.05	72.69	201.76	1368.24	917.28
Fase		Vapor	Mixed	Vapor	Vapor	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid	Liquid

Tabla 3.B.14.B Bloque NAPHT. Columna W391. Resumen

Tray	Temperature ° F	Pressure PSIG	Net Flow Rates				Heater Duties MM BTU/HR
			Liquid	Vapor	Feed	Product	
1C	40.8	23.40	72.7			201.8L 1.8W	-2.8504
2	95.6	28.00	69.6	276.2			
3	106.8	28.18	67.8	273.2			
4	110.7	28.35	66.2	271.3			
5	113.2	28.53	64.0	269.7			
6	116.4	28.71	59.0	267.5			
7	123.5	28.88	41.3	262.5			
8	150.5	29.06	1421.3	244.9	1120.8L		
9	161.8	29.24	1474.3	504.0			
10	170.5	29.42	1509.8	557.0			
11	178.6	29.59	1540.5	592.5			
12	186.7	29.77	1568.5	623.2			
13	195.5	29.95	1584.7	651.2			
14	210.1	30.12	1552.1	667.4			
15R	253.6	30.30		634.8	1368.2P	1368.2P 917.3L	10.2261

Tabla 3.B.14.C Bloque NAPHT. Columna W391. Alimentaciones y Productos

Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Feed	112	Liquid		8	1.0000	1120.82	4.2510
Product	209	Liquid	1		1.0000	201.76	0.0503
Product	SW3	Water	1		0.0000	1.78	0.0003
Product	216	Liquid	15		1.0000	917.28	11.5764

Tabla 3.B.14.D Bloque NAPHT. Columna W391. Pseudoproductos

Type	Stream	Phase	From Tray	To Tray	Liquid Fraction	Flow Rates LB-MOL/HR	Heat Rates MM BTU/HR
Net	200	Vapor	2		0.0000	276.22	2.9190
Net	206R	Liquid	1		1.0000	72.69	0.0181
PA	211	Liquid	15	15	1.0000	1368.24	17.2676



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.14.E Bloque NAPHT. Columna W391. Pumparounds

Tray		Temp ° F		Liquid Fraction		Rates		
From	To	From	To	From	To	LB-MOL/HR	M LB/HR	STD BBL/HR
15	15	253.6	305.7	1.0000	0.6251	1368.24	149.352	580.29

Tabla 3.B.14.F Bloque NAPHT. Columna W391. Especificaciones

Specification Number	Parameter Type	Tray Number	Component Number	Specification Type	Specified Value	Calculated Value
1 (Active)	Strm 209	1		Mol Ratio	1.800E-01	1.800E-01
2 (Active)	Tray Liq	1		Lv Rate	4.900E+02	4.900E+02

Comparativo Térmico y de Productos

El menor ingreso de materia prima al sistema produce un menor intercambio de calor en todos los equipos en los que la carga térmica no está fija del bloque PREHEAT por lo que la separación se ve desfavorecida en todos los productos en los que el flujo no es fijo.

Tabla 3.B.15.A Comparativo Térmico

Intercambiador	Descripción	Carga Térmica (MMBTU/HR) 2,500 BBL/HR	Carga Térmica (MMBTU/HR) 2,000 BBL/HR	Variación (MMBTU/HR)	Variación %
X154	CRD-VBU BTMS	8.15	7.93	0.22	2.70
XNEW	CRD-TOP PA	43.00	43.00	0.00	0.00
X104A	CRD-KERO PROD	6.34	4.22	2.12	33.44
X104D	CRD-LDO PROD	4.26	2.49	1.77	41.55
X104B	CRD-LDO PROD	3.56	2.83	0.73	20.51
X150	CRD-KPA	16.76	4.43	12.33	73.57
X152	CRD-KPA	7.95	5.73	2.22	27.92
X151	CRD-VBU BTMS	4.58	4.80	-0.22	-4.80
X153	CRD-VBU BTMS	17.50	17.10	0.40	2.29
X121	CRD-LDO PA	12.08	12.32	-0.24	-1.99
X102	CRD-LDO PA	2.93	2.67	0.26	8.87
X158	CRD-HDO PROD	2.16	1.91	0.25	11.57
X341	HDO-STM GEN	7.51	6.45	1.06	14.11
X604	CRD-ASPHALT	6.97	6.77	0.20	2.87
X209	CRD-VBUBTMS	37.02	31.47	5.55	14.99
X340	LDO-STM GEN	5.86	5.67	0.19	3.24
X325	LDO-CW	11.92	9.97	1.95	16.36
COL W101	Condensador	-49.58	-44.86	-4.72	9.52
COL W101, 2	Pumparound superior	-43.00	-43.00	0.00	0.00
COL W101, 3	Pumparound medio	-24.65	-10.15	-14.50	58.82
COL W101, 4	Pumparound inferior	-15.00	-15.00	0.00	0.00
COL W391	Condensador	-2.85	-2.43	-0.42	14.74
COL W391, 2	Reboiler	10.23	8.43	1.80	17.60
COL W601, 1	Pumparound Gasóleo Ligero	-4.51	-4.31	-0.20	4.43

Dado que la extracción lateral, corriente 124, de la columna atmosférica es fija, el intercambio térmico es afectado en el equipo X104A pues la cantidad de crudo que pasa por los tubos es menor. Los controladores que obligan a que la carga térmica de los pumparound's sea igual a la de los intercambiadores del bloque PREHEAT, así como los flujos fijos en las destilaciones, hacen que los flujos en los propios pumparound's disminuya en más de la variación (20%) de la alimentación. Así por ejemplo, la carga térmica del pumparound medio es igual a la suma de las cargas de los intercambiadores X150 y X152 para ambos casos.



II.3.B Refinación de Crudo

Los intercambiadores X104D y X104B son afectados fuertemente (ver Tabla 3.B.15.A) dado que por un lado existe menos material en el sistema y estos trabajan en serie, y por otro, una parte de la corriente 139 (4,000 BBL/DIA) es desviada de forma fija hacia el intercambiador X340. El resto de las variaciones de las cargas térmicas se encuentran dentro de lo esperado ya sea por que los flujos son fijos o por la disminución en el flujo de crudo.

Tabla 3.B.15.B Comparativo de Flujo de Corrientes de Entrada y Salida por Bloques					
Corriente	Descripción	Flujo (lbmol/hr) 2,500 BBL/HR	Flujo (lbmol/hr) 2,000 BBL/HR	Variación (lbmol/hr)	Variación %
CRUDE	Corrientes que integran la alimentación a la planta.	2988.31	2390.60	597.71	20.00
WAT		80.95	64.77	16.18	19.99
53	Gasoleo Ligero Producto	3921.42	3983.30	-61.88	-1.58
61P	Gasoleo Medio Producto	1519.01	574.34	944.67	62.19
67	Gasoleo Pesado Producto	1060.66	1491.00	-430.34	-40.57
130	Refinado Ligero Producto	463.65	364.66	98.99	21.35
141	Refinado Medio Producto	449.59	369.71	79.88	17.77
154	Refinado Pesado Producto	256.68	209.31	47.37	18.45
324	Fondos de Destilación al Vacío	109.08	108.58	0.50	0.46
57P	Extracción líquido etapa 1 Destilación Atmosférica	255.97	255.81	0.16	0.06
30	Domos Preflash	818.63	724.75	93.88	11.47
33	Fondos Preflash	2506.60	1986.50	520.10	20.75
103P	Incondensables Destilación Atmosférica	98.77	77.99	20.78	21.04
117P	Producto líquido de Domos Destilación Atmosférica	1031.58	830.30	201.28	19.51
52	Pumparound superior	3921.45	3983.30	-61.85	-1.58
59	Pumparound medio	1526.17	574.35	951.82	62.37
64	Pumparound inferior	1059.85	1491.00	-431.15	-40.68
128	Refinado Ligero	463.66	364.66	99.00	21.35
139	Refinado Medio	449.56	369.71	79.85	17.76
150A	Refinado Pesado	482.70	409.88	72.82	15.09
158	Fondos Destilación Atmosférica a Destilación al Vacío	135.69	134.83	0.86	0.63
161	Fondos Destilación Atmosférica Producto	579.78	427.33	152.45	26.29
300	Incondensables Destilación al Vacío Producto	170.40	170.37	0.03	0.02
316	Gasoleo Destilación al Vacío Producto	25.05	24.71	0.34	1.36
322	Fondos Destilación al Vacío	109.08	108.58	0.50	0.46
116	Incondensables Separación de Naftas Producto	255.15	218.48	36.67	14.37
206A	Condensados de Domos Separación de Naftas	21.05	17.81	3.24	15.39
209	Nafta Ligera	201.76	162.17	39.59	19.62
216	Nafta Pesada	917.28	737.26	180.02	19.63

Igualmente, los productos que se ven directamente afectados por la disminución en el barrilaje de la alimentación son los pumparound's, los gasóleos producto y el producto final de fondo de la columna atmosférica (ver Tabla 3.B.15.B). El resto de los productos están dentro de la variación esperada.



CONCLUSIONES

La actualización de la simulación de la destilación combinada de 2,500 BBL/HR de un crudo de 26° API se realizó exitosamente, en donde se pasó de la versión 3.3 del simulador de proceso PRO/II para UNIX a la versión 5.01A de PRO/II con PROVISION para PC (Pentium III, Windows 2000 Profesional). Se obtuvo la versión gráfica de la simulación la cual fue la interpretación que la interfaz gráfica hizo del caso. Esta interpretación fue reorganizada de acuerdo al tipo de procesamiento realizado sobre el crudo y sus productos. La simulación se resolvió adecuadamente.

La simulación con la disminución de 500 BBL/HR en la alimentación a la planta se resolvió adecuadamente y se comprobó que la planta puede operar bajo estas condiciones. Se procedió a comparar las cargas térmicas del bloque PREHEAT y los flujos de los productos con el caso base (2,500 BBL/HR) lo que demostró que la existencia de menor masa en el sistema originó una menor transferencia de calor y por ende una menor separación de productos, lo cual afectó mayormente al bloque de gasóleos.



II.3.B Refinación de Crudo

APÉNDICE 3.B.1
Archivo de Palabras Clave

\$ Generated by PRO/II Keyword Generation System <version 3.37 - 09-16-97>
\$ Generated on: Thu Mar 26 04:48:26 1998
TITLE PROJECT=TEXPAN, PROBLEM=ATM CRD UNIT, USER=GRM, DATE=12/22/96
DESCRIPTION

DESCRIPTION FILE NAME: TEX-C1-g.INP
DESCRIPTION
DESCRIPTION SIMULATION OF TEXACO PANAMA CRUDE UNIT DESCRIPTION AND VACUUM TOWER.
DESCRIPTION RIG. HX CALCS AND TRAY DATA INCLUDED FOR BASIC RATING
DESCRIPTION
DESCRIPTION FEED RATE IS 60000 BPD
DESCRIPTION 100% ORIENTE CRUDE - BASED ON ASSAY FROM TEXACO
DESCRIPTION
PRINT INPUT=ALL, STREAM=ALL, RATE=LV, PERCENT=M,WT,LV, TBP, &
MBALANCE
DIMENSION ENGLISH, PRES=PSIG, LIQVOL=BBL, XDENSITY=SPGR, &
PBASIS=14.6959
SEQUENCE PROCESS
CALCULATION TRIALS=40, RVPBASIS=P323, TVP=100
COMPONENT DATA
LIBID
1.H2O/2,H2/3,H2S/4,C1/5,C2/6,C3/7,IC4/8,NC4/9,IC5/10,NC5 / &
11.CP
CUTPOINTS
TBP CUTS=89.9996,800.001,35/1200,20/1600,16,DEFAULT
THERMODYNAMIC DATA
METHOD SYSTEM=GS, VISCOSITY(L)=PETR, VISCOSITY(V)=PETR, &
CONDUCTIVITY(L)=PURE, CONDUCTIVITY(V)=PETR, SURFTENSION=PETR, &
SET=1, DEFAULT
METHOD SYSTEM=SRK, TRANSPORT=PETR, ENTHALPY(L)=CP, ENTHALPY(V)=SRK, &
DENSITY(L)=API, SET=2
STREAM DATA
PROPERTY STREAM=WAT, TEMPERATURE=100, PRESIÓN=64.696, PHASE=M, &
RATE(LV)=4.16667, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=CRUDE, TEMPERATURE=91, PRESSURE=45, PHASE=M, &
RATE(LV)=2500.01, ASSAY=WT
TBP STREAM=CRUDE,
DATA=5.207/10,315/15,390/20,453/25,509/30,561/ &
35,606/40,658/45,709/50,763/55,811/60,865/65,941/70,1009 / &
75,1072, TEMP=F
API STREAM=CRUDE, AVERAGE=26,
DATA=2.5,80.2/6.2,60.4/11.5,50.8/ &
17.15,45.1/38.2,23.15/33.55,32.9/49.45,25.2/65.19,9/85.9 ,4.7
LIGHTEND STREAM=CRUDE,
COMPOSITION(LV)=5,0.04/6,0.52/7,0.29/ &
8,1.04/9,0.7/10,0.67, PERCENT(LV)=3.26,
NORMALIZE
PROPERTY STREAM=29, PRESSURE=34, PHASE=M, LRFRACTION=0.910013, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=5,4.15024/6,52.4095/7,24.5944/8,91.537/ &
9,52.8885/10,51.2944/12,126.279/13,36.6121/14,34.3646/ &
15,32.321/16,30.7628/17,32.6188/18,45.3837/19,51.4334/ &
20,60.721/21,73.9776/22,84.8185/23,80.0083/24,73.2819/ &
25,69.8699/26,69.554/27,71.7498/28,73.4582/29,73.2136/ &
30,71.3934/31,69.1234/32,66.6372/33,64.9777/34,66.0316/ &
35,70.4803/36,71.0734/37,63.9168/38,58.0396/39,52.5217/ &
40,52.451/41,50.8534/42,46.9658/43,43.6989/44,42.7403/ &
45,43.6793/46,44.2804/47,42.1591/48,37.5449/49,31.0772/ &
50,25.4857/51,22.3316/52,20.9239/53,20.6854/ &
55,22.2025/56,22.3003/57,21.6303/58,21.1625/59,21.8277/ &
60,24.3539/61,27.9719/62,27.7379/63,23.4157/64,18.6962/ &
65,15.0764/66,12.4569/67,13.0258/68,11.2205/69,9.82438/ &
70,8.70381/71,7.74506/72,5.22453/73,4.95859/74,4.81937/ &
75,4.6548/76,4.49661/77,4.34482/78,4.19891/79,4.05862/ &
80,3.92389/81,3.79486/82,36.6481
PROPERTY STREAM=57P, TEMPERATURE=130, PRESSURE=9.0001, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,0.698363/5,0.321833/6,7.53745/ &
7,4.7598/8,18.8863/9,12.361/10,12.257/12,30.332/13,9.106 63/ &
14,8.66075/15,8.22308/16,7.87124/17,8.37781/18,11.6898/ &
19,13.2669/20,15.6525/21,19.0046/22,21.6228/23,20.0874/ &
24,17.8284/25,15.748/26,12.1234/27,5.31429/28,1.11611/ &
29,0.197829/30,0.0425116/31,0.0119629/32,0.0040145/ &
33,0.00146508/34,0.000563325/35,0.00022223/36,8.24242E- 5/ &
37,2.72834E-5/38,9.25029E-6/39,3.02476E- 6/40,1.0926E-6/ &
41,3.80987E-7/42,1.24775E-7/43,4.02486E- 8/44,1.34078E-8/ &
45,4.57312E-9/46,1.52165E-9/47,4.68631E- 10/48,1.32994E-10/ &
49,3.38063E-11/50,8.14823E-12/51,2.00144E- 12/52,5.03144E-13/ &
53,1.26824E-13/54,3.18329E-14/55,7.55002E- 15/56,1.63021E-15
PROPERTY STREAM=40, TEMPERATURE=354, PRESSURE=140, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,2.49857E- 7/5,0.267916/6,6.00048/ &
7,4.3596/8,17.7826/9,14.9594/10,15.5539/12,40.941/13,14. 5598/ &
14,15.3169/15,16.0876/16,16.7349/17,19.185/18,29.0354/ &
19,35.8414/20,45.6178/21,59.307/22,71.8043/23,70.8782/ &
24,67.4532/25,66.5296/26,68.9799/27,75.918/28,82.6586/ &
29,85.0084/30,84.5963/31,81.5244/32,76.5839/33,71.2603/ &
34,69.1069/35,71.7297/36,71.4976/37,64.0365/38,58.0722/ &
39,52.5292/40,52.4528/41,50.8538/42,46.9659/43,43.6989/ &
44,42.7404/45,43.6793/46,44.2804/47,42.1592/48,37.5449/ &
49,31.0772/50,25.4857/51,22.3316/52,20.9239/53,20.6854/ &
54,21.463/55,22.2025/56,22.3003/57,21.6303/58,21.1625/ &
59,21.8277/60,24.3539/61,27.9719/62,27.7379/63,23.4157/ &
64,18.6962/65,15.0764/66,12.4569/67,13.0258/68,11.2205/ &
69,9.82438/70,8.70381/71,7.74506/72,5.22453/73,4.95859/ &
74,4.81937/75,4.6548/76,4.49662/77,4.34482/78,4.19891/ &



II.3.B Refinación de Crudo

79,4.05862/80,3.92389/81,3.79486/82,36.6481
PROPERTY STREAM=901, TEMPERATURE=654, PRESSURE=108,
PHASE=M, &
RATE(LV)=1504.79, NOBLEND, ASSAY=WT
D2887 STREAM=901,
DATA=0,280/5,406/10,457/20,531/30,583/40,626/ &
50,666/60,707/70,757/80,828/90,991/95,1159,
TEMP=F
API STREAM=901, AVERAGE=25.8
PROPERTY STREAM=STM1, TEMPERATURE=400,
PRESSURE=54.696, PHASE=M, &
RATE(WT)=13000, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=STM2, TEMPERATURE=400, PRESSURE=54,
PHASE=M, &
RATE(WT)=2099, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=STM3, TEMPERATURE=400,
PRESSURE=54.696, PHASE=M, &
RATE(WT)=1000, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=STM4, TEMPERATURE=400,
PRESSURE=54.696, PHASE=M, &
RATE(WT)=3300, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=STM5, TEMPERATURE=400, PRESSURE=54,
PHASE=M, &
RATE(WT)=2501, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=INER, TEMPERATURE=100, PRESSURE=-10,
PHASE=M, &
RATE(M)=30, COMPOSITION(M)=5,100
PROPERTY STREAM=DUM1, TEMPERATURE=130, PRESSURE=18,
PHASE=M, &
RATE(M)=5, COMPOSITION(M)=5,100
PROPERTY STREAM=CW1, TEMPERATURE=80.001, PRESSURE=45,
PHASE=M, &
RATE(WT)=2.92E6, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=CW2, TEMPERATURE=80.001, PRESSURE=50,
PHASE=M, &
RATE(WT)=519200, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=CW3, TEMPERATURE=80.001, PRESSURE=50,
PHASE=M, &
RATE(WT)=463000, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=CW4, TEMPERATURE=80.001, PRESSURE=50,
PHASE=M, &
RATE(WT)=161600, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=CW5, TEMPERATURE=84.999, PRESSURE=50,
PHASE=M, &
RATE(WT)=650000, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=BF1, TEMPERATURE=280, PRESSURE=50,
PHASE=M, &
RATE(WT)=10000, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=BF2, TEMPERATURE=280, PRESSURE=50,
PHASE=M, &
RATE(WT)=7500, COMPOSITION(M)=1,100
PROPERTY STREAM=908, TEMPERATURE=325.05,
PRESSURE=63.707, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=22,1.01356/23,13.9686/24,13.3958/ &
25,12.8051/26,12.2539/27,11.7484/28,11.5296/29,18.5427/ &
30,27.9091/31,34.4273/32,31.7045/33,31.263/34,33.9562/ &
35,40.4997/36,47.7234/37,51.6597/38,55.8515/39,52.28/ &
40,47.1741/41,39.7652/42,33.6082/43,29.6476/44,28.5499/ &
45,29.4509/46,24.9897/47,17.2642/48,12.6217/49,10.0083/ &
50,8.57793/51,7.67477/52,7.05691/53,6.62096/54,6.31771/ &
55,6.12154/56,5.98661/57,5.38532/58,4.37813/59,3.5238/ &
60,2.91101/61,2.48323/62,2.17561/63,1.66238/64,1.33498/ &
65,1.31814/66,1.29619/67,1.60428/68,1.64085/69,1.66377/ &
70,1.67491/71,1.6687/72,1.65612/73,1.64193/74,1.61599/ &
75,1.5808/76,1.54689/77,1.51419/78,0.834439
PROPERTY STREAM=907, TEMPERATURE=352.16,
PRESSURE=69.442, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=22,1.01356/23,13.9686/24,13.3958/ &
25,12.8051/26,12.2539/27,11.7484/28,11.5296/29,18.5427/ &
30,27.9091/31,34.4273/32,31.7045/33,31.263/34,33.9562/ &
35,40.4997/36,47.7234/37,51.6597/38,55.8515/39,52.28/ &

40,47.1741/41,39.7652/42,33.6082/43,29.6476/44,28.5499/ &
&
45,29.4509/46,24.9897/47,17.2642/48,12.6217/49,10.0083/ &
&
50,8.57793/51,7.67477/52,7.05691/53,6.62096/54,6.31771/ &
&
55,6.12154/56,5.98661/57,5.38532/58,4.37813/59,3.5238/ &
&
60,2.91101/61,2.48323/62,2.17561/63,1.66238/64,1.33498/ &
&
65,1.31814/66,1.29619/67,1.60428/68,1.64085/69,1.66377/ &
&
70,1.67491/71,1.6687/72,1.65612/73,1.64193/74,1.61599/ &
75,1.5808/76,1.54689/77,1.51419/78,0.834439
PROPERTY STREAM=139A, TEMPERATURE=493.97,
PRESSURE=39.67, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,3.50938/5,3.16338E-
6/6,0.00019585/ &
7,0.000396081/8,0.00186383/9,0.00412503/10,0.00497092/ &
12,0.0134593/13,0.00799062/14,0.0112953/15,0.0159464/ &
16,0.0212032/17,0.0304732/18,0.0597547/19,0.0984522/ &
20,0.171529/21,0.310377/22,0.525963/23,0.733317/24,0.999
006/ &
25,1.4151/26,2.106/27,3.34975/28,5.42935/29,8.61716/ &
30,13.5553/31,21.1686/32,31.2657/33,41.5316/34,49.6375/ &
&
35,55.143/36,53.1775/37,42.7739/38,32.4391/39,23.4633/ &
40,16.67/41,10.3598/42,5.52172/43,2.69007/44,1.27461/ &
45,0.595436/46,0.263505/47,0.105238/48,0.037981/49,0.012
1403/ &
50,0.00364465/51,0.00110141/52,0.000333915/53,9.86306E-
5/ &
54,2.7873E-5/55,7.0854E-6/56,1.55768E-
6/57,2.60279E-7/ &
58,4.45741E-8/59,7.60388E-9/60,1.35191E-
9/61,2.50994E-10/ &
62,4.09229E-11/63,5.58329E-12/64,7.02764E-
13/65,8.81903E-14/ &
66,1.12897E-14/67,1.50883E-15/68,1.43128E-
16/69,1.39304E-17/ &
70,1.39771E-18/71,1.45081E-19/72,1.43404E-
20/73,2.50068E-21/ &
74,3.14319E-22/75,2.75177E-23/76,2.20635E-
24/77,1.59915E-25/ &
78,1.03618E-26
PROPERTY STREAM=60, TEMPERATURE=422.9,
PRESSURE=74.845, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,6.14216/5,0.0311692/6,0.649468/ &
7,0.474289/8,1.91778/9,1.69239/10,1.76783/12,4.49525/ &
13,1.65286/14,1.7893/15,1.96799/16,2.15606/17,2.62757/ &
18,4.34176/19,6.05795/20,8.97306/21,13.991/22,20.96/ &
23,26.6818/24,35.0278/25,53.7164/26,104.967/27,210.208/ &
&
28,270.168/29,256.579/30,218.253/31,169.752/32,114.257/ &
&
33,63.2474/34,29.1579/35,11.7796/36,4.05878/37,1.17033/ &
&
38,0.326848/39,0.0806057/40,0.0202333/41,0.00445974/ &
42,0.000844442/43,0.000147322/44,2.61947E-
5/45,5.10602E-6/ &
46,1.13514E-6/47,2.84652E-7/48,7.71332E-
8/49,2.05143E-8/ &
50,5.40964E-9/51,1.48482E-9/52,4.21658E-
10/53,1.21002E-10/ &
54,3.48091E-11/55,9.52247E-12/56,2.38887E-
12/57,4.56217E-13/ &
58,9.93427E-14/59,2.23714E-14/60,5.38214E-
15/61,1.36842E-15/ &



II.3.B Refinación de Crudo

```

62,3.07064E-16/63,5.76985E-17/64,9.98076E-
18/65,1.72001E-18/ &
66,3.03438E-19/67,5.93842E-20/68,9.06043E-
21/69,1.42726E-21/ &
70,2.34247E-22/71,4.0227E-23/72,6.16486E-
24/73,1.56471E-24/ &
74,3.05044E-25/75,4.40866E-26
PROPERTY STREAM=905, TEMPERATUR=457, PRESSURE=103.24,
PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=22,1.01356/23,13.9686/24,13.3958/ &
25,12.8051/26,12.2539/27,11.7484/28,11.5296/29,18.5427/
&
30,27.9091/31,34.4273/32,31.7045/33,31.263/34,33.9562/ &
35,40.4997/36,47.7234/37,51.6597/38,55.8515/39,52.28/ &
40,47.1741/41,39.7652/42,33.6082/43,29.6476/44,28.5499/
&
45,29.4509/46,24.9897/47,17.2642/48,12.6217/49,10.0083/
&
50,8.57793/51,7.67477/52,7.05691/53,6.62096/54,6.31771/
&
55,6.12154/56,5.98661/57,5.38532/58,4.37813/59,3.5238/ &
60,2.91101/61,2.48323/62,2.17561/63,1.66238/64,1.33498/
&
65,1.31814/66,1.29619/67,1.60428/68,1.64085/69,1.66377/
&
70,1.67491/71,1.6687/72,1.65612/73,1.64193/74,1.61599/ &
75,1.5808/76,1.54689/77,1.51419/78,0.834439
PROPERTY STREAM=66, TEMPERATUR=565.09,
PRESSURE=56.687, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,11.07/5,0.00361536/6,0.110925/ &
7,0.114255/8,0.487715/9,0.581956/10,0.635923/12,1.68359/
&
13,0.724532/14,0.855343/15,1.01291/16,1.16847/17,1.47819
/ &
18,2.51455/19,3.55285/20,5.25359/21,8.05783/22,11.6265/
&
23,13.8566/24,16.1965/25,19.8836/26,25.9842/27,36.826/ &
28,53.96/29,78.5774/30,114.999/31,169.062/32,237.432/ &
33,302.414/34,349.059/35,376.81/36,355.161/37,280.574/ &
38,209.83/39,150.025/40,105.63/41,65.1785/42,34.5433/ &
43,16.7528/44,7.90955/45,3.6846/46,1.62701/47,0.648683/
&
48,0.233804/49,0.0746557/50,0.0223943/51,0.00676326/ &
52,0.00204943/53,0.000605132/54,0.000170963/55,4.34504E-
5/ &
56,9.55086E-6/57,1.5957E-6/58,2.7325E-
7/59,4.66112E-8/ &
60,8.2868E-9/61,1.53848E-9/62,2.50835E-
10/63,3.42221E-11/ &
64,4.30747E-12/65,5.40545E-13/66,6.91975E-
14/67,9.24804E-15/ &
68,8.7727E-16/69,8.5383E-17/70,8.56692E-
18/71,8.89239E-19/ &
72,8.7896E-20/73,1.53273E-20/74,1.92654E-
21/75,1.68663E-22/ &
76,1.35233E-23/77,9.80156E-25/78,6.35097E-26
PROPERTY STREAM=125, TEMPERATUR=417.79,
PRESSURE=10.8, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,114.411/5,0.00669815/6,0.14301/ &
7,0.105686/8,0.429155/9,0.380532/10,0.397747/12,1.01251/
&
13,0.371899/14,0.404291/15,0.444181/16,0.484557/17,0.585
951/ &
18,0.953752/19,1.29544/20,1.84236/21,2.7134/22,3.77114/
&
23,4.36364/24,5.09332/25,6.84588/26,11.5952/27,18.8933/
&
28,18.9158/29,14.2317/30,9.77631/31,6.14751/32,3.35127/
&
33,1.45987/34,0.502639/35,0.145931/36,0.0359172/37,0.007
44348/ &
38,0.00150727/39,0.000252134/40,4.37029E-
5/41,6.54676E-6/ &
42,8.28059E-7/43,9.41986E-8/44,1.04562E-8
PROPERTY STREAM=136, TEMPERATUR=547.08,
PRESSURE=11.5, PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,54.1702/5,0.000447001/6,0.0145777
/ &
7,0.0153054/8,0.065921/9,0.0786411/10,0.086529/12,0.2308
14/ &
13,0.0991762/14,0.116246/15,0.135918/16,0.154409/17,0.19
1822/ &
18,0.317962/19,0.434131/20,0.617683/21,0.900668/22,1.223
65/ &
23,1.35768/24,1.45712/25,1.62223/26,1.90666/27,2.42043/
&
28,3.11918/29,3.92565/30,5.02301/31,6.53639/32,8.29521/
&
33,9.43721/34,9.31707/35,8.27828/36,6.33026/37,4.04286/
&
38,2.44209/39,1.36889/40,0.748195/41,0.35251/42,0.141124
/ &
43,0.0515466/44,0.0184392/45,0.00656709/46,0.00224191/ &
47,0.000699624/48,0.000199857/49,5.1012E-
5/50,1.23301E-5/ &
51,3.02409E-6/52,7.4999E-7
PROPERTY STREAM=149, TEMPERATUR=621.84, PRESSURE=12,
PHASE=M, &
COMPOSITION(M,LBM/H)=1,220.635/5,0.000447953/6,0.0133605
/ &
7,0.0134312/8,0.056863/9,0.0660104/10,0.0720973/12,0.193
136/ &
13,0.0821518/14,0.0958766/15,0.111786/16,0.126864/17,0.1
57593/ &
18,0.261592/19,0.357915/20,0.506567/21,0.731843/22,0.982
143/ &
23,1.07977/24,1.16306/25,1.31015/26,1.56171/27,1.98644/
&
28,2.51142/29,3.00361/30,3.48023/31,3.92544/32,4.37182/
&
33,4.92872/34,5.90288/35,7.61992/36,9.35939/37,10.0936/
&
38,10.521/39,10.4733/40,10.4721/41,9.20604/42,7.01621/ &
43,4.98095/44,3.50916/45,2.48375/46,1.69268/47,1.0555/ &
48,0.601309/49,0.308558/50,0.151282/51,0.0758821/52,0.03
86568/ &
53,0.0194152/54,0.00940715/55,0.00411624/56,0.00156238/
&
57,0.000471575/58,0.000138777/59,3.99881E-
5/60,1.17594E-5
PROPERTY STREAM=30_R1, REFSTREAM=30
PROPERTY STREAM=160V_R1, REFSTREAM=160V
PROPERTY STREAM=160L_R1, REFSTREAM=160L
OUTPUT FORMAT=REFINE
UNIT OPERATIONS
FLASH UID=M1, NAME=MIX FEED
FEED CRUDE
PRODUCT L=2
ISO TEMPERATURE=91, PRESSURE=45
METHOD SET=1
PUMP UID=2101, NAME=CRD TK PUMPS
FEED 2
PRODUCT L=3
OPERATION PRESSURE=362
METHOD SET=1

```



II.3.B Refinación de Crudo

```
VALVE UID=FV2102, NAME=CRD TK VALVE
FEED 3
PRODUCT L=5
OPERATION PRESSURE=245
METHOD SET=1
FLASH UID=F15, NAME=LINE LOSS
FEED 5
PRODUCT L=15
ADIABATIC PRESSURE=205.5
METHOD SET=1
COLUMN UID=W100, NAME=PREFLASH TWR
PARAMETER TRAY=3,IO=50 DAMPING=0.75
FEED 29,3/57P,1
PRODUCT OVHD(M)=30,260, WATER=WD_W100,1,
BTMS(M)=31,1680, &
SUPERSEDE=ON
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=REFINING, TTEMP=255, BTEMP=454
PRESSURE 1,14.5/3,15.4999
TRATE SECTION(1)=2,3,V1, PASSES=1, SF=0.9,
SPACING(TRAY,IN)=30, &
DIAMETER(TRAY)=96,
THICKNESS(DECK,GAUGE)=10, &
THICKNESS(VALUE,GAUGE)=14,
NUMBER(VLVES)=439, &
DIAMETER(VALUE,IN)=1.875, WEIR=2,
DCC=1.5, DCW=16,,, &
METHOD SET=1
PUMP UID=P101, NAME=PF BTM PUMPS
FEED 31
PRODUCT L=32
OPERATION PRESSURE=198
METHOD SET=1
VALVE UID=FV117, NAME=FCRD VALVE
FEED 32
PRODUCT L=33
OPERATION PRESSURE=158
METHOD SET=1
VALVE UID=V40, NAME=FCRD VALVE
FEED 40
PRODUCT L=41
OPERATION DP=25
METHOD SET=1
FLASH UID=H190, NAME=CRUDE HEATER
FEED 41
PRODUCT V=42V, L=42L
ISO TEMPERATURE=710, PRESSURE=14.2
COLUMN UID=W101, NAME=CRUDE COLUMN
PARAMETER TRAY=22,IO=50 DAMPING=0.8
FEED
42V,20/42L,21/STM1,22/125,6/30,1/136,15/149,16
PRODUCT OVHD(M)=103P,85.9999,
LDRAW(M)=117P,1,1090, &
LDRAW(M)=57P,1,190, &
LDRAW(M)=135,15,525,
LDRAW(M)=148,18,400, &
WATER(M)=WAT1,1,1090, BTMS(M)=156,703,
SUPERSEDE=ON
CONDENSER TYPE=MIX, PRESSURE=9.0001
DUTY 1,1,-46.7997/2,2,-43/3,9,-26.9999/4,14,-15
PA FROM=3, TO=2, PHASE=L, TEMP=199.999
PA FROM=10, TO=9, PHASE=L, RATE(LV)=1875
PA FROM=15, TO=14, PHASE=L, RATE(LV)=1666.67
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=REFINING, TTEMP=317, BTEMP=657
TEMPERATURE
1,129.999/2,320/3,340/9,440.001/13,556/17,649.999/ &
20,705/22,685
PRESSURE 2,9.99996/22,14
SPEC REFLUX(LV,BBL/D), VALUE=5, ATOLER=4
SPEC STREAM=57P, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=2500
SPEC TRAY=20, RATE(LV,BBL/D), PHASE=L,WET,
VALUE=600
SPEC TRAY=1, TEMPERATURE(F), VALUE=130
SPEC STREAM=117P, D86(90,F), VALUE=345
VARY DUTY=1,3
VARY DRAW=57P,148,117P
TRATE SECTION(1)=2,6,V1, PASSES=2,
DIAMETER(TRAY)=162, &
THICKNESS(DECK,GAUGE)=12,
NUMBER(VLVES)=1746, &
WEIR=2.5, DCC=2, DCW=12,9
TRATE SECTION(2)=7,11,V1, PASSES=2,
DIAMETER(TRAY)=162, &
THICKNESS(DECK,GAUGE)=12,
NUMBER(VLVES)=1438, &
WEIR=2.5, DCC=2, DCW=12,9
TRATE SECTION(3)=12,16,V1, PASSES=2,
SPACING(TRAY,IN)=30, &
DIAMETER(TRAY)=174,
THICKNESS(DECK,GAUGE)=12, &
NUMBER(VLVES)=1566, WEIR=2.5, DCC=2,
DCW=15.5,12
TRATE SECTION(4)=17,18,CAP, PASSES=2,
SPACING(TRAY,IN)=30, &
DIAMETER(TRAY)=174,
THICKNESS(DECK,GAUGE)=12, &
NUMBER(CAPS)=240, DIAMETER(CAP,IN)=6,
WEIR=2, DCC=2, &
DCW=12.5,9
TRATE SECTION(5)=19,20,CAP, PASSES=2,
SPACING(TRAY,IN)=30, &
DIAMETER(TRAY)=174,
THICKNESS(DECK,GAUGE)=12, &
NUMBER(CAPS)=202, DIAMETER(CAP,IN)=6,
WEIR=2, DCC=2, &
DCW=12.5,9
TRATE SECTION(6)=21,22,CAP, PASSES=1,
DIAMETER(TRAY)=174, &
THICKNESS(DECK,GAUGE)=12,
NUMBER(CAPS)=90, &
DIAMETER(CAP,IN)=6, WEIR=2.75, DCC=2,
DCW=60
TFLOW NET(V)=100,2, NET(L)=150R,18,
PA(L)=50,3,2/54,10,9/ &
62,15,14
METHOD SET=1
SIDESTRIPPER UID=102A, NAME=KERO STRIPPER
PARAMETER TRAY=2,IO=15
FEED 124,1/STM2,2,SEPARATE
PRODUCT OVHD(M)=125, BTMS(M)=126,322,
SUPERSEDE=ON
PSPEC PTOP=10.8, DPCOLUMN=1
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=SIMPLE
SPEC STREAM=126, D86(EP,F), VALUE=550
VARY FEED=124
SIDESTRIPPER UID=102B, NAME=LDO STRIPPER
PARAMETER TRAY=2,IO=15
FEED 135,1/STM3,2,SEPARATE
PRODUCT OVHD(M)=136, BTMS(M)=137,593,
SUPERSEDE=ON
PSPEC PTOP=11.5, DPCOLUMN=1
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=SIMPLE
SPEC STREAM=137, D86(EP,F), VALUE=700
VARY FEED=135
SIDESTRIPPER UID=102D, NAME=HDO STRIPPER
PARAMETER TRAY=2,IO=10
FEED 148,1/STM4,2,SEPARATE
PRODUCT OVHD(M)=149, BTMS(M)=150,180,
SUPERSEDE=ON
PSPEC PTOP=12, DPCOLUMN=1
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=SIMPLE
PUMP UID=153A, NAME=KERO PROD PUMPS
FEED 126
PRODUCT L=127
OPERATION PRESSURE=115
METHOD SET=1
VALVE UID=LCL114, NAME=KERO PROD VALVE
FEED 127
PRODUCT L=128
OPERATION PRESSURE=32
METHOD SET=1
PUMP UID=154, NAME=LDO PROD PUMPS
FEED 137
PRODUCT L=138
OPERATION PRESSURE=98
METHOD SET=1
VALVE UID=LCL103, NAME=LDO PROD VALVE
FEED 138
PRODUCT L=139
OPERATION PRESSURE=42
METHOD SET=1
MIXER UID=M150X, NAME=hdo MIXER
FEED 150,150R
PRODUCT M=150X
METHOD SET=2
PUMP UID=P106, NAME=HDO PROD PUMPS
FEED 150X
PRODUCT L=150A
OPERATION PRESSURE=115
METHOD SET=1
SPLITTER UID=S150, NAME=MF OVHD PUMPS
FEED 150A
PRODUCT M=151, M=150B
OPERATION OPTION=FULL
SPEC STREAM=151, RATE(LBM/H),TOTAL,WET, DIVIDE,
STREAM=150, &
RATE(LBM/H),TOTAL,WET, VALUE=1
SPLITTER UID=S156, NAME=VAC FEED
```



II.3.B Refinación de Crudo

```
FEED 156
PRODUCT M=161, M=157
OPERATION OPTION=FULL
SPEC STREAM=157, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=4999.3
PUMP UID=P180, NAME=ATM BTM PUMP
FEED 157
PRODUCT L=158
OPERATION PRESSURE=148
METHOD SET=1
FLASH UID=H601, NAME=VAC HEATER
FEED 158
PRODUCT V=160V, L=160L
ISO TEMPERATURE=710, PRESSURE=-5
COLUMN UID=W601, NAME=VAC TOWER
PARAMETER TRAY=5, IO=30 DAMPING=0.6
FEED 160V,4/160L,5/STMS,5/INER,4
PRODUCT OVHD(M)=300, LDRAW(M)=316,4,20,
WATER=WD_W601,1, &
BTMS(M)=321,115, SUPERSEDE=ON
DUTY 1,1,-5.99999
PA FROM=2, TO=1, PHASE=L, TEMP=129.999
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=REFINING, TTEMP=135, BTEMP=625
PRESSURE 1,-12.7622/4,-12.5689/5,-12.2788
SPEC TRAY=1, TEMPERATURE(F), VALUE=135
SPEC STREAM=321, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=4300
VARY DUTY=1
VARY DRAW=316
PUMP UID=P601, NAME=VAC BTMS PUMPS
FEED 321
PRODUCT L=322
OPERATION PRESSURE=121
METHOD SET=2
HXRIG UID=X154, NAME=CRD-VBU BTMS
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=22
TUBES FEED=15, M=16, LENGH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=885, &
PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.002, &
METHOD=1
SHELL FEED=908, M=909, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.054, METHOD=1, ID=37
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.198, SPACING=7.5
SNOZZLE ID=6,6
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
PUMP UID=PX2, NAME=TOP PA PUMPS
FEED 50
PRODUCT L=51
OPERATION PRESSURE=100
METHOD SET=1
VALVE UID=V51, NAME=MFOH sw recy
FEED 51
PRODUCT L=52
OPERATION DP=25
METHOD SET=1
HXRIG UID=XNEW, NAME=CRD-TOPPA
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=16.9
TUBES FEED=16, M=17, LENGH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=1575, &
PASS=4, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.005, DPSCALER=1.81, METHOD=1
SHELL FEED=52, M=53, SERIES=2, PARALLEL=3,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.003, METHOD=1, ID=43
SNOZZLE ID=12,12
TNOZZLE ID=6,6
PRINT EXTENDED, ZONE
DEFINE DUTY(BTU/HR) AS COLUMN=W101,
DUTY(2,BTU/HR)
HXRIG UID=X104A, NAME=crd-kero prod
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=62.91
TUBES FEED=17, M=18, LENGH=10, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=411, &
PASS=2, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.003, METHOD=1
SHELL FEED=128, M=129, SERIES=2, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.0061, METHOD=1, ID=23
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2886, SPACING=12
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
SPLITTER UID=S139, NAME=LDO PROD
FEED 139
PRODUCT M=139A, M=139C
OPERATION OPTION=FULL
SPEC STREAM=139A, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=4000
HXRIG UID=X104D, NAME=CRD-LDO PROD
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=62.91
TUBES FEED=18, M=18A, LENGH=10, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=411, &
PASS=2, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.004, METHOD=1
SHELL FEED=139D, M=140, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.002, METHOD=1, ID=23
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2886, SPACING=12
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
HXRIG UID=X104B, NAME=CRD-LDO PROD
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=34.9
TUBES FEED=18A, M=19, LENGH=20, OD=0.75, BWG=16,
NUMBER=500, &
PASS=2, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.0045, METHOD=1
SHELL FEED=139C, M=139D, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.1038, METHOD=1, ID=25
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2, SPACING=11.125
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
VALVE UID=PV100A, NAME=CRD DESLT VALVE
FEED 19
PRODUCT L=20
OPERATION PRESSURE=140
METHOD SET=1
FLASH UID=L101, NAME=DESALTER
FEED 20,WAT
PRODUCT L=21
ISO DP=1
DEFINE TEMP(F) AS STREAM=20, TEMPERATURE(F),
MINUS,20
PUMP UID=P156, NAME=DSLTD CRD PUMPS
FEED 21
PRODUCT L=22
OPERATION PRESSURE=259
METHOD SET=1
VALVE UID=PV101, NAME=CRD DSLTD VALVE
FEED 22
PRODUCT L=23
OPERATION PRESSURE=180
METHOD SET=1
HXRIG UID=X150, NAME=CRD-kpa
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=57
TUBES FEED=23, M=24, LENGH=16, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=1068, &
PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.0035, DPSCALER=1.35, METHOD=1
SHELL FEED=60, M=61P, SERIES=2, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.002, METHOD=1, ID=41
BAFFLE SEGMENTAL=DOUB, CUT=0.2669, SPACING=18
SNOZZLE ID=12,10
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
SPLITTER UID=S907, NAME=fueloil bypass
FEED 907
PRODUCT M=907B, M=907A
OPERATION OPTION=FULL
SPEC STREAM=907A, RATE(LBM/H),TOTAL,WET, DIVIDE,
STREAM=907, &
RATE(LBM/H),TOTAL,WET, VALUE=0.001
HXRIG UID=X151, NAME=CRD-VBU BTMS
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=43.4
TUBES FEED=24, M=25, LENGH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=877, &
PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.004, &
DPSCALER=1.51, METHOD=1
SHELL FEED=907B, M=908, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.005, METHOD=1, ID=36
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.1928, SPACING=6.5
SNOZZLE ID=6,6
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
MIXER UID=M54A, NAME=MIX KERO
FEED 54
PRODUCT L=54A
METHOD SET=1
PUMP UID=P155, NAME=KER PA PUMPS
FEED 54A
PRODUCT L=55
```



II.3.B Refinación de Crudo

OPERATION PRESSURE=100
METHOD SET=1
VALVE UID=V55, NAME=PFOH PROD VALVE
FEED 55
PRODUCT L=59
OPERATION DP=25
METHOD SET=1
HXRIG UID=X152, NAME=CRD-kpa
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=45.4
TUBES FEED=25, M=26, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=1530, &
PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.004, &
DPSCALER=1.47, METHOD=1
SHELL FEED=59, M=60, SERIES=2, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.147, METHOD=1, ID=48
SNOZZLE ID=18,12
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
HXRIG UID=X153, NAME=CRD-VBU BTMS
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=43.1
TUBES FEED=26, M=27, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=1220, &
PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.004, &
DPSCALER=1.32, METHOD=1
SHELL FEED=905, M=906, SERIES=3, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.0218, METHOD=1, ID=43
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.1798, SPACING=11.25
SNOZZLE ID=6,6
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
VALVE UID=LV201, NAME=VBU BTM LCV
FEED 906
PRODUCT L=907
OPERATION DP=25
METHOD SET=1
PUMP UID=P102, NAME=LDO PA PUMPS
FEED 62
PRODUCT L=63
OPERATION PRESSURE=112
METHOD SET=1
VALVE UID=V63, NAME=LDO PA VALVE
FEED 63
PRODUCT L=64
OPERATION DP=25
METHOD SET=1
HXRIG UID=X121, NAME=CRD-LDO PA
TYPE TEMA=AEU, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=40
TUBES FEED=66, M=67, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=276, &
PASS=4, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.002, &
METHOD=1
SHELL FEED=27, M=28, SERIES=1, PARALLEL=3,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.025, DPSCALER=1.33, METHOD=1,
ID=21.25
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2176, SPACING=13
SNOZZLE ID=8,10
TNOZZLE ID=4,4
PRINT EXTENDED, ZONE
HXRIG UID=X158, NAME=CRD-HDO PROD
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=62.1
TUBES FEED=28, M=29, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=16,
NUMBER=362, &
PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.004, &
METHOD=1
SHELL FEED=151, M=152, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=SCR, &
FOUL=0.053, METHOD=1, ID=25
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.1977, SPACING=9
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
SPLITTER UID=S29, NAME=PF BTMS SPL
FEED 33
PRODUCT M=34, M=36, M=38
OPERATION OPTION=FILL
SPEC STREAM=36, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=13810
SPEC STREAM=38, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=6178
METHOD SET=1
HXRIG UID=X102, NAME=crd-LDopa
TYPE TEMA=AEU, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=18.7
TUBES FEED=38, M=39, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=1378, &
PASS=1, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.03, METHOD=1
SHELL FEED=64, M=66, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.005, METHOD=1, ID=40
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2047, SPACING=14.938
SNOZZLE ID=6,6
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
HXRIG UID=X604, NAME=CRD-ASPHALT
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=20.1
TUBES FEED=36, M=37, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=16,
NUMBER=648, &
PASS=6, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=MCRM, &
FOUL=0.005, METHOD=1
SHELL FEED=322, M=324, SERIES=2, PARALLEL=1,
MATERIAL=SCR, &
FOUL=0.064, METHOD=1, ID=32
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2188, SPACING=6.375
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=6,6
PRINT EXTENDED, ZONE
HXRIG UID=X209, NAME=CRD-VBUBTMS
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=30.5
TUBES FEED=34, M=35, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=16,
NUMBER=1368, &
PASS=8, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=MCRM, &
FOUL=0.005, METHOD=1
SHELL FEED=901, M=902, SERIES=2, PARALLEL=2,
MATERIAL=SCR, &
FOUL=0.067, METHOD=1, ID=45
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.2, SPACING=6.5
SNOZZLE ID=8,8
TNOZZLE ID=8,8
PRINT EXTENDED, ZONE
MIXER UID=M40, NAME=MIX CRD TO PFT
FEED 35,37,39
PRODUCT M=40
METHOD SET=1
HX UID=X299, NAME=VBU BTMS
HOT FEED=902, L=903, METH=1
OPER HTEMP=457
SPLITTER UID=S903, NAME=VBU BTM SPL
FEED 903
PRODUCT M=904, M=905
OPERATION OPTION=FILL
SPEC STREAM=905, RATE(LV,BBL/D),TOTAL,WET,
VALUE=20184
METHOD SET=1
HXRIG UID=X320, NAME=KERO-CW
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=100
TUBES FEED=CW5, M=CW5A, LENGTH=20, OD=0.75,
BWG=16, NUMBER=290, &
PASS=2, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=ADMI, &
FOUL=0.0005, METHOD=1
SHELL FEED=129, M=130, SERIES=1, PARALLEL=2,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.001, METHOD=1, ID=19.25
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.253, SPACING=6.0625
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
HXRIG UID=X340, NAME=LDO-STM GEN
TYPE TEMA=AKU, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=104
TUBES FEED=139A, M=139B, LENGTH=20, OD=0.75,
BWG=13, NUMBER=144, &
PASS=4, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.002, &
METHOD=1
SHELL FEED=BF2, M=BF2A, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.002, METHOD=1
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.45, SPACING=26
SNOZZLE ID=1.5,4
TNOZZLE ID=4,4
PRINT EXTENDED, ZONE
MIXER UID=M140A, NAME=LDO RD
FEED 139B,140
PRODUCT M=140A
METHOD SET=1
HXRIG UID=X325, NAME=LDO-CW
TYPE TEMA=AES, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=100
TUBES FEED=CW2, M=CW2A, LENGTH=20, OD=0.75,
BWG=16, NUMBER=172, &
PASS=2, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=ADMI, &
FOUL=0.0005, METHOD=1
SHELL FEED=140A, M=141, SERIES=1, PARALLEL=2,
MATERIAL=CS, &
FOUL=0.002, METHOD=1, ID=15
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.253, SPACING=6.0625



II.3.B Refinación de Crudo

```
SNOZZLE ID=4,4
TNOZZLE ID=8,8
PRINT EXTENDED, ZONE
CALCULATOR UID=CALL1
  DEFINE P(1) AS HXRIG=X150, DUTY(BTU/HR)
  DEFINE P(2) AS HXRIG=X152, DUTY(BTU/HR)
  DEFINE P(3) AS COLUMN=W101, DUTY(3,BTU/HR)
  PROCEDURE
    R(1)=P(1)+P(2) $TOTAL
KERO PA EXCH DUTY
  R(2)=-1*P(3) $COLUMN
KERO PA DUTY
  RETURN
CONTROLLER UID=CNT1, NAME=KERO PA RATE
SPEC CALCULATOR=CALL1, R(1), DIVIDE,
CALCULATOR=CALL1, R(2), &
  VALUE=1
VARY COLUMN=W101, PARATE(2)
CPARAMETER IPRINT, NOSTOP, ITER=20
VALVE UID=LVI100, NAME=HDO PROD VALVE
FEED 152
  PRODUCT L=153
  OPERATION DP=13
  METHOD SET=1
HXRIG UID=X341, NAME=HDO-STM GEN
  TYPE TEMA=AKU, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=100
  TUBES FEED=153, M=154, LENGTH=20, OD=0.75, BWG=13,
NUMBER=236, &
  PASS=2, PATTERN=90, PITCH=1,
MATERIAL=CS, FOUL=0.008, &
  METHOD=1
SHELL FEED=BF1, M=BF1A, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
  FOUL=0.002, METHOD=1
BAFFLE SEGMENTAL=SING, CUT=0.45, SPACING=26
SNOZZLE ID=1.5,4
TNOZZLE ID=4,4
PRINT EXTENDED, ZONE
CALCULATOR UID=CALL2
  DEFINE P(1) AS HXRIG=X121, DUTY(BTU/HR)
  DEFINE P(2) AS HXRIG=X102, DUTY(BTU/HR)
  DEFINE P(3) AS COLUMN=W101, DUTY(4,BTU/HR)
  PROCEDURE
    R(1)=P(1)+P(2) $TOTAL
LDO PA EXCH DUTY
  R(2)=-1*P(3) $COLUMN
LDO PA DUTY
  RETURN
CONTROLLER UID=CNT2, NAME=LDO PA RATE
SPEC CALCULATOR=CALL2, R(1), DIVIDE,
CALCULATOR=CALL2, R(2), &
  VALUE=1
VARY COLUMN=W101, PARATE(3)
CPARAMETER IPRINT, NOSTOP, ITER=20
MIXER UID=M101, NAME=mf ovhd
FEED 100,123,30,R1
  PRODUCT M=101
  METHOD SET=1
FLASH UID=FF1, NAME=MFOH FF'S
FEED 101
  PRODUCT M=102
  ISO TEMPERATURE=130, PRESSURE=9.0001
  METHOD SET=1
FLASH UID=D150, NAME=MFOH HOT REC
FEED 102
  PRODUCT V=103, L=117, W=119
  ADIABATIC DP=0
  METHOD SET=1
PUMP UID=PNEW, NAME=MF HOT REC PUMPS
FEED 119
  PRODUCT L=120
  OPERATION PRESSURE=100
  METHOD SET=1
SPLITTER UID=S120, NAME=mf sw
FEED 120
  PRODUCT M=121, M=122
  OPERATION OPTION=FILL
  SPEC STREAM=L22, RATE(LV,GAL/M),TOTAL,WET,
VALUE=60
VALVE UID=V122, NAME=MFOH sw recy
FEED 122
  PRODUCT L=123
  OPERATION DP=25
  METHOD SET=1
PUMP UID=P150, NAME=MF HOT REC PUMPS
FEED 117
  PRODUCT L=117A
  OPERATION PRESSURE=100
  METHOD SET=1
SPLITTER UID=S117, NAME=MF OVHD NAP
FEED 117A
  PRODUCT M=117B, M=57
  OPERATION OPTION=FILL
SPEC STREAM=57, RATE(LBM/H),TOTAL,WET, DIVIDE,
STREAM=57P, &
  RATE(LBM/H),TOTAL,WET, VALUE=1
VALVE UID=V117, NAME=nap valve
FEED 117B
  PRODUCT L=118
  OPERATION DP=25
  METHOD SET=1
MIXER UID=M104, NAME=mf ovhd
FEED 103,118
  PRODUCT M=104
  METHOD SET=1
HXRIG UID=X109, NAME=MFOH-CW
  TYPE TEMA=AJS, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=80.45
  TUBES FEED=CW1, M=CW1A, LENGTH=20, OD=0.75,
BWG=16, NUMBER=1434, &
  PASS=2, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=ADMI, &
  FOUL=0.001, METHOD=1
SHELL FEED=104, M=105, SERIES=1, PARALLEL=3,
MATERIAL=CS, &
  FOUL=0.037, METHOD=1, ID=40
BAFFLE NONE
SNOZZLE ID=14,10
TNOZZLE ID=10,10
PRINT EXTENDED, ZONE
FLASH UID=D101, NAME=MFOH cold REC
FEED 105
  PRODUCT V=113, L=106, W=SW1
  ADIABATIC DP=0
  METHOD SET=2
PUMP UID=PXX1, NAME=MF cold REC PUMPS
FEED 106
  PRODUCT L=110
  OPERATION PRESSURE=100
  METHOD SET=2
VALVE UID=V110, NAME=nap valve
FEED 110
  PRODUCT L=111
  OPERATION DP=25
  METHOD SET=2
MIXER UID=M910, NAME=fuel oil
FEED 909,907A
  PRODUCT M=910
  METHOD SET=1
VALVE UID=V57, NAME=PF REFL valve
FEED 57
  PRODUCT L=57A
  OPERATION DP=25
  METHOD SET=1
HXRIG UID=X350A, NAME=SPLTOH-FD
  TYPE TEMA=BFU, ORIENTATION=HORI, AREA=2520,
UESTIMATE=77.5
  TUBES FEED=111, M=112, LENGTH=18, OD=0.75, BWG=13,
PASS=4, &
  PATTERN=30, PITCH=1, MATERIAL=CS,
FOUL=0.001, &
  METHOD=2
SHELL FEED=200, M=201, SERIES=2, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
  FOUL=0.001, METHOD=2, ID=31
BAFFLE SEGMENTAL=DOUB, CUT=0.3226, SPACING=30
SNOZZLE ID=8,6
TNOZZLE ID=6,6
PRINT EXTENDED, ZONE
COLUMN UID=W391, NAME=SPLITTER
PARAMETER TRAY=15, IO=15
FEED 112,8,SEPARATE
  PRODUCT OVHD(M)=209,180, WATER(M)=SW3,1,
BTMS(M)=216, &
  SUPERSEDE=ON
CONDENSER TYPE=BUBB, PRESSURE=23.4, TEST=98.001
DUTY 1,1,-5/2,15,9.99996
PA FROM=15, TO=15, PHASE=L, RATE(LV)=580.293
PSPEC PTOP=28, DPCOLUMN=2.3
PRINT PROPTABLE=PART
ESTIMATE MODEL=CONVENTIONAL, CTEMP=98.001,
STEMP=195, BTEMP=370
SPEC STREAM=209, RATE(LBM/H),TOTAL,WET, DIVIDE,
STREAM=112, &
  RATE(LBM/H),TOTAL,WET, VALUE=0.18
SPEC TRAY=1, RATE(LV,BBL/D), PHASE=L,WET,
VALUE=490
VARY DUTY=1,2
TFLOW NET(V)=200,2, NET(L)=206R,1, PA(L)=211,15,15
METHOD SET=2
HX UID=X354, NAME=SPLTOH-AIR
HOT FEED=201, L=202, METH=2
OPER DUTY=0.001
HXRIG UID=X322, NAME=SPLTOH-CW
  TYPE TEMA=AFS, ORIENTATION=HORI, UESTIMATE=81.5
  TUBES FEED=CW4, M=CW4A, LENGTH=10, OD=0.75,
BWG=16, NUMBER=360, &
```



II.3.B Refinación de Crudo

```
PASS=4, PATTERN=30, PITCH=0.9375,
MATERIAL=ADMI, &
    FOUL=0.0005, METHOD=2
SHELL FEED=202, M=203, SERIES=1, PARALLEL=1,
MATERIAL=CS, &
    FOUL=0.002, METHOD=2, ID=23
BAFFLE SEGMENTAL=DOUB, CUT=0.3226, SPACING=30
SNOZZLE ID=8,6
TNOZZLE ID=6,6
PRINT EXTENDED, ZONE
FLASH UID=D306, NAME=nap splr REC
FEED 203
    PRODUCT V=204, L=206A
    ADIABATIC DP=0
    METHOD SET=2
FLASH UID=H602, NAME=VAC HEATER
    FEED 160V_R1,160L_R1

PRODUCT V=160A, L=160B
ADIABATIC PRESSURE=-12.569, DUTY=0
MIXER UID=M115, NAME=COMPR. FD
FEED 113,204
    PRODUCT M=115
    OPERATION PRESSURE=2
    METHOD SET=2
COMPRESSOR UID=C301, NAME=COMPRESSOR
FEED 115
    PRODUCT V=116
    OPERATION CALCULATION=GPSA, PRES=82, POLYTROPIC=75
    METHOD SET=2
HCURVE UID=HCL1, NAME=MFOH FF HCURVE
ISOTHERMAL FLASH=FF1, POINTS=20
PROPERTY ALL

END
```



II.3.B Refinación de Crudo

APÉNDICE 3.B.2

Importación del Archivo de Palabras Clave

```

R
PRO/II Version 5.01A - Input module
=====
*** SCANNING
GENERAL DATA
  PROJECT TEXPAN          USER Jjab
  PROBLEM ATM CRD UNIT    DATE 12/22/96
  *****
  FILE NAME: TEX-C1-g.INP
  SIMULATION OF TEXACO PANAMA CRUDE UNIT
  AND VACUUM TOWER.
  RIG. HX CALCS AND TRAY DATA INCLUDED FOR BASIC
RATING
  FEED RATE IS 60000 BPD
  100% ORIENTE CRUDE - BASED ON ASSAY FROM TEXACO
COMPONENT DATA
THERMO DATA
STREAM DATA

*** CHECKING
GENERAL DATA
COMPONENT DATA
ASSAY DATA
** WARNING ** Stream '901'-- The supplied distillation
data includes at least
                one TEMPERATURE that EXCEEDS 700 F, which
is the MAXIMUM
                temperature recommended for the API87
distillation curve
                interconversion method.
** WARNING ** For PETROLEUM component 72 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 73 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 74 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 75 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 76 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 77 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 78 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 79 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 80 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 81 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
** WARNING ** For PETROLEUM component 82 using the Twu
method, the NBP is
                OUTSIDE the RANGE of -259.67 to 1318.3 F.
                THERMO DATA
                STREAM DATA

*** SCANNING
UNIT 1 - 'M1'          '
UNIT 2 - '2101'       '
UNIT 3 - 'FV2102'    '
UNIT 4 - 'F15'        '
UNIT 5 - 'W100'       '
UNIT 6 - 'P101'       '
UNIT 7 - 'FV117'     '
UNIT 8 - 'V40'        '
UNIT 9 - 'H190'       '
UNIT 10 - 'W101'      '
UNIT 11 - '102A'      '
UNIT 12 - '102B'      '
UNIT 13 - '102D'      '
UNIT 14 - '153A'      '
UNIT 15 - 'LC114'     '
UNIT 16 - '154'       '
UNIT 17 - 'LC103'     '
UNIT 18 - 'M150X'     '
UNIT 19 - 'P106'      '
UNIT 20 - 'S150'      '
UNIT 21 - 'S156'      '
UNIT 22 - 'P180'      '
UNIT 23 - 'H601'      '
UNIT 24 - 'W601'      '
UNIT 25 - 'P601'      '
UNIT 26 - 'X154'      '
UNIT 27 - 'PXX2'      '
UNIT 28 - 'V51'       '
UNIT 29 - 'XNEW'      '
UNIT 30 - 'X104A'     '
UNIT 31 - 'S139'      '
UNIT 32 - 'X104D'     '
UNIT 33 - 'X104B'     '
UNIT 34 - 'PV100A'    '
UNIT 35 - 'L101'      '
UNIT 36 - 'P156'      '
UNIT 37 - 'PV101'     '
UNIT 38 - 'X150'      '
UNIT 39 - 'S907'      '
UNIT 40 - 'X151'      '
UNIT 41 - 'M54A'      '
UNIT 42 - 'P155'      '
UNIT 43 - 'V55'       '
UNIT 44 - 'X152'      '
UNIT 45 - 'X153'      '
UNIT 46 - 'LV201'     '
UNIT 47 - 'P102'      '
UNIT 48 - 'FV63'      '
UNIT 49 - 'X121'      '
UNIT 50 - 'X158'      '
UNIT 51 - 'S29'       '
UNIT 52 - 'X102'      '
UNIT 53 - 'X604'      '
UNIT 54 - 'X209'      '
UNIT 55 - 'M40'        '
UNIT 56 - 'X299'      '
UNIT 57 - 'S903'      '
UNIT 58 - 'X320'      '
** WARNING ** The calculated NUMBER OF TUBES (262,
based on geometry) is
                INCONSISTENT compared to 290 (the number
of tubes based on
                area).
UNIT 59 - 'X340'      '
UNIT 60 - 'M140A'     '
UNIT 61 - 'X325'      '
** WARNING ** The calculated NUMBER OF TUBES (143,
based on geometry) is
                INCONSISTENT compared to 172 (the number
of tubes based on
                area).
UNIT 62 - 'CAL1'      '
UNIT 63 - 'CNT1'      '
UNIT 64 - 'LV100'     '
UNIT 65 - 'X341'      '
UNIT 66 - 'CAL2'      '
UNIT 67 - 'CNT2'      '
UNIT 68 - 'M101'      '
UNIT 69 - 'FF1'        '
UNIT 70 - 'D150'      '
UNIT 71 - 'PNEW'      '
UNIT 72 - 'S120'      '
UNIT 73 - 'V122'      '
UNIT 74 - 'P150'      '
UNIT 75 - 'S117'      '
UNIT 76 - 'V117'      '
UNIT 77 - 'M104'      '
UNIT 78 - 'X109'      '
UNIT 79 - 'D101'      '
UNIT 80 - 'PXX1'      '
UNIT 81 - 'V110'      '
UNIT 82 - 'M910'      '
UNIT 83 - 'V57'       '
UNIT 84 - 'X350A'     '
** WARNING ** The calculated NUMBER OF TUBES (754,
based on geometry) is
                INCONSISTENT compared to 724 (the number
of tubes based on
                area).
UNIT 85 - 'W391'      '
UNIT 86 - 'X354'      '
UNIT 87 - 'X322'      '
UNIT 88 - 'D306'      '
UNIT 89 - 'H602'      '
UNIT 90 - 'M115'      '
UNIT 91 - 'C301'      '
UNIT 92 - 'HC1'       '
MERGING UNITS
  COLUMN 10, 'W101' MERGED
  SIDESTRIPPER 11, '102A' MERGED

```




II.3.B Refinación de Crudo

```
SIDESTRIPPER 12, '102B' MERGED
SIDESTRIPPER 13, '102D' MERGED
MERGED COLUMN IS UNIT 93

*** CHECKING
UNIT DATA
** WARNING ** Stream '150'-- The thermodynamic METHOD
SET for this stream IS
      NOT THE SAME as the METHOD SET for unit
'M150X'.
** WARNING ** Stream '150X'-- The thermodynamic METHOD
SET for this stream IS
      NOT THE SAME as the METHOD SET for unit
'P106'.
** WARNING ** Stream '321'-- The thermodynamic METHOD
SET for this stream IS
      NOT THE SAME as the METHOD SET for unit
'P601'.
** WARNING ** Stream '322'-- The thermodynamic METHOD
SET for this stream IS
      NOT THE SAME as the METHOD SET for unit
'X604'.
** WARNING ** Stream '105'-- The thermodynamic METHOD
SET for this stream IS
      NOT THE SAME as the METHOD SET for unit
'D101'.
EXECUTION SEQUENCE

*** CHECKING
** WARNING ** Controller UNIT 63, 'CNT1', 'KERO PA
RATE' VARIABLE - The
      pump-around RATE 2 BASIS (M) DOES NOT
MATCH COLUMN PA RATE
      BASIS (V). Column pump around rate
basisRATE BASIS (V) will be
      used..
** WARNING ** Controller UNIT 67, 'CNT2', 'LDO PA RATE'
VARIABLE - The
      pump-around RATE 3 BASIS (M) DOES NOT
MATCH COLUMN PA RATE
      BASIS (V). Column pump around rate
basisRATE BASIS (V) will be
      used..
FEED FLASH CONDITIONS
** WARNING ** Air should be in the component list for
RVP(P323) calculations.

*** WRITING SIMULATION DATA TO DISK

*** RUN STATISTICS
STARTED 17:46:22 01/31/00 NO ERRORS
FINISHED 17:46:24 01/31/00 23 WARNINGS
RUN TIME 0 MIN, 2.31 SEC NO MESSAGES
```



APÉNDICE 3.B.3 Bloque FEED

Tabla 3.B.A3.1

Operación Unitaria	FLASH
Nombre	M1
Descripción	MIX FEED
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Presión = 45 PSIG
Segunda Especificación	Temperatura = 90° F
Alimentaciones	CRUDE
Productos	2

Tabla 3.B.A3.2

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	2101
Descripción	CRD TK PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 362 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	2
Productos	3

Tabla 3.B.A3.3

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	FV2102
Descripción	CRD TK VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 245 PSIG
Alimentaciones	3
Productos	5

Tabla 3.B.A3.4

Operación Unitaria	FLASH
Nombre	F15
Descripción	LINE LOSS
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Presión = 205.5 PSIG
Segunda Especificación	Carga Térmica = 0×10^6 BTU/hr
Alimentaciones	5
Productos	15



II.3.B Refinación de Crudo

APÉNDICE 3.B.4
Bloque PREHEAT

Tabla 3.B.A4.1

Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X154
Descripción	CRD – VBU BTMS
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 885 Diámetro Interior de la Coraza = 37.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 22 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 908 Productos = 909 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.054 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 15 Productos = 16 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.00 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.198 Espaciamiento Central = 7.5 in
Boquillas	Coraza Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in

Tabla 3.B.A4.2

Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	XNEW
Descripción	CRD – TOPPA
Tipo de Cálculo	FIXED DUTY Definición: Carga Térmica = Carga Térmica de Calentador 2 de la Columna W101
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1575 Diámetro Interior de la Coraza = 43.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 16.9 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 3 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 4 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 52 Productos = 53 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.003 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 16 Productos = 17 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.9375 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.005 hr ft ² °F/BTU Escalamiento en la Caída de Presión = 1.81 Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.20
Boquillas	Coraza Entrada = 12.00 in Salida = 12.00 in Tubos Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.3	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X104A
Descripción	CRD – KERO PROD
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 411 Diámetro Interior de la Coraza = 23.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 62.91 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 128 Productos = 129 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.0061 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 17 Productos = 18 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 10 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.9375 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.003 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.2886 Espaciamiento Central = 12.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in

Tabla 3.B.A4.4	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X104D
Descripción	CRD – LDO PROD
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 411 Diámetro Interior de la Coraza = 23.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 62.91 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 139D Productos = 140 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 18 Productos = 18A Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 10 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.9375 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.004 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.2886 Espaciamiento Central = 12.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.5	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X104B
Descripción	CRD – LDO PROD
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 500 Diámetro Interior de la Coraza = 25.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 34.9 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 139C Productos = 139D Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.1038 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 18A Productos = 19 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.9375 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.0045 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.20 Espaciamiento Central = 11.125 in
Boquillas	Coraza Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in

Tabla 3.B.A4.6	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	PV100A
Descripción	CRD DESLT VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 140 PSIG
Alimentaciones	19
Productos	20

Tabla 3.B.A4.7	
Operación Unitaria	FLASH
Nombre	L101
Descripción	DESALTER
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Caída de Presión = 1 PSI
Segunda Especificación	Definición: Temperatura = Temperatura de Corriente 20 en °F menos 20
Alimentaciones	20, WAT
Productos	21

Tabla 3.B.A4.8	
Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P156
Descripción	DSLTL CRD PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 259 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	21
Productos	22

Tabla 3.B.A4.8	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	PV101
Descripción	CRD DSLTL VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 180 PSIG
Alimentaciones	22
Productos	23



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.9	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X150
Descripción	CRD – KPA
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1068 Diámetro Interior de la Coraza = 41.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 57 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 60 Productos = 61P Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 23 Productos = 24 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 16 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.0035 hr ft ² °F/BTU Escalamiento en la Caída de Presión = 1.35 Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Doble Corte = 0.26690 Espaciamiento Central = 18.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 12.00 in Salida = 10.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in

Tabla 3.B.A4.10	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X151
Descripción	CRD – VBU BTMS
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 877 Diámetro Interior de la Coraza = 36.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 43.4 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 907B Productos = 908 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.005 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 24 Productos = 25 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.004 hr ft ² °F/BTU Escalamiento en la Caída de Presión = 1.51 Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.1928 Espaciamiento Central = 6.5 in
Boquillas	Coraza Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.11	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X152
Descripción	CRD – KPA
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1530 Diámetro Interior de la Coraza = 48.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 45.4 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 59 Productos = 60 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.147 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 25 Productos = 26 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.004 hr ft ² °F/BTU Escalamiento en la Caída de Presión = 1.47 Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.20
Boquillas	Coraza Entrada = 18.00 in Salida = 12.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in

Tabla 3.B.A4.12	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X153
Descripción	CRD – VBU BTMS
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1220 Diámetro Interior de la Coraza = 43.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 43.1 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 3 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 905 Productos = 906 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.0218 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 26 Productos = 27 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.004 hr ft ² °F/BTU Escalamiento en la Caída de Presión = 1.32 Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.1798 Espaciamiento Central = 11.25 in
Boquillas	Coraza Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.13	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X121
Descripción	CRD – LDO PA
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 276 Diámetro Interior de la Coraza = 21.25 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 40.0 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AEU Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 3 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 4 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 27 Productos = 28 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.025 hr ft ² °F/BTU Escalamiento en la Caída de Presión = 1.33 Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 66 Productos = 67 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.2176 Espaciamento Central = 13 in
Boquillas	Coraza Entrada = 8.00 in Salida = 10.00 in Tubos Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in

Tabla 3.B.A4.14	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X158
Descripción	CRD – HDQ PROD
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 362 Diámetro Interior de la Coraza = 25.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 62.1 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 151 Productos = 152 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.053 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Alto Cromo
Tubos	Alimentaciones = 28 Productos = 29 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 10 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.004 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.1977 Espaciamento Central = 9.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.15

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S150
Descripción	MF OVHD PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en lbmol/hr de la Corriente 151/ Flujo de todos los componentes en base húmeda en lbmol/hr de la Corriente 150 = 1.0
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	150A
Productos	150B, 151

Tabla 3.B.A4.16

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	LV100
Descripción	HDO PROD VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 13 PSI
Alimentaciones	152
Productos	153

Tabla 3.B.A4.17

Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X341
Descripción	HDO STEAM GEN
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 236 Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 100.0 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AKU Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = BF1 Productos = BF1A Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 153 Productos = 154 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 15 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.008 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.45 Espaciamiento Central = 26.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 1.50 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in

Tabla 3.B.A4.18

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S29
Descripción	PF BTMS SPL
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 36 = 13810.0 Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 38 = 6178.0
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	33
Productos	34, 36,38



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.19	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X604
Descripción	CRD – ASPHALT
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 648 Diámetro Interno de la Coraza = 32.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 20.10 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 6 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 322 Productos = 324 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.064 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Alto Cromo
Tubos	Alimentaciones = 36 Productos = 37 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.005 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.2188 Espaciamento Central = 6.3750 in
Boquillas	Coraza Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in

Tabla 3.B.A4.20	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X102
Descripción	CRD – LDO PA
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1378 Diámetro Interno de la Coraza = 40.0 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 18.7 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AEM Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 1 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 64 Productos = 66 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.005 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 38 Productos = 39 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.93750 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.03 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.20470 Espaciamento Central = 14.938 in
Boquillas	Coraza Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.21	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X209
Descripción	CRD – VBU BTMS
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1368 Diámetro Interno de la Coraza = 45.00 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 30.50 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 2 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 8 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 901 Productos = 902 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.067 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Alto Cromo
Tubos	Alimentaciones = 34 Productos = 35 Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.005 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Medio Cromo
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.2 Espaciamiento Central = 6.5 in
Boquillas	Coraza Entrada = 8.00 in Salida = 8.00 in Tubos Entrada = 8.00 in Salida = 8.00 in

Tabla 3.B.A4.22	
Operación Unitaria	HEAT EXCHANGER
Nombre	X299
Descripción	VBU BTMS
Lado Caliente	Método Termodinámico = 1 Caída de Presión = 0 PSI Corrientes de Proceso: Alimentaciones = 902 Productos = 903
Lado Frío	Método Termodinámico = 1 Caída de Presión = 0 PSI Corrientes de Proceso: Alimentaciones = Productos =
Especificación	Temperatura del Producto Caliente = 457° F

Tabla 3.B.A4.23	
Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S903
Descripción	VBU BTM SPL
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 905 = 20184.0
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	903
Productos	904, 905

Tabla 3.B.A4.24	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	LV201
Descripción	VBU BTM LCV
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSI
Alimentaciones	906
Productos	907



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.25

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S907
Descripción	FUEL OIL BYPASS
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en lbmol/hr de la Corriente 907A/ Flujo de todos los componentes en base húmeda en lbmol/hr de la Corriente 907 = 0.001
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	907
Productos	907A, 907B

Tabla 3.B.A4.26

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M910
Descripción	FUEL OIL
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	907A, 909
Productos	910

Tabla 3.B.A4.27

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S139
Descripción	LDO PROA
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 139A = 4000
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	139
Productos	139A, 139C

Tabla 3.B.A4.28

Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X340
Descripción	LDO – STM GEN
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 144 Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 104.0 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AKU Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 4 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = BF2 Productos = BF2A Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 139A Productos = 139B Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Cuadrado, 90° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.45 Espaciamiento Central = 26.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 1.50 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in

Tabla 3.B.A4.29

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M140A
Descripción	LD RD
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	139B, 140
Productos	140A



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A4.30	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X325
Descripción	LDO – CW
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 172 Diámetro Interior de la Coraza = 15.0 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 100.0 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AES Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 2 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 140A Productos = 141 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = CW2 Productos = CW2A Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.93750 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.0005 hr ft ² °F/BTU Material = Admiralti 71 Cobre 28 Zinc 1 Sn
Baffles	Tipo = Sencillo Corte = 0.2530 Espaciamiento Central = 6.0625 in
Boquillas	Coraza Entrada = 4.00 in Salida = 4.00 in Tubos Entrada = 8.00 in Salida = 8.00 in



APÉNDICE 3.B.5 Bloque PREFLASH

Tabla 3.B.A5.1					
Operación Unitaria	COLUMN				
Nombre	W100				
Descripción	PREFLASH TWR				
Número de Etapas	3				
Número de Iteraciones	50				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa		Presión PSIG		
	1		14.5		
Alimentaciones	3		15.5		
	Corriente		Etapa		
Conversión de Flasheo de Alimentación	29		3		
	57A		1		
Conversión de Flasheo de Alimentación	El vapor y el líquido se integran a la etapa de alimentación				
Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa	Flujo lbmol/hr
	30	Domos	Vapor	1	260.0
	WD_W100	Extrac Tot	Agua	1	
	31	Fondos	Líquido	3	1680.0
Datos de Convergencia	Factor de Damping = 0.75				
Métodos Termodinámicos	Toda la Columna = 1				
Rehervidor					
Condensador					
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = REFINERY				
	Temperatura (°F) Estimadas: Domo = 255 Fondos = 454				
	Perfiles Iniciales				
	Etapa		Temperatura (°F)		
	1		255		
	3		454		
Pumparounds					
Especificaciones					
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo	
	2	3	Platos	Evaluación	
	Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = VALVE (V1) Diámetro = 96.0 in Espaciamiento = 30.0 in Espesor del Plato = 10 Gauge Factor de Carga del Sistema = 0.90 Número de Pasos de Flujo = 1 Datos de la Válvula Número por plato = 439 Diámetro = 1.875 in Espesor de la pared = 14 Gauge Material = Acero inoxidable Bajante Altura del Alambre = 2.0 in Claro = 1.5 in Ancho: Superior = 16 in Inferior = 13 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida				
Empaque					
Eficiencia de Platos					



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A5.2	
Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P101
Descripción	PF BTM PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 198 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	31
Productos	32

Tabla 3.B.A5.3	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	FV117
Descripción	FCRD VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 158 PSIG
Alimentaciones	32
Productos	33



APÉNDICE 3.B.6 Bloque ATM

Tabla 3.B.A6.1

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M40
Descripción	MIX CRD TO PFT
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	35, 37, 39
Productos	40

Tabla 3.B.A6.2

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V40
Descripción	FCRD VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSI
Alimentaciones	40
Productos	41

Tabla 3.B.A6.3

Operación Unitaria	FLASH
Nombre	H109
Descripción	CRUDE HEATER
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Presión = 14.2 PSIG
Segunda Especificación	Temperatura = 710° F
Alimentaciones	41
Productos	Vapor = 42V Líquido = 42L



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.4					
Operación Unitaria	COLUMN				
Nombre	W101				
Descripción	CRUDE COLUMN				
Número de Etapas	22				
Número de Iteraciones	50				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa			Presión PSIG	
	2	22		10.0	14.0
Alimentaciones	Corriente			Etapa	
	42V			20	
	42L			21	
	STM1			22	
	125			6	
	30			1	
	136			15	
	149			16	
Conversión de Flasheo de Alimentación	El vapor y el líquido se integran a la etapa de alimentación				
Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa	Flujo lbmol/hr
	103P	Domos	Vapor	1	86.0
	117P	E.F.F.*	Líquido	1	1090.0
	124	E.F.F.	Líquido	10	525.0
	57P	E.F.F.	Líquido	1	190.0
	135	E.F.F.	Líquido	15	525
	148	E.F.F.	Líquido	18	400.0
	WAT1	E.T.F.*~	Agua	1	1090.0
	156	Fondos	Líquido	22	703.0
	100	Pseudo	Vapor	2	
	150R	Pseudo	Líquido	18	
	50	Pseudo	Líquido	3	
	54	Pseudo	Líquido	10	
62	Pseudo	Líquido	15		
Pseudoproductos	Corriente	De la Etapa	Fase	Tipo	Nombre PA**
	100	2	Vapor	F.N.E.***	
	150R	18	Líquido	F.N.E.	
	50	3	Líquido	PA	1
	54	10	Líquido	PA	2
	62	15	Líquido	PA	3
Datos de Convergencia	Factor de Damping = 0.8				
Métodos Termodinámicos	Toda la Columna = 1				
Rehervidor					
Condensador	Tipo = Parcial Presión = 9.0 PSIG Carga Térmica = -46.8×10^6 BTU/hr				
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = REFINERY				
	Temperatura (°F) Estimadas: Condensador = 130 Domo = 317 Fondos = 657				
	Perfiles Iniciales				
		Etapa		Temperatura (°F)	
		1		130	
		2		317	
		3		340	
	9		440		
	13		556		
	17		650		
	20		705		
	22		657		



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.4 Continuación				
Pumparounds	1	Fase = Líquida De la Etapa 3 a la Etapa 2 Presión de retorno = Presión de la Etapa de Retorno Especificación: Carga Térmica = Calentador 2, -43.0X10 ⁶ BTU/hr Condición = Temperatura de retorno, 200° F		
	2	Fase = Líquida De la Etapa 10 a la Etapa 9 Presión de retorno = Presión de la Etapa de Retorno Especificación: Carga Térmica = Calentador 3, -27.0X10 ⁶ BTU/hr Condición = Flujo PA, 1875.0 BBL/hr		
	3	Fase = Líquida De la Etapa 15 a la Etapa 14 Presión de retorno = Presión de la Etapa de Retorno Especificación: Carga Térmica = Calentador 4, -15.0X10 ⁶ BTU/hr Condición = Flujo PA, 1666.67 BBL/hr		
Especificaciones	1	Relación de Reflujo = 5.0 Tolerancia absoluta = 4.0		
	2	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 57P = 2500.0		
	3	Flujo de todos los componentes Líquidos en base húmeda en BBL/D de la etapa 20 = 600.0		
	4	Temperatura de la Etapa 1 en °F = 130		
	5	Destilación D86, 90% (vol) de la Corriente 117P en °F = 345		
	6	Destilación D86, Punto Final (vol) de la Corriente 126 en °F = 550		
	7	Destilación D86, Punto Final (vol) de la Corriente 137 en °F = 700		
Variables	1	Carga Térmica del Condensador		
	2	Carga Térmica del Calentador 3		
	3	Flujo Corriente 57P		
	4	Flujo Corriente 148		
	5	Flujo Corriente 117P		
	6	Flujo Corriente 124		
	7	Flujo Corriente 135		
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
	2	6	Platos	Evaluación
Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = VALVE (V1) Diámetro = 162.0 in Espaciamiento = 24.0 in Espesor del Plato = 12 Gauge Factor de Carga del Sistema = 1.0 Número de Pasos de Flujo = 2 Datos de la Válvula Número por plato = 1746 Diámetro = 1.875 in Espesor de la pared = 16 Gauge Material = Acero inoxidable Bajante Altura del Alambre = 2.5 in Claro = 2.0 in Ancho: Superior = 12 in Centro = 9 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida				



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.4 Continuación				
	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
		7	11	Platos
Hidráulica de Platos	Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = VALVE (V1) Diámetro = 162.0 in Espaciamiento = 24.0 in Espesor del Plato = 12 Gauge Factor de Carga del Sistema = 1.0 Número de Pasos de Flujo = 2 Datos de la Válvula Número por plato = 1438 Diámetro = 1.875 in Espesor de la pared = 16 Gauge Material = Acero inoxidable Bajante Altura del Alambre = 2.5 in Claro = 2.0 in Ancho: Superior = 12 in Centro = 9 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida			
	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
	12	16	Platos	Evaluación
Hidráulica de Platos	Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = VALVE (V1) Diámetro = 174.0 in Espaciamiento = 30.0 in Espesor del Plato = 12 Gauge Factor de Carga del Sistema = 1.0 Número de Pasos de Flujo = 2 Datos de la Válvula Número por plato = 1566 Diámetro = 1.875 in Espesor de la pared = 16 Gauge Material = Acero inoxidable Bajante Altura del Alambre = 2.5 in Claro = 2.0 in Ancho: Superior = 15.5 in Centro = 12 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida			



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.4 Continuación				
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
	17	18	Platos	Evaluación
	Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = CACHUCHA Diámetro = 174.0 in Espaciamento = 30.0 in Espesor del Plato = 12 Gauge Factor de Carga del Sistema = 1.0 Número de Pasos de Flujo = 2 Datos de la Válvula Número por plato = 240 Diámetro = 6.0 in Espaciamento = 1.0 in Bajante Altura del Alambre = 2.0 in Claro = 2.0 in Ancho: Superior = 12.5 in Centro = 9 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida			
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
	19	20	Platos	Evaluación
	Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = CACHUCHA Diámetro = 174.0 in Espaciamento = 30.0 in Espesor del Plato = 12 Gauge Factor de Carga del Sistema = 1.0 Número de Pasos de Flujo = 2 Datos de la Válvula Número por plato = 202 Diámetro = 6.0 in Espaciamento = 1.0 in Bajante Altura del Alambre = 2.0 in Claro = 2.0 in Ancho: Superior = 12.5 in Centro = 9 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida			
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
	21	22	Platos	Evaluación
	Datos de la Sección: Datos del Plato Tipo de Platos = CACHUCHA Diámetro = 174.0 in Espaciamento = 24.0 in Espesor del Plato = 12 Gauge Factor de Carga del Sistema = 1.0 Número de Pasos de Flujo = 1 Datos de la Válvula Número por plato = 90 Diámetro = 6.0 in Espaciamento = 1.0 in Bajante Altura del Alambre = 2.75 in Claro = 2.0 in Ancho: Lateral = 60 in Efectuar los cálculos = En la generación del archivo de salida			



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.5

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	PXX2
Descripción	TOP PA PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 100 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	50
Productos	51

Tabla 3.B.A6.6

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V51
Descripción	MFOHSW RECY
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSI
Alimentaciones	51
Productos	52

Tabla 3.B.A6.7

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M54A
Descripción	MIX KERO
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	54
Productos	54A

Tabla 3.B.A6.8

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P155
Descripción	KER PA PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 100 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	54 ^a
Productos	55

Tabla 3.B.A6.9

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V55
Descripción	PFOH PROD VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSI
Alimentaciones	55
Productos	59

Tabla 3.B.A6.10

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P102
Descripción	LDO PA PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 112 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	62
Productos	63



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.11

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	FV63
Descripción	LDO PA VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSI
Alimentaciones	63
Productos	64

Tabla 3.B.A6.12

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S156
Descripción	VAC FEED
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 157 = 4999.3
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	156
Productos	157, 161

Tabla 3.B.A6.13

Operación Unitaria	SIDE COLUMN				
Nombre	102A				
Descripción	KERO STRIPPER				
Número de Etapas	2				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa		Presión PSIG		
	Domo		10.8		
	Caída de Presión en Columna		1.0 PSI		
Alimentaciones	Corriente		Etapa		
	124		1		
	STM2		2		
Conversión de Flasheo de Alimentación	La alimentación se flashea adiabáticamente, el vapor se integra a la etapa inmediata superior y el líquido a la etapa de alimentación				
Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa	Flujo lbmol/hr
	125 126	Domos Fondos	Vapor Líquido	1 2	322
Métodos Termodinámicos	Toda la Columna = 1				
Rehervidor					
Condensador					
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = SIMPLE				
	Perfiles Iniciales				
	Etapa		Temperatura (°F)		
Pumparounds					
Especificaciones	Ver Tabla A6.4				
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo	
Empaque					
Eficiencia de Platos					



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.14	
Operación Unitaria	PUMP
Nombre	153A
Descripción	KERO PROD PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 115 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	126
Productos	127

Tabla 3.B.A6.15	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	LC114
Descripción	KERO PROD VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 32 PSIG
Alimentaciones	127
Productos	128

Tabla 3.B.A6.16					
Operación Unitaria	SIDE COLUMN				
Nombre	102B				
Descripción	LDO STRIPPER				
Número de Etapas	2				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa		Presión PSIG		
	Domo		11.5		
	Caída de Presión en Columna		1.0 PSI		
Alimentaciones	Corriente		Etapa		
	135		1		
	STM3		2		
Conversión de Flasheo de Alimentación	La alimentación se flashea adiabáticamente, el vapor se integra a la etapa inmediata superior y el líquido a la etapa de alimentación				
Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa	Flujo lbmol/hr
	136	Domos	Vapor	1	
	137	Fondos	Líquido	2	593
Métodos Termodinámicos	Toda la Columna = 1				
Rehervidor					
Condensador					
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = SIMPLE				
	Perfiles Iniciales				
	Etapa		Temperatura (°F)		
Pumparounds					
Especificaciones	Ver Tabla A6.4				
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo	
Empaque					
Eficiencia de Platos					



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.17	
Operación Unitaria	PUMP
Nombre	154
Descripción	LDO PROD PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 98 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	137
Productos	138

Tabla 3.B.A6.18	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	LC103
Descripción	LDO PROD VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 42 PSIG
Alimentaciones	138
Productos	139

Tabla 3.B.A6.19					
Operación Unitaria	SIDE COLUMN				
Nombre	102D				
Descripción	HDO STRIPPER				
Número de Etapas	2				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa		Presión PSIG		
	Domo		12		
	Caída de Presión en Columna		1.0 PSI		
Alimentaciones	Corriente		Etapa		
	148		1		
	STM4		2		
Conversión de Flasheo de Alimentación	La alimentación se flashea adiabáticamente, el vapor se integra a la etapa inmediata superior y el líquido a la etapa de alimentación				
Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa	Flujo lbmol/hr
	149	Domos	Vapor	1	
	150	Fondos	Líquido	2	180
Métodos Termodinámicos	Toda la Columna = 1				
Rehervidor					
Condensador					
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = SIMPLE				
	Perfiles Iniciales				
	Etapa		Temperatura (°F)		
Pumparounds					
Especificaciones	Ver Tabla A6.4				
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo	
Empaque					
Eficiencia de Platos					



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.20

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M150X
Descripción	HDO MIXER
Método Termodinámico	2
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	150
Productos	150X

Tabla 3.B.A6.21

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P106
Descripción	HDO PROD PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 115 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	150X
Productos	150A

Tabla 3.B.A6.22

Operación Unitaria	CALCULADOR	
Nombre	CAL1	
Descripción		
Parámetros	1	Carga Térmica en 10 ⁶ BTU/hr del Intercambiador HXX150
	2	Carga Térmica en 10 ⁶ BTU/hr del Intercambiador HXX152
	3	Carga Térmica en 10 ⁶ BTU/hr del Calentador 3 en la Columna W101
Constantes		
Resultados		
Arreglos		
Secuencia de Corrientes		
Procedimiento	R(1) = P(1) + P(2) R(2) = -1 * P(3)	\$ TOTAL KERO PA EXCH DUTY \$ COLUMN KERO PA DUTY

Tabla 3.B.A6.23

Operación Unitaria	FEEDBACK CONTROLLER
Nombre	CNT1
Descripción	KERO PA RATE
Especificación	R(1) de CAL1/R(2) de CAL1 = 1.0
Variable	Flujo del PA 2 de la Columna W101
Parámetros	Máximo número de iteraciones = 20

Tabla 3.B.A6.24

Operación Unitaria	CALCULADOR	
Nombre	CAL2	
Descripción		
Parámetros	1	Carga Térmica en 10 ⁶ BTU/hr del Intercambiador HXX121
	2	Carga Térmica en 10 ⁶ BTU/hr del Intercambiador HXX102
	3	Carga Térmica en 10 ⁶ BTU/hr del Calentador 4 en la Columna W101
Constantes		
Resultados		
Arreglos		
Secuencia de Corrientes		
Procedimiento	R(1) = P(1) + P(2) R(2) = -1 * P(3)	\$ TOTAL LDO PA EXCH DUTY \$ COLUMN LDO PA DUTY



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A6.25	
Operación Unitaria	FEEDBACK CONTROLLER
Nombre	CNT2
Descripción	LDO PA RATE
Especificación	R(1) de CAL2/R(2) de CAL2 = 1.0
Variable	Flujo del PA 3 de la Columna W101
Parámetros	Máximo número de iteraciones = 20



APÉNDICE 3.B.7 Bloque VAC

Tabla 3.B.A7.1	
Operación Unitaria	FLASH
Nombre	H601
Descripción	VAC HEATER
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Presión = -5 PSIG
Segunda Especificación	Temperatura = 710° F
Alimentaciones	158
Productos	Vapor = 160V Líquido = 160L

Tabla 3.B.A7.2					
Operación Unitaria	COLUMN				
Nombre	W601				
Descripción	VAC TOSER				
Número de Etapas	5				
Número de Iteraciones	30				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa		Presión PSIG		
	1		-12.762		
	4		-12.569		
Alimentaciones	5		-12.279		
	Corriente		Etapa		
	160V		4		
	160L		5		
Conversión de Flasheo de Alimentación	STM5		5		
	INER		4		
	El vapor y el líquido se integran a la etapa de alimentación				
	Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa
300		Domos	Vapor	1	
316		E.F.F.*	Líquido	4	20.0
WD_W601		E.T.F.	Agua	1	
Datos de Convergencia	321	Fondos	Líquido	5	115.0
	Factor de Damping = 0.6				
	Métodos Termodinámicos				
	Toda la Columna = 1				
Rehervidor					
Condensador					
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = REFINERY				
	Temperatura (°F) Estimadas: Domo = 135 Fondos = 625				
	Perfiles Iniciales				
	Etapa		Temperatura (°F)		
1		135			
5		625			
Pumparounds	1	Fase = Líquida De la Etapa 2 a la Etapa 1 Presión de retorno = Presión de la Etapa de Retorno Especificación: Carga Térmica = Calentador 1, -6.0×10^6 BTU/hr Condición = Temperatura de retorno, 130° F			



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A7.2 Continuación				
Especificaciones	1	Temperatura en °F de la Etapa 1 = 135		
	2	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D de la Corriente 321 = 4300.0		
Variables	1	Carga Térmica del Calentador 1		
	2	Flujo de la Corriente 316		
Hidráulica de Platos	Etapa Inicial	Etapa Final	Internos	Tipo de Cálculo
Empaque				
Eficiencia de Platos				
* E.F.F. = Extracción de Flujo Fijo ** PA = Pumpharound *** F.N.E. = Flujo Neto de Etapa *~ .E.T.F. = Extracción Total de Fase				

Tabla 3.B.A7.3	
Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P601
Descripción	VAC BTMS PUMPS
Método Termodinámico	2
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 121 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	321
Productos	322

Tabla 3.B.A7.4	
Operación Unitaria	FLASH
Nombre	H602
Descripción	VAC HEATER
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Presión = -12.569 PSIG
Segunda Especificación	Carga Térmica = Adiabático
Alimentaciones	160V_R1 160L_R1
Productos	Vapor = 160 ^a Líquido = 160B



APÉNDICE 3.B.8 Bloque NAPHT

Tabla 3.B.A8.1

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M101
Descripción	MF OVHD
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	100, 123, 30_R1
Productos	101

Tabla 3.B.A8.2

Operación Unitaria	FLASH
Nombre	FF1
Descripción	MFOH FF'S
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Presión = 9 PSIG
Segunda Especificación	Temperatura = 130° F
Alimentaciones	101
Productos	102

Tabla 3.B.A8.3

Operación Unitaria	HEATING/COOLING CURVES
Nombre	HC1
Descripción	MFOH FF HCURVE
Método Termodinámico	1
Unidad a ser Evaluada	FF1 Condición de Evaluación: Flasheos con incrementos iguales de Presión y Temperatura 20 Puntos de Evaluación
Propiedades adicionales	Reportes de: Peso Molecular, Densidad, Flujo de Volumen Estándar, Factor de Compresibilidad y Gravedad Específica Entropía, Entalpia, Calor Latente y Capacidad Calorífica Propiedades de Transporte Propiedades Críticas Gravedad API, K de Watson, Punto de Ebullición con Peso Molecular Promedio

Tabla 3.B.A8.4

Operación Unitaria	FLASH
Nombre	D150
Descripción	MFOH HOT REC
Método Termodinámico	1
Primer Especificación	Caída de Presión = 0 PSI
Segunda Especificación	Carga Térmica = Adiabático
Alimentaciones	102
Productos	Vapor = 103 Líquido = 117 Agua = 119

Tabla 3.B.A8.5

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	PNEW
Descripción	MF HOT REC PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 100 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	119
Productos	120

Tabla 3.B.A8.6

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S120
Descripción	MF SW
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en GAL/MIN de la Corriente 122 = 60.0
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	120
Productos	121, 122



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A8.7

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V122
Descripción	MFOH SW RECY
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSIG
Alimentaciones	122
Productos	123

Tabla 3.B.A8.8

Operación Unitaria	PUMP
Nombre	P150
Descripción	MF HOT REC PUMPS
Método Termodinámico	1
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 100 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	117
Productos	117A

Tabla 3.B.A8.9

Operación Unitaria	SPLITTER
Nombre	S117
Descripción	MF OVHD NAP
Método Termodinámico	1
Especificaciones de Flujo de Producto	Flujo de todos los componentes en base húmeda en LBMOL/HR de la Corriente 57/ Flujo de todos los componentes en base húmeda en LBMOL/HR de la Corriente 57P = 1.0
Especificación de Presión	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	117A
Productos	117B, 57

Tabla 3.B.A8.10

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V57
Descripción	PF RELF VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSIG
Alimentaciones	57
Productos	57A

Tabla 3.B.A8.11

Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V117
Descripción	NAP VALVE
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSIG
Alimentaciones	117B
Productos	118

Tabla 3.B.A8.12

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M104
Descripción	MF OVHD
Método Termodinámico	1
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 0 PSI
Alimentaciones	103, 118
Productos	104



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A8.13	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X109
Descripción	MFOH – CW
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 1434 Diámetro Interior de la Coraza = 40.0 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 80.45 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AJS Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 3 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 2 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 104 Productos = 105 Método Termodinámico = 1 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.037 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = CW1 Productos = CW1A Método Termodinámico = 1 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 20 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.93750 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.001 hr ft ² °F/BTU Material = Admiralti 71 Cobre 28 Zinc 1 Sn
Baffles	
Boquillas	Coraza Entrada = 14.00 in Salida = 14.00 in Tubos Entrada = 10.00 in Salida = 10.00 in

Tabla 3.B.A8.14	
Operación Unitaria	FLASH
Nombre	D101
Descripción	MFOH COLD REC
Método Termodinámico	2
Primer Especificación	Caída de Presión = 0 PSI
Segunda Especificación	Carga Térmica = Adiabático
Alimentaciones	105
Productos	Vapor = 113 Líquido = 106 Agua = SW1

Tabla 3.B.A8.15	
Operación Unitaria	PUMP
Nombre	PXX1
Descripción	MF COLD REC PUMPS
Método Termodinámico	2
Especificación de Presión	Presión de Descarga = 100 PSIG
Eficiencia	100%
Alimentaciones	106
Productos	110

Tabla 3.B.A8.16	
Operación Unitaria	VALVE
Nombre	V110
Descripción	NAP VALVE
Método Termodinámico	2
Parámetro de Operación	Caída de Presión = 25 PSIG
Alimentaciones	110
Productos	111



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A8.17	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X350A
Descripción	SPLTOH – FD
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Área por Coraza = 2520.0 ft ² Diámetro Interior de la Coraza = 31.0 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 77.5 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = BFU Número de Corazas en Serie = 2 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 4 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 200 Productos = 201 Método Termodinámico = 2 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.001 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = 111 Productos = 112 Método Termodinámico = 2 Espesor (BGW) = 13 Longitud = 18 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 1.0 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.001 hr ft ² °F/BTU Material = Acero al Carbón
Bafles	Tipo = Doble Corte = 0.32260 Espaciamiento Central = 30.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 8.00 in Salida = 6.00 in Tubos Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in

Tabla 3.B.A8.18					
Operación Unitaria	COLUMN				
Nombre	W391				
Descripción	SPLITTER				
Número de Etapas	15				
Número de Iteraciones	15				
Algoritmo	IO				
Perfil de Presiones	Etapa	Presión PSIG			
	Domo Caída de Presión en Columna	28 2.3 PSI			
Alimentaciones	Corriente	Etapa			
	112	8			
Conversión de Flasheo de Alimentación	La alimentación se flashea adiabáticamente, el vapor se integra a la etapa inmediata superior y el líquido a la etapa de alimentación				
Productos	Corriente	Tipo	Fase	Etapa	Flujo lbmol/hr
	209	Domos	Líquido	1	180.00
	Sw3	E.T.F.	Agua	1	
	216	Fondos	Líquido	15	
	200	Pseudo	Vapor	2	
206R	Pseudo	Líquido	1		
Pseudoproductos	Corriente	De la Etapa	Fase	Tipo	Nombre PA**
	200	2	Vapor	F.N.E.***	
	206R	1	Líquido	F.N.E.	
	211	15	Líquido	PA	
Datos de Convergencia	Factor de Damping = 1.0				
Métodos Termodinámicos	Toda la Columna = 2				
Rehervidor					
Condensador	Tipo = Punto de Burbuja Presión = 23.4 PSIG Temperatura Estimada = 98° F Carga Térmica = -5.0 X 10 ⁸ BTU/hr				
Calentadores					
Enfriadores					
Estimados Iniciales	Método = CONVENTIONAL				
	Temperatura (°F) Estimadas: Condensador = 98 Domo = 195 Fondos = 370				
	Perfiles Iniciales				
		Etapa	Temperatura (°F)		
	1	98			
	2	195			
	14	370			



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A8.18 Continuación				
Pumparounds	1	Fase = Líquida De la Etapa 15 a la Etapa 15 Presión de retorno = Presión de la Etapa de Retorno Especificación: Carga Térmica = Calentador 2, 10.0X10 ⁸ BTU/hr Condición = Flujo del PA, 580.29 BBL/hr		
Especificaciones	1	Flujo de todos los componentes en base húmeda en lbmol/hr de la Corriente 209 / Flujo de todos los componentes en base húmeda en lbmol/hr de la Corriente 112 = 0.18		
	2	Flujo de todos los componentes en base húmeda en BBL/D del Líquido de la Etapa 1 = 490.0		
Variables	1	Carga Térmica del Calentador 3		
	2	Carga Térmica del Condensador		
Hidráulica de Platos		Etapa Inicial	Etapa Final	Internos
Tipo de Cálculo				
Empaque				
Eficiencia de Platos				
* E.F.F. = Extracción de Flujo Fijo ** PA = Pumparound *** F.N.E. = Flujo Neto de Etapa *~ .E.T.F. = Extracción Total de Fase				

Tabla 3.B.A8.19	
Operación Unitaria	HEAT EXCHANGER
Nombre	X354
Descripción	SPLTOH – AIR
Lado Caliente	Método Termodinámico = 2 Caída de Presión = 0 PSI Corrientes de Proceso: Alimentaciones = 201 Productos = 202
Lado Frío	
Especificación	Carga Térmica Global = 0.001X10 ⁹ BTU/hr

Tabla 3.B.A8.20	
Operación Unitaria	RIGOROUS HEAT EXCHANGER
Nombre	X322
Descripción	SPLTOH – CW
Tipo de Cálculo	RATING (PREDICTIVE)
Configuración Global	Número de Tubos por Coraza = 360 Diámetro Interior de la Coraza = 23.0 in Coeficiente de Transferencia de Calor Global = 81.5 BTU/hr ft ² °F
Configuración Específica	TEMA = AFS Número de Corazas en Serie = 1 Número de Corazas en Paralelo = 1 Número de Pasos de los Tubos por Coraza = 4 Orientación = Horizontal Configuración = Contracorriente
Coraza	Alimentaciones = 202 Productos = 203 Método Termodinámico = 2 Resistencia (Ensuciamiento) = 0.002 hr ft ² °F/BTU Método Cálculo de Caída de Presión = BELL Material = Acero al Carbón
Tubos	Alimentaciones = CW4 Productos = CW4A Método Termodinámico = 2 Espesor (BGW) = 16 Longitud = 10 ft Diámetro exterior = 0.75 in Pitch = 0.93750 in Patrón = Triangular, 30° Resistencia (Ensuciamiento) = 0.0005 hr ft ² °F/BTU Material = Admiralty 71 Cobre 28 Zinc 1 Sn
Baffles	Tipo = Doble Corte = 0.32260 Espaciamiento Central = 30.0 in
Boquillas	Coraza Entrada = 8.00 in Salida = 6.00 in Tubos Entrada = 6.00 in Salida = 6.00 in



II.3.B Refinación de Crudo

Tabla 3.B.A8.21

Operación Unitaria	FLASH
Nombre	D306
Descripción	NAP SPLT REC
Método Termodinámico	2
Primer Especificación	Caída de Presión = 0 PSI
Segunda Especificación	Carga Térmica = Adiabático
Alimentaciones	203
Productos	Vapor = 204 Líquido = 206A

Tabla 3.B.A8.22

Operación Unitaria	MIXER
Nombre	M115
Descripción	COMPR FD
Método Termodinámico	2
Parámetro de Operación	Presión de Salida = 2.0 PSIG
Alimentaciones	204, 113
Productos	115

Tabla 3.B.A8.23

Operación Unitaria	COMPRESSOR
Nombre	C301
Descripción	COMPRESSOR
Método Termodinámico	2
Especificación de Presión, Trabajo o Cabeza	Presión de Descarga = 82.0 PSIG
Eficiencia o Especificación de Temperatura	Eficiencia Politrópica = 75%
Método de Cálculo	GPSA
Alimentaciones	115
Productos	116



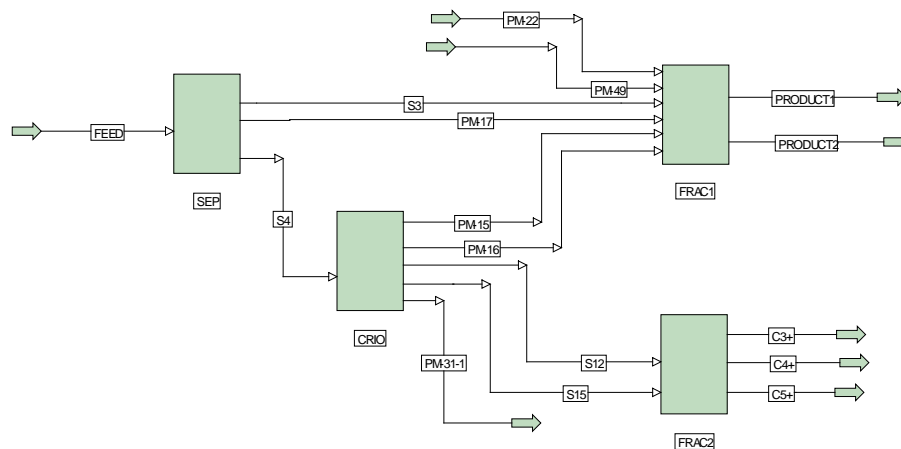
C. Contabilidad y Reconciliación de la Producción

RESUMEN

Se requiere llevar a cabo la contabilidad de la producción así como la reconciliación de los datos de una sección de una refinería de donde se procesa gas natural y se obtienen gas combustible, propano +, butano + y nafta. La reconciliación por balances de materia para cada unidad de proceso es suficiente para el objetivo buscado. La planta está compuesta por cuatro bloques de proceso:

- SEP. Separación de gas y condensados.
- CRIO. Procesos criogénicos para la separación de etano y más ligeros de propano y más pesados.
- FRAC1. Producción de corrientes de gas como producto final.
- FRAC2. Producción de propano +, butano + y nafta.

Figura 3.C.1 Planta Procesadora de Gas Natural



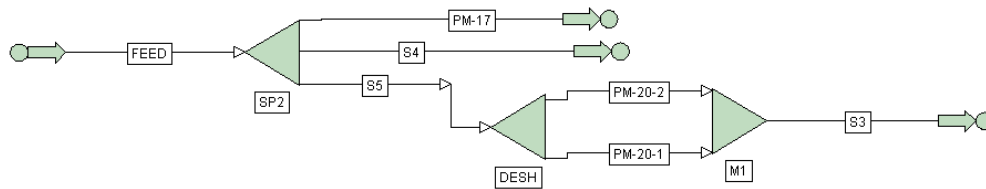
INTRODUCCIÓN

Gas proveniente de campos productores es ingresado a la planta en la corriente FEED, la cual es alimentada a un separador de donde se obtienen condensados, y gas.

Figura 3.C.2 Bloque SEP

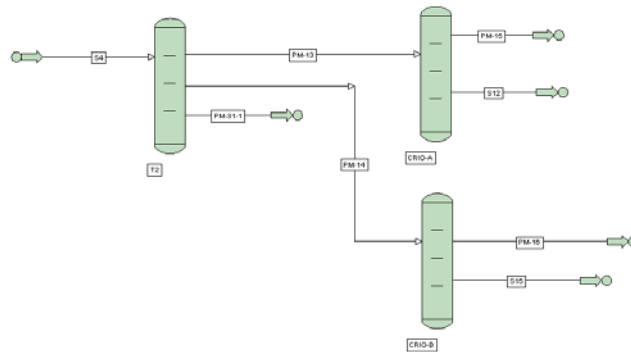


II.3.C Contabilidad y Reconciliación de la Producción



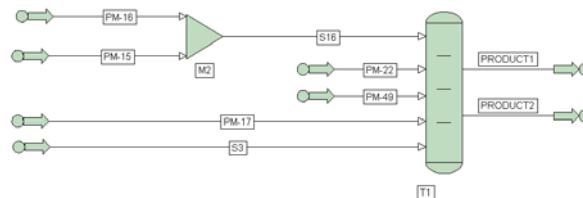
La corriente S4 es alimentada al Bloque CRIO en donde entra a la columna T2 de donde se obtiene la corriente PM-31-1, la cual es usada en la planta como gas combustible, y las corrientes PM-13 y PM-14 son alimentadas a columnas criogénicas de donde se obtienen más condensados (S12 y S15) y gas (PM-15 y PM-16).

Figura 3.C.3 Bloque CRIO



Las corrientes PM-15 y PM-16 son alimentadas a una columna fraccionadora junto con las corrientes externas PM-22 y PM-49 así como con las corrientes S3 y PM-17 (Bloque SEP), de las que se obtienen las corrientes producto PRODUCT1 y PRODUCT2 las cuales son medidas con un medidor de flujo muy preciso.

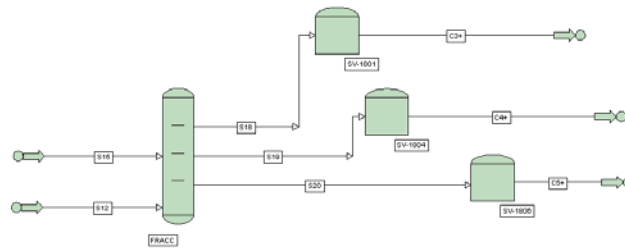
Figura 3.C.4 Bloque FRAC1



Finalmente, las corrientes S12 y S15 (Bloque CRIO) son alimentadas a la columna FRACC para obtener los productos S18, S19 y S20, los que se almacenan para su posterior comercialización (corrientes C3+, C4+ y C5+ respectivamente).



Figura 3.C.5 Bloque FRAC2



Las mediciones disponibles (flujo, temperatura y presión), las composiciones para las corrientes, así como la destilación ASTM D86 y la gravedad específica promedio para la nafta se muestran en las siguientes tablas.

Tabla 3.C.1 Mediciones de Flujo, Temperatura y Presión				
Corriente	Flujo		Temperatura	Presión
	Tag	Unidad	Tag (°C)	Tag (Kg/cm2)
PM-22	F022	GV, M3/D	T022	P22
PM-49	F049	GV, M3/D	17.46	58.48
FEED	F059	GV, M3/D	T59	P59
PM-13	F013	GV, M3/D	28.38	66.26
PM-14	F014	GV, M3/D	28.38	66.26
PM-31-1	FGAS	GV, M3/D	0.44	9.34
PM-15	F015	GV, M3/D	28.38	66.26
PM-16	F016	GV, M3/D	28.38	66.26
PRODUCT1	F1801	GV, M3/D	23	57.49
C3+	FPROPANE	WT, KG/D	11	6.1
C4+	FBUTANE	WT, KG/D	15	2.3
C5+	FNAPHTHA	LV, M3/D	5	5.6
PRODUCT2	F1802	GV, M3/D	23	57.49
PM-20-1	F0201	GV, M3/D	T201	P201
PM-17	F17	GV, M3/D	19.56	58.97

La curva de destilación que se empleará para caracterizar a la nafta es del tipo ASTM D86, en donde las temperaturas de los porcentajes de volumen destilado recuperado y gravedad específica promedio se indican como sigue:



Tabla 3.C.2
Curva de Destilación ASTM D86 y Gravedad Específica C5+

Producto	Gravedad Específica	ASTM D86 (en Liq Vol% y °C)					
		1%	10%	20%	40%	70%	90%
C5 +	0.669	20	34	37	55	75	120



II.3.C Contabilidad y Reconciliación de la Producción

Componente	PM-22	PM-49	FEED	PM-13 PM-14	PM-31-1	PRODUCT1 PRODUCT2	S18	S19
H2O	-	-	-	-	-	-	-	-
C1	90.631	91.715	88.942	89.302	77.975	91.417	0.063	-
C2	1.657	2.533	4.808	4.811	13.029	3.088	11.639	-
C3	0.589	1.1	2.193	2.134	4.792	1.025	88.274	4.006
IC4	0.112	0.198	0.409	0.382	0.606	0.182	0.014	39.103
NC4	0.202	0.311	0.664	0.605	0.846	0.324	0.02	56.342
IC5	0.062	0.086	0.204	0.168	0.162	0.093	-	0.518
NC5	0.059	0.088	0.224	0.177	0.146	0.087	-	0.031
C6H6 (C6+)	0.1	0.132	0.565	0.421	0.111	0.128	-	-
N2	0.782	0.728	0.779	0.782	0.391	0.767	-	-
CO2	5.805	3.09	1.213	1.212	1.943	2.891	-	-

Las mediciones para los tanques de almacenamiento se indican a continuación:

Medición			
Corriente	Tipo	TAG	Unidad
C3+	Peso	SV1801	KG
C4+	Peso	SV1804	KG
C5+	Volumen	SV1806	M3

Las mediciones disponibles para la planta se presentan en la tabla siguiente, en donde se indica la magnitud y para algunas de ellas la fecha y hora.

NOMBRE	VALOR	UNIDAD	TIEMPO	DESCRIPCIÓN
FNAPHTHA	5.283500E+002	GV, M3/D		NATURAL NAPHTHA
FBUTANE	2.595200E+005	GV, M3/D		BUTANE
FPROPANE	4.732400E+005	GV, M3/D		PROPANE
F1801	9.581473E+006	GV, M3/D		
F1802	9.152424E+006	GV, M3/D		
FGAS	1.177050E+005	GV, M3/D		FUEL GAS
F058	1.022700E+007	GV, M3/D		FEED
F022	1.819981E+006	GV, M3/D		
F049	7.622965E+006	GV, M3/D		
F059	1.022700E+007	GV, M3/D		
F0201	5.890310E+005	GV, M3/D		
F0202	6.139270E+005	GV, M3/D		
F017	2.698431E+006	GV, M3/D		
F013	3.110528E+006	GV, M3/D		
F014	3.189693E+006	GV, M3/D		
F015	2.893680E+006	GV, M3/D		
F016	2.972167E+006	GV, M3/D		
T022	2.990000E+000	C		
P22	5.721000E+001	KG/CM2		
P49	5.848000E+001	KG/CM2		
T49	1.746000E+001	C		
P59	6.597000E+001	KG/CM2		
T59	2.975000E+001	C		
P201	5.897000E+001	KG/CM2		
T201	1.555000E+001	C		



II.3.C Contabilidad y Reconciliación de la Producción

Tabla 3.C.5 Mediciones (Continuación)				
NOMBRE	VALOR	UNIDAD	TIEMPO	DESCRIPCIÓN
F17	2.698431E+006	GV, M3/D		
SV1801	1.142108E+006	KG	061799065959	PROPANE
SV1801	9.121280E+005	KG	061899060000	
SV1804	6.378320E+005	KG	061799055959	BUTANE
SV1804	5.604210E+005	KG	061899060000	
SV1806	1.444867E+003	M3	061799060000	NAPHTHA
SV1806	1.342120E+003	M3	061899060000	

Consideraciones adicionales deben ser incluidas en el modelo de la reconciliación de los datos para esta planta:

Tabla 3.C.6 Consideraciones Generales	
Sistema de Unidades	Métrico, Tiempo en días
Opciones de Cálculo	Base para el Balance de Materia: Masa Método para el Balance por Operación Unitaria: Material + Calor
Opciones para la detección de Errores Gruesos	Prueba Z a la mediciones y Eliminación Automática de Errores
Desviaciones Estándar	Temperatura: 1.00 C Presión: 0.20 Relativa Flujo: 0.025 Relativa
Método Termodinámico	Soave – Redlich – Kowng
Corrientes: PM-10801 y PM-1802	Mediciones consideradas FIJAS.

El modelo de reconciliación es construido de acuerdo a la información arriba descrita y se muestran aspectos generales y relevantes en las Figuras 3.C.6 a 3.C.14.

Figura 3.C.6 Corriente FEED

The image shows two overlapping windows from the DATACON software. The left window, titled 'DATACON - Stream Data', shows the 'FEED' stream configuration. It includes fields for 'From Unit' (SP2), 'Stream Type' (Composition Defined), 'Fluid Flowrate' (M3/DAY), 'Temperature' (T59 C), 'Pressure' (P59 KG/CM2), and 'Flash Option' (Total). The right window, titled 'Stream Data - Flowrate and Composition', shows the 'FEED' stream configuration for flowrate and composition. It includes a 'Total Flowrate' of F059 M3/DAY (Not Fixed) and a table of components with their mole compositions and estimates.

Component	Composition Mole	Estimate
H2O		Estimate
C1	88.942	Estimate
C2	4.8080	Estimate
C3	2.1930	Estimate
IC4	0.40900	Estimate
NC4	0.66400	Estimate

Total: 100.00 The compositions will be normalized



II.3.C Contabilidad y Reconciliación de la Producción

Figura 3.C.7 Definición Fraccionador T2

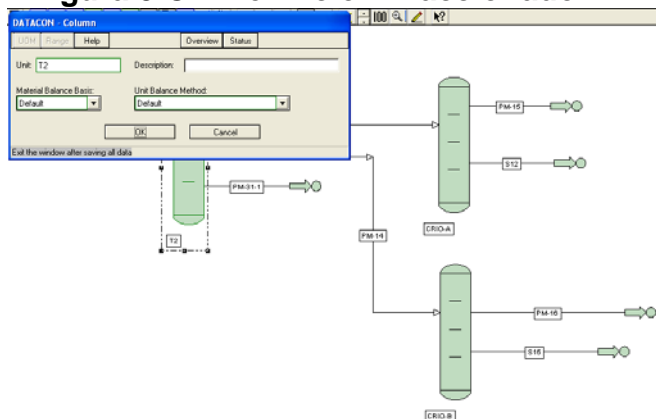


Figura 3.C.8 Definición Corriente PRODUCT1

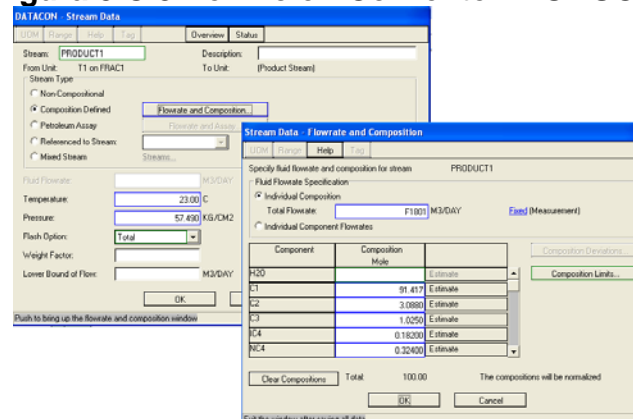


Figura 3.C.9 Curva de Destilación Corriente C5+

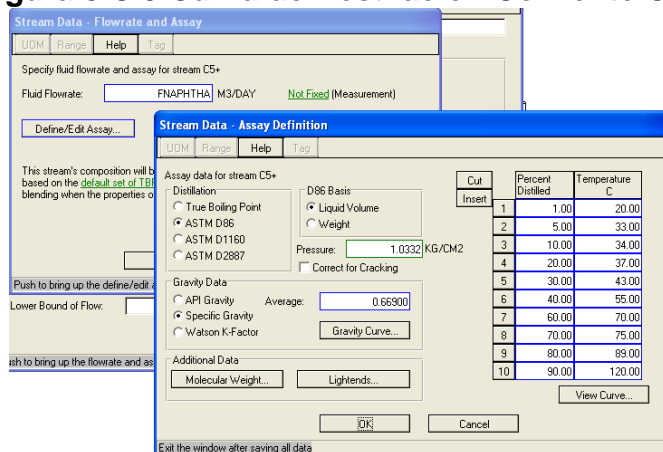


Figura 3.C.10 Tanque SV-1801

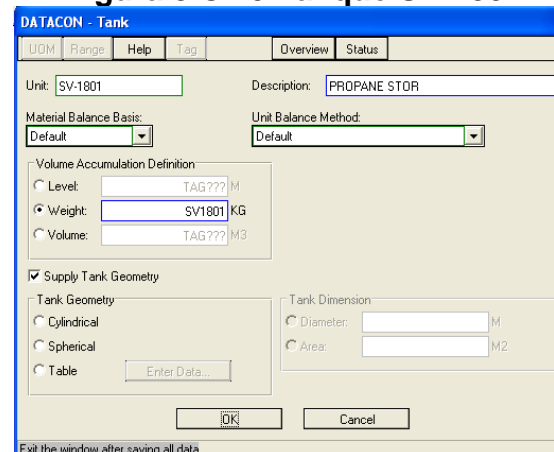




Figura 3.C.11 Opciones de Cálculo

The screenshot shows the 'DATACON - Calculation Options' dialog box. It has tabs for 'UOM', 'Range', 'Help', 'Overview', and 'Status'. The 'Number of Iterations' is set to 10. The 'Material Balance Basis' is 'Mass'. The 'Unit Balance Method' is 'Material+Heat'. The 'Stream Composition Basis' has 'Fraction' selected. The 'Global Stream Rate Basis' is 'Molar'. The 'Global Composition Basis' is 'Molar'. There are checkboxes for 'Update Compositions of Mixed Streams' and 'Iteration to start Updating: 1'. A 'Gross Error Options' button is present. Below the dialog, it says 'Push to change Gross Error Options'.

Figura 3.C.12 Desviaciones Estándar y Tolerancias

The screenshot shows the 'DATACON - Standard Deviation / Tolerance' dialog box. It has tabs for 'UOM', 'Range', 'Help', 'Overview', and 'Status'. Under 'Standard Deviation', 'Temperature' is 1.00 C (Absolute), 'Pressure' is 0.20000 (Relative), 'Flow Rate' is 0.025000 (Relative), and 'Composition' is 0.010000 Mole (Absolute). Under 'Tolerance', 'Convergence Factor' is 0.00001, 'Confidence Level' is 0.95, and 'Minimum Temperature Approach' is 0.50 C. There are 'Enter Data...' buttons for the relative values. At the bottom, it says 'Exit the window after saving all data'.

Figura 3.C.13 Tag FNAPHTHA

The screenshot shows the 'DATACON - Tag Modification' dialog box for tag 'FNAPHTHA'. It has tabs for 'UOM', 'Range', and 'Help'. The 'Date' field is empty. There are 'Starting Search String' and 'Ending Search String' fields with a 'Search' button. The 'Tag List' contains: FNAPHTHA (selected), FBUTANE, FPROPANE, F1801, F1802, F04S, F058, F022. Buttons include 'Modify Tag...', 'Add Regular Tag...', 'Delete Tag', 'Add Level Tag...', and 'Add External Tag...'. The 'Tag Information' section shows 'Description: NATURAL NAPHTHA' and 'Value: 528.35'. A checkbox at the bottom is 'Use PlantaGas MAN, if available, to modify the tag type during calculations'. At the bottom, it says 'Select a tag to perform an operation'.

Figura 3.C.14 Tag SV1801

The screenshot shows the 'DATACON - Tag Modification' dialog box for tag 'SV1801'. It has tabs for 'UOM', 'Range', and 'Help'. The 'Date' field is empty. There are 'Starting Search String' and 'Ending Search String' fields with a 'Search' button. The 'Tag List' contains: P59, T59, P201, T201, FI7, SV1801 (selected), SV1804, SV1806. Buttons include 'Modify Tag...', 'Add Regular Tag...', 'Delete Tag', 'Add Level Tag...', and 'Add External Tag...'. The 'Tag Information' section shows 'Description: PROPANE' and a table with 'Time Stamp' and 'Value' columns. The table data is: Start Time: 061799065959, 1142108.00; End Time: 061899060000, 912128.00. A checkbox at the bottom is 'Use PlantaGas MAN, if available, to modify the tag type during calculations'. At the bottom, it says 'Select a tag to perform an operation'.



II.3.C Contabilidad y Reconciliación de la Producción

Una vez que todos los datos del modelo se ingresan, se procede a ejecutar la reconciliación. A continuación se presenta la historia de la convergencia.

Figura 3.C.15 Convergencia de la Reconciliación

```

DATA RECONCILIATION:
MEASUREMENT Z-TESTS USED IN THIS CALCULATION CYCLE
INITIALIZATION
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 0 **
** STREAM S4 IS 99.63 MOLE% VAPOR IN ITERATION 0 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.63 MOLE% VAPOR IN ITERATION 0 **
** STREAM PM-17 IS 99.78 MOLE% VAPOR IN ITERATION 0 **
** STREAM S3 IS 99.63 MOLE% VAPOR IN ITERATION 0 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.63 MOLE% VAPOR IN ITERATION 0 **
STARTING PASS 1 OF AUTOMATIC ERROR ELIMINATION
ITERATION 1
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .1617E+00
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .2667E+01
OBJECTIVE FUNCTION: .1310E+03
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.65 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM S3 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
ITERATION 2
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .1662E-01
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .6020E-02
OBJECTIVE FUNCTION: .9695E+00
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM S3 IS 99.71 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
ITERATION 3
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .1346E-03
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .7729E-05
OBJECTIVE FUNCTION: .1413E-02
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM S3 IS 99.71 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
ITERATION 4
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .1307E-05
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .8236E-07
OBJECTIVE FUNCTION: .7865E-06
PASS 1 OF AUTOMATIC ERROR ELIMINATION CONVERGED
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
** STREAM S3 IS 99.71 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 4 **
TESTING FOR GROSS ERRORS
*** DID NOT PASS THE GLOBAL TEST ***
*** 6 MEASUREMENTS FAILED THE MEASUREMENT TEST ***

STARTING PASS 2 OF AUTOMATIC ERROR ELIMINATION
ITERATION 1
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .9967E-01
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .1702E+01
OBJECTIVE FUNCTION: .3937E-08
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM S3 IS 99.71 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 1 **
ITERATION 2
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .1520E-09
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .2196E-03
OBJECTIVE FUNCTION: .8098E+01
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM S3 IS 99.71 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 2 **
ITERATION 3
TESTING CONVERGENCE (RELATIVE ERRORS):
MEASURED VARIABLES: .1803E-11
OBSERVABLE (UNMEASURED) VARIABLES: .5267E-12
OBJECTIVE FUNCTION: .4397E-11
PASS 2 OF AUTOMATIC ERROR ELIMINATION CONVERGED
** STREAM S19 IS 10.24 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM S4 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM S5 IS 99.91 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM PM-20-1 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM PM-17 IS 99.89 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM S3 IS 99.71 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
** STREAM PM-20-2 IS 99.64 MOLE% VAPOR IN ITERATION 3 **
GROSS ERROR DETECTION PROBLEM CONVERGED
CALCULATING STANDARD DEVIATIONS OF ESTIMATES
TESTING FOR GROSS ERRORS
*** WARNING:
*** THE FOLLOWING UNITS HAVE UNCONVERGED EQUATIONS:
(BECAUSE THEY CONTAIN UNOBSERVABLE VARIABLES)
** COLUMN: CRIO-A
** COLUMN: CRIO-B
** COLUMN: FRACC
** COLUMN: T1
** COLUMN: T2
** MIXER: M2

*** RUN STATISTICS
STARTED 18:47:21 28/10/99 NO ERRORS
FINISHED 18:47:21 28/10/99 NO WARNINGS
RUN TIME 0 MIN, .42 SEC NO MESSAGES

```

La convergencia del problema nos indica, en este caso, el porcentaje de vaporización de todas aquellas corrientes con mediciones asociadas, así como el error relativo a las mediciones, las variables observables sin medición, la función objetivo (minimización de los errores) y los resultados de las pruebas estadísticas (prueba Z y errores gruesos) así como es estado de la eliminación automática de errores. Finalmente se identifica que para las columnas fraccionadotas y el mezclador no existen variables observables definidas para dichas operaciones unitarias. El tiempo de ejecución de la corrida fue de 0.42 segundos.



RESULTADOS

El archivo de resultados de la corrida ofrece un reporte de datos de planta en donde se resume la reconciliación a las mediciones (ver Figura 3.C.16). De ahí se desprende que la medición F015 fue eliminada dado que no pasó la prueba Z por lo que puede concluir que esta medición es errónea y para efectos de la contabilidad de la producción, el valor calculado para la variable asociada es usado para realizar los balances de materia y energía correspondientes.

Las mediciones F1801 y F1802 son valores fijos dado que los medidores de flujo son muy precisos, de acuerdo a lo reportado por el departamento de operación de la planta. Se indican las mediciones no redundantes y no se identifica ninguna medición como candidata a ser un error grueso.

Figura 3.C.16 Reporte de Datos de Planta

SIMULATION SCIENCES INC.		TM		PAGE P-11		
PROJECT	DATA	CON	VERSION 3.13	386/EM		
PROBLEM	OUTPUT	RESULTS	10/28/99			
PLANT DATA REPORT						
MEASUREMENT DATE:						
TAGNAME	UNITS	MEASUREMENT	CALCULATED	STD. DEV.	Z-STAT	REM
F013	M3/DAY	3.11053E+06	3.11615E+06	77763.2000	-2642	
F014	M3/DAY	3.18969E+06	3.07601E+06	79742.3250	1.9184	
F015	M3/DAY	2.89368E+06	1.95556E+06	72342.0007		ELIM
F016	M3/DAY	2.97217E+06	3.07601E+06	74304.1750	2.0081	
F0201	M3/DAY	589031.0000	589234.5649	14725.7750	-2642	
F0202	M3/DAY	613927.0000	614148.1363	15348.1750	-2642	
F022	M3/DAY	1.81998E+06	1.81998E+06	45499.5250		NR
F049	M3/DAY	7.62297E+06	7.62297E+06	190574.1250		NR
F059	M3/DAY	1.02270E+07	1.01656E+07	255675.0000	-2642	
F17	M3/DAY	2.69843E+06	2.70270E+06	67460.7750	-2642	
F1801	M3/DAY	9.58147E+06	9.58147E+06			FIX
F1802	M3/DAY	9.15242E+06	9.15242E+06			FIX
FGAS	M3/DAY	117705.0000	117713.9283	2942.6250	-2642	
FNAPTHIA	M3/DAY	528.3500	528.3500	13.2088		NR
FFROPANE	KG/DAY	473240.0000	473240.0000	11831.0000		NR
P201	KG/CM2	58.9700	50.2638	11.7940	1.0743	
P22	KG/CM2	57.2100	57.2100	11.4420		NR
P59	KG/CM2	65.9700	75.9458	13.1940	1.0743	
T022	C	2.9900	2.9900	1.0000		NR
T201	C	15.5500	15.6881	1.0000	1.0743	
T59	C	29.7500	29.6137	1.0000	1.0743	
SU1001	KG	912128.0000	912128.0000	9121.2798		NR
SU1004	KG	560421.0000	560421.0000	5604.2099		NR
SU1006	M3	1342.1200	1342.1200	13.4212		NR

*** NOTE ***
 ERR?: CANDIDATE OF GROSS ERROR
 NR : NON-REDUNDANT
 UO : UNOBSERVABLE
 E&NR: ERROR AND NON-REDUNDANT

CONCLUSIONES

La medición F015 es errónea y fue eliminada de la convergencia para la reconciliación y la contabilidad de la producción de la planta de gas. El resto de las mediciones pasaron la prueba de mediciones (Z) y no son candidatas a errores gruesos. El reporte de balance de materia alrededor de proceso refleja la operación de la planta y puede ser utilizado para posteriores análisis y así mismo se recomienda la revisión del equipo de medición de flujo para F015.

Conclusiones

Los Ingenieros Químicos egresados de la Facultad de Estudios Superiores Zaragoza tienen la capacidad técnica para el completo entendimiento y manejo de la simulación y optimización de procesos en estado estacionario en la Industria Petrolera, así como las bases para su introducción a la reconciliación y la contabilidad de la producción, así como a la integración de la información.

Este reporte, dado su carácter general y acercamiento práctico, puede tomarse como punto de partida llevar a cabo análisis más completos y profundos de los casos presentados e inclusive para entrar al área de la simulación dinámica (procesos) o transiente (transporte de fluidos).

Por otro lado, en este Reporte se comprueba que la combinación de tecnologías, ingenierías petrolera y química, métodos numéricos, computación y tecnología de la información, permitieron la solución integral de problemas complejos en la industria petrolera obteniéndose beneficios económicos al aumentar las ganancias ya sea incrementando la producción, sosteniendo la producción a un menor costo, produciendo productos de mayor valor comercial o haciendo más eficientes los procesos.

Los casos analizados para la Explotación y Producción, Gas y Refinación produjeron ganancias de diferente índole, las que se puntualizan en cada uno de los capítulos desarrollados y aquí se presenta un resumen de ellos.

1. Explotación y Producción

a. Simulación de Instalaciones Superficiales

La creación de modelos integrales de las instalaciones superficiales para la producción de gas y aceite permite realizar análisis de sensibilidad para el sistema, probar diferentes modos de operación, así como la detección de cuellos de botella.

b. Optimización del Flujo Multifásico en un Campo Productor de Aceite y Gas

El cambio en la configuración del transporte de los fluidos y la optimización de la operación de la red produjo un incremento del 24% en la producción de aceite. Sin embargo, el modelo aún tiene que ser afectado por las inestabilidades típicas de un campo productor.

c. Manejo Inteligente de Activos

La simulación y optimización rigurosa en línea a ciclo cerrado, asistida por la integración de la información, de un sistema de producción de gas y aceite complejo es factible. Se observaron ganancias en la producción de aceite, reducción en el volumen de gas de levantamiento inyectado así como mejoras en la operación del equipo de compresión del sistema de gas de inyección.

2. Gas

a. Optimización de Procesos en Plantas de Gas



Conclusiones

El caso analiza presenta la situación en donde la máxima producción de un producto de alto valor, en este caso NGL, no optimiza las ganancias dada la alta demanda de refrigerante. Por ello fue necesario definir en la función objetivo los costos de cada una de las materias primas y productos y variables de proceso necesarias para que el programa encontrara las cantidades de productos requeridos y producidos y condiciones de operación para maximizar las ganancias.

3. Refinación

a. Diseño, Evaluación y Optimización de un Tren de Precalentamiento de Crudo

Cambios en la demanda de productos de una columna de destilación atmosférica originaron que el tren de precalentamiento del crudo fuera modificado para cumplir con las nuevas cargas térmicas requeridas. Después del análisis riguroso de estos cambios se determinó que realizando cambios en la configuración de la red de intercambio utilizando prácticamente la misma cantidad de servicios. El objetivo de producción se alcanzó y el manejo más eficiente de la energía permitió ahorros en los consumos.

b. Refinación de Crudo

La actualización del modelo de simulación de una planta de destilación atmosférica y al vacío (y procesos asociados) a una tecnología más desarrollada (de hardware y software) propicia que el análisis de los modos de operación y su interpretación gráfica sean más productivos por la facilidad de modificación, visualización de resultados y definición de casos de estudio.

c. Contabilidad y Reconciliación de la Producción

La detección de mediciones erróneas, utilizando la reconciliación de datos, elimina la posibilidad de producir resultados incorrectos al realizar el análisis de un sistema tanto para la contabilidad de la producción como para la definición de condiciones de operación. Si se cuenta con la redundancia mínima necesaria, las mediciones erróneas pueden ser substituidas por valores calculados.

Con fundamento en los resultados obtenidos en los casos estudiados, la simulación, optimización, reconciliación e integración de la información tienen su lugar plenamente justificado en las áreas de Explotación y Producción, Gas y Refinación de la industria petrolera.



Bibliografía

- Arnold, K. y Stewart, M. (1999) "Surface Production Operations" Vol. 1. Design of Oil Handling Systems and Facilities. Gulf Publishing Company. Estados Unidos de América.
- Arnold, K. y Stewart, M. (1999) "Surface Production Operations" Vol. 2. Design of Gas Handling Systems and Facilities. Gulf Publishing Company. Estados Unidos de América.
- Brill, J. P. y Beggs, H. D. (1998) "Two Phase Flow in Pipes" University of Tulsa. Estados Unidos de América.
- Brill, J. P. y Sarica, C. (1998) "Fluid Flow Projects: Two – Phase Flow in Pipes" University of Tulsa. Estados Unidos de América.
- Brown K.E. 1984, *The Technology of Artificial Lift Methods*, PennWell Books, Tulsa.
- Dutta-Roy, K., Barua, S. y Heiba, A. 1997, *Computer-Aided Gas Field Planning and Optimization*, SPE Preprint No. 37447, Presentado en el Production Operations Symposium, Oklahoma City, Marzo.
- Dutta-Roy, K. y Kattapuram, J. 1997, *A New Approach to Gas-Lift Optimization*, SPE 38333, Presentado en el SPE Western Regional Meeting, Long Beach California, 25-27 Junio.
- Edinburgh Petroleum Services Ltd. (2003) REO. Manual de Referencia.
- Edinburgh Petroleum Services Ltd. (2003) WELLFLO. Manual de Referencia.
- Fetkovich, M.J. 1973, *The Isochronal Testing of Oil Wells*, artículo SPE 4259, Presentado en el SPE-AIME 48th Annual Meeting, Las Vegas, Septiembre 30 - Oct 3.
- Fletcher, R. 1987, *Practical Methods of Optimization*, Wiley.
- Frantisek Madron. 1992, *Process Plant Performance*, Ellis Horwood Limited.
- Gill, P.E., Murray, W., y Wright, M.H., 1981, *Practical Optimization*, Academic Press.
- Gill, P.E. y Murray W. 1978, *Numerically Stable Methods for QP*, Math. Prog, 14, 349.

- Golan, M. y Whitson C. H. (1991) "Well Performance" Prentice Hall. Estados Unidos de América.
- Heiba, A., Barua, S. y Dutta-Roy, K. 1997, *Surface Facilities Management for Thermal Recovery Processes*, SPE Preprint No. 37259, Presentado en el SPE International Thermal and Heavy Oil Symposium, Bakersfield, California, Febrero.
- Himmelblau, D.M. 1972, *Applied Nonlinear Programming*, McGraw Hill Book Co., Nueva York.
- Howell, A.J. 1997, *Optimization Software Revolutionizes the Design and Operation of Oil & Gas Fields*, ASCOPE, Jakarta, Noviembre.
- Instituto Mexicano del Petróleo (1997) "Tercer Foro de Avances de la Industria de la Refinación". México.
- Instituto Mexicano del Petróleo (1998) "Cuarto Foro de Avances de la Industria de la Refinación". México.
- Instituto Mexicano del Petróleo (1991) SIMPROC. Manual de Referencia.
- Instituto Mexicano de Ingenieros Químicos (1998) "XXXVIII Convención Nacional. El Ingeniero Químico camino al Siglo XXI". México.
- Instituto Politécnico Nacional. Centro Nacional de Cálculo (1992) "Simposium Nacional de Computación. Avances y Perspectivas de la Computación". México.
- Kaes, Gerald L. (2000) "Refinery Process Modeling. A Practical Guide to Steady State Modeling of Petroleum Processes". The Athens Printing Company. Estados Unidos de América.
- Kelkar, M. (1998) "Nodal Análisis Workshop" University of Tulsa. Estados Unidos de America.
- Metcalf & Hedí Inc. Tchobanoglous, G. y Burton, F.L. (1991) "Wastewater Engineering. Treatment, Disposal and Reuse" McGraw – Hill, Inc. Estados Unidos de América.
- PEMEX Refinación (1998) "II Seminario de Simuladores de Proceso". México.
- PEMEX Gas y Petroquímica Básica (1998) "1er Seminario Internacional de Optimización y Simulación de Procesos". México.

- Perry, R. H., Green, D. W., Maloney, J. O. (1992) "Manual del Ingeniero Químico" 3ª Edición en Español. McGraw – Hill Interamericana de México S.A. de C.V. México.
- Ried, R. C., Prausnitz, J. M., Sherwood, T. K. (1977) "The Properties of Gases and Liquids". McGraw – Hill Book Company. Estados Unidos de América.
- Simulation Scencies Inc. (2001) DATACON. Manual de Referencia.
- Simulation Scencies Inc. (2001) HEXTRAN. Manual de Referencia.
- Simulation Scencies Inc. (2001) PIPEPHASE. Manual de Referencia.
- Simulation Scencies Inc. (2001) PRO II con PROVISION. Manual de Referencia.
- Swartz L.E. 1989, Data Reconciliation for Generalized Flowsheet Applications.
- Tamhane C. and Mah R.S.H. 1985, Data Reconciliation and Gross Error Detection in Chemical Process Networks, Technometrics., 27 (4): 409.
- Tong H. and Crowe C.M. 1995, Detection of Gross Errors in Data Reconciliation by Principal Component Analysis, AIChE J. 41, 1712.
- Watkins, R. N. (1979) "Petroleum Refinery Distillation" Gulf Publishing Company. Estados Unidos de América.
- Westerberg, A. W., Hutchison, H.P., Motard, R. L. y Winter, P. (1985) "Process Flowsheeting" Cambridge University Press. Reino Unido.