

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

FACULTAD DE INGENIERÍA QUÍMICA Y AGROINDUSTRIA

ESTUDIO DE FACTIBILIDAD TÉCNICA PARA EL AHORRO ENERGÉTICO EN EL PROCESO DE REFINACIÓN DE CRUDO DE LA PLANTA UNIVERSAL DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD DE EP PETROECUADOR

PROYECTO PREVIO A LA OBTENCIÓN DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA

IVETH ALEXANDRA ROMERO LOGROÑO

iveth.rmr@gmail.com

DIRECTOR: ING. MARCELO ALBUJA, MSc.

marcelo.albuja@epn.edu.ec

Quito, agosto 2012

© Escuela Politécnica Nacional 2012
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACIÓN

Yo, Iveth Alexandra Romero Logroño, declaro que el trabajo aquí descrito es de mi autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su Reglamento y por la normativa institucional vigente

Iveth Alexandra Romero Logroño

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por la señorita Iveth Alexandra Romero Logroño, bajo mi supervisión.

Ing. Marcelo Albuja, MSc.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTOS

A Dios, por haberme dado la sabiduría y fuerzas necesarias para culminar con éxito mi carrera universitaria, y por todas las bendiciones recibidas a lo largo de mi vida.

A mis padres, por haberme dado la educación y haberme inculcado el sentido de responsabilidad y constancia. Gracias por su amor fraterno, por sus enseñanzas, y por su guía amorosa a lo largo de toda mi vida.

A mi hermana Diana por ser mi confidente, consejera, mi mejor amiga, mi apoyo incondicional en todo momento.

A mi hermana Cris, por su ejemplo, amor y apoyo a lo largo de toda mi vida.

A mi abuelita Fanny, mi tía Noemí, mi tío John, mi tío Ramiro, mi tía Vicky, mis primos Juan Francisco y Jalile, por su amor incondicional y por haberme enseñado el significado de la palabra familia.

A todos mis tíos, tías, primos y primas, por siempre estar pendientes de mi bienestar.

A mis amigas Fernanda y Renata, por su amistad incondicional y sincera. Gracias por tantos buenos momentos vividos y compartidos, y por su apoyo y palabras de aliento en las situaciones adversas. La amistad que hemos forjado a lo largo de todo este tiempo es única y muy especial. Gracias por hacer más agradable y llevadera la vida.

A mis amigos Marco, Francisco, Andrés, Santiago, Sebastián, Iván, Carlos por su amistad, apoyo y aliento en los momentos felices y más aún en los momentos difíciles.

Gracias al Ing. Marcelo Albuja por la enseñanza desinteresada de sus conocimientos y la guía acertada en la culminación de este proyecto. Más que un profesor es un amigo.

Gracias al Ing. Carlos Altamirano por su valiosísima ayuda en cada aspecto del desarrollo de este trabajo.

Gracias al Ing. Gastón Guerra, por su valioso aporte a este proyecto.

Gracias a mis profesores, en especial a la Ing. Lucía Montenegro, Ing. Omar Bonilla, Ing. Anita Álvarez, Ing. Mario Aldaz, Ing. Mario Sánchez, Ing. Hilda Trujillo, por las valiosas enseñanzas recibidas en mi vida estudiantil pero sobre

todo por sus enseñanzas y apoyo en el corto pero muy gratificante período en el que tuve el honor de trabajar con ustedes.

Gracias a la vida por tantos favores recibidos.

DEDICATORIA

A mi madre, Nidia, por ser el pilar fundamental de mi vida. Te amo ma

ÍNDICE DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	x
INTRODUCCIÓN	xii
1. FUNDAMENTO TEÓRICO	1
1.1. Configuraciones para ahorro de energía en el proceso de precalentamiento de crudo en la industria del petróleo	1
1.1.1. Dispositivos pre-flash para ahorro energético en la unidad de destilación de crudo	2
1.1.1.1. Configuración convencional de refinación de una planta Topping	2
1.1.1.2. Unidad de pre-fraccionamiento o torre pre-flash	4
1.1.1.3. Unidad pre-flash o tambor pre-flash	5
1.1.2. Ubicación del tambor pre-flash dentro del sistema de intercambio calórico	11
1.1.2.1. Tren de precalentamiento con alta temperatura de entrada del tambor pre-flash	16
1.1.2.2. Tren de precalentamiento con baja temperatura de entrada del tambor pre-flash	18
1.2. Simulación en plantas petroleras	19
1.2.1. Simulación en estado estacionario	20
1.2.2. Simulación dinámica	20
1.2.3. Software de Simulación	22
1.2.3.1. Aspen Hysys	22
1.2.3.2. Pro/II	34
1.2.3.3. ChemCad	36
2. METODOLOGÍA	39
2.1. Planta Universal de la Refinería La Libertad: Descripción del proceso actual	39
2.1.1. Tren de precalentamiento de crudo de la planta Universal	39
2.1.2. Calentamiento del crudo	42
2.1.3. Fraccionamiento primario	42
2.2. Simulación del tren de precalentamiento de la planta Universal	47
2.2.1. Recopilación de los datos de caracterización o assay del crudo y de productos derivados obtenidos en la Refinería La Libertad	47
2.2.2. Toma de datos de campo del tren de precalentamiento de crudo de la planta Universal de la Refinería La Libertad	48
2.2.3. Simulación del proceso de precalentamiento de crudo de la Planta Universal	49

	PÁGINA
2.2.3.1. Manejo de Hysys	49
2.2.3.2. Instalación de las corrientes	51
2.2.3.3. Instalación de los equipos	73
2.3. Análisis de los resultados de la simulación	83
2.4. Propuestas de configuraciones alternativas al proceso	83
2.4.1. Alternativa 1: Implementación de una torre pre-flash	83
2.4.2. Alternativa 2: Implementación de un tambor pre-flash	86
2.5. Selección de la mejor alternativa establecida	88
3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	90
3.1. Resultados de la simulación	90
3.2. De las configuraciones alternativas propuestas	91
3.2.1. Alternativa 1: Torre pre-flash	91
3.2.2. Alternativa 2: Tambor pre-flash	94
3.3. De la configuración seleccionada	98
3.4. De las condiciones del horno TH-2	102
3.5. Del desempeño y propiedades de la torre pre-flash y sus componentes	104
4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	110
4.1. Conclusiones	110
4.2. Recomendaciones	112
BIBLIOGRAFÍA	113
ANEXOS	116

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1.	Comparación de desempeño entre el diseño convencional y uno con una unidad pre-flash, para el caso de crudo liviano	8
Tabla 1.2.	Comparación de desempeño entre el diseño convencional y uno con una unidad pre-flash para crudo pesado	10
Tabla 1.3.	Descripción de la aplicación de las ecuaciones de estado Disponibles en Hysys	29
Tabla 1.4.	Descripción de los modelos de actividad disponibles en Hysys	31
Tabla 1.5.	Casos recomendados para la aplicación de los modelos de Chao Seader y Grayson Streed	33
Tabla 1.6.	Descripción de los modelos de presión de vapor disponibles en Hysys	34
Tabla 1.7.	Módulos existentes en el programa ChemCAD y sus aplicaciones	36
Tabla 2.1.	Datos de campo del tren de precalentamiento de crudo. Proceso Diesel/Mezcla	48
Tabla 3.1.	Condiciones de la corriente de crudo (CROUT) a la salida del tren de precalentamiento de crudo	90
Tabla 3.2.	Condiciones de las corrientes de entrada y salida de la torre Pre-flash propuesta	92
Tabla 3.3.	Especificaciones físicas y operacionales de la torre pre-flash propuesta	92
Tabla 3.4.	Especificaciones físicas del condensador parcial de vapores de cima de la torre pre-flash propuesta	93
Tabla 3.5.	Detalle de los platos perforados internos a la torre pre-flash propuesta	94
Tabla 3.6.	Especificaciones del tambor pre-flash propuesto para mínima obtención de vapor	95
Tabla 3.7.	Condiciones de operación del tambor pre-flash para mínima separación de vapor	95

	PÁGINA
Tabla 3.9. Condiciones operacionales del tambor pre-flash propuesto para máxima separación de vapor	96
Tabla 3.10. Influencia de las configuraciones propuestas sobre la termodinámica del proceso de refinación de crudo	98
Tabla 3.11. Composición del vapor separado en el tambor pre-flash propuesto	99
Tabla 3.12. Condiciones del fondo de la torre pre-flash seleccionada	101
Tabla 3.13. Desempeño por zonas del horno TH-2 para la torre pre-flash seleccionada	103
Tabla 3.14. Comparación del desempeño energético del horno TH-2 para las condiciones actuales de operación y para las condiciones estudiadas	104
Tabla 3.15. Valores de temperatura por plato de la torre pre-flash seleccionada	107
Tabla 3.16. Valores de presión por plato de la torre pre-flash seleccionada	107
Tabla 3.17. Especificaciones operacionales de la torre pre-flash seleccionada	108
Tabla 3.18. Especificaciones físicas de los equipos auxiliares de la torre pre-flash seleccionada	108

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1.	Configuración convencional de una planta Topping para refinación de crudo	3
Figura 1.2.	Configuración básica de una planta con Unidad de Pre-fraccionamiento de crudo o Torre Pre-flash	5
Figura 1.3.	Configuración básica de una planta con Unidad Pre-flash de Crudo o Tambor Pre-flash	6
Figura 1.4.	Comparación de la distribución del vapor y del líquido en los platos de la columna al implementar una unidad pre-flash para fraccionamiento de crudo liviano	9
Figura 1.5.	Disposición típica del tambor pre-flash en un tren de intercambio de calor	12
Figura 1.6.	Cantidad de vaporización para diferentes temperaturas de entrada al tambor pre-flash	13
Figura 1.7.	Incremento de la temperatura de salida del horno para diferentes temperaturas de entrada al tambor pre-flash	14
Figura 1.8.	Efecto de la ubicación del tambor pre-flash en el diagrama Temperatura – Entalpía	15
Figura 1.9.	Configuración típica del tren de precalentamiento de crudo con alta temperatura de entrada al tambor pre-flash	17
Figura 1.10.	Configuración típica del tren de precalentamiento de crudo con baja temperatura de entrada al tambor pre-flash sin tren de precalentamiento frío	19
Figura 1.11.	Elementos básicos de la interfaz de Hysys	23
Figura 1.12.	Interfaz del ambiente <i>Basis Environment</i>	25
Figura 1.13.	Interfaz del ambiente <i>Oil Environment</i>	26
Figura 1.14.	Interfaz del ambiente <i>Simulation Environment</i>	27
Figura 1.15.	Ventana del ambiente de manejo de datos termodinámicos de PRO/II	35
Figura 1.16.	Interfaz gráfica y componentes de ChemCAD para un caso de Simulación en el módulo de estado estacionario	38

	PÁGINA
Figura 2.1. Diagrama del tren de precalentamiento de crudo de la planta Universal	41
Figura 2.2. Diagrama de flujo del proceso de refinación de crudo de la planta Universal	46
Figura 2.3. Diagrama de flujo para la simulación en Hysys del preproceso de precalentamiento de crudo de la planta Universal de RLL	50
Figura 2.4. Creación de un caso nuevo en la interfaz de Hysys	51
Figura 2.5. Creación de la lista de componentes para el nuevo caso creado en Hysys	52
Figura 2.6. Selección de los componentes para el nuevo caso en Hysys	53
Figura 2.7. Interfaz de la opción <i>Fluid Pkgs</i> para creación de un nuevo paquete de fluidos en Hysys	54
Figura 2.8. Selección de la ecuación de estado para definir el paquete de fluidos	55
Figura 2.9. Interfaz del <i>Simulation Basis Manager</i> cuando se ha definido los componentes y el paquete de fluidos para el nuevo caso de simulación	56
Figura 2.10. Interfaz <i>Oil Manager</i>	57
Figura 2.11. Interfaz del <i>Oil Environment</i>	58
Figura 2.12. Selección del tipo de propiedades intensivas para la caracterización a definir en Hysys	59
Figura 2.13. Ingreso de las propiedades intensivas disponibles en la caracterización para el corte nafta liviana	60
Figura 2.14. Selección del tipo de datos de <i>assay</i> para el corte de nafta liviana	61
Figura 2.15. Datos del ensayo de destilación ingresados para el corte de nafta liviana	62
Figura 2.16. Barra de estado que indica la caracterización correcta del assay del corte de nafta liviana	63
Figura 2.17. Interfaz para la opción Cut/Blend en el ambiente <i>Oil Environment</i>	64
Figura 2.18. Creación de la mezcla (blend) NL1 de la corriente nafta liviana	65

	PÁGINA
Figura 2.19. Cálculo e instalación de la corriente caracterizada nafta liviana	66
Figura 2.20. Assays calculados y disponibles en el ambiente <i>Oil Environment</i>	67
Figura 2.21. Corrientes disponibles para su <i>Cut/Blend</i> en el ambiente <i>Oil Environment</i>	68
Figura 2.22. Corrientes calculadas e instaladas en el ambiente <i>Oil Environment</i>	69
Figura 2.23. Ícono para ingresar al <i>Simulation Environment</i> desde el ambiente <i>Simulation Basis Manager</i>	70
Figura 2.24. Interfaz del PFD con las corrientes caracterizadas en el <i>Simulation Basis Manager</i>	71
Figura 2.25. Ingreso de variables para la caracterización de la corriente nafta liviana	72
Figura 2.26. Instalación de un mezclador	73
Figura 2.27. Definición de las corrientes de entrada y salida del mezclador	74
Figura 2.28. Selección de un intercambiador de calor	75
Figura 2.29. Intercambiador de calor instalado en el PFD del proceso	76
Figura 2.30. Ventana de propiedades del intercambiador de calor instalado	77
Figura 2.31. Definición del modelo de funcionamiento del intercambiador de calor instalado	78
Figura 2.32. Dimensionamiento del intercambiador de calor instalado	79
Figura 2.33. Definición de tipo TEMA del intercambiador	80
Figura 2.34. Dimensionamiento de la coraza del intercambiador de calor	81
Figura 2.35. Dimensionamiento del lado de los tubos del intercambiador de calor	82
Figura 2.36. Diagrama básico de la configuración propuesta con la implementación de una torre pre-flash en la unidad de destilación atmosférica de RLL	85
Figura 2.37. Diagrama de la configuración propuesta con la implementación de un tambor pre-flash en la unidad de destilación atmosférica RLL	87

	PÁGINA
Figura 3.1. Distribución del flujo neto molar por plato en la columna CV-1 con implementación de un tambor pre-flash en el Proceso de refinación	97
Figura 3.2. Perfil de temperatura de la torre pre-flash seleccionada	105
Figura 3.3. Perfil de presión de la torre pre-flash seleccionada	106

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Softwares de simulación	117
ANEXO II Información Refinería La Libertad	124
ANEXO III Tren de precalentamiento de crudo simulado	138
ANEXO IV Clasificación del crudo	142
ANEXO V Configuración propuesta A: Torre pre-flash	143
ANEXO VI Configuración propuesta B: Tambor pre-flash	157

RESUMEN

El objetivo del presente trabajo fue el proponer configuraciones alternativas técnicamente factibles al actual esquema de refinación de la Planta Universal de Refinería La Libertad, que permitan un ahorro energético en el proceso de refinación de crudo.

Para ello se ensayó, en primera instancia, el comportamiento actual del tren de precalentamiento de crudo, para establecer los parámetros característicos y las condiciones de operación de la corriente de crudo objeto de estudio.

Una vez establecidas las condiciones y parámetros, se formularon y estudiaron dos propuestas de alternativas para la reconfiguración del proceso: implementación de una torre pre-flash de platos, e implementación de un tambor pre-flash, ubicados ambos dispositivos entre el tren de precalentamiento de crudo y el horno.

Con la implementación de la configuración del tambor pre-flash se obtuvo un ahorro de energía en el proceso de refinación equivalente a una disminución de 9,2% en la carga del horno.

Sin embargo, el vapor separado en el tambor pre-flash no cumplió con las características necesarias para ser considerado producto terminado, por lo que fue necesaria su inyección a la corriente de alimentación de la torre fraccionadora principal.

Por otro lado, con la implementación de la torre pre-flash se logró una disminución en la carga al horno de 8,95%, registrándose una temperatura de 110°C en la cabeza de la torre, razón por la que fue posible considerar al vapor proveniente del pre-flash como un producto terminado de interés conocido como "rubber solvent".

En la simulación de ésta alternativa y de la otra alternativa considerada, todos los equipos actuales de la Planta Universal se mantuvieron sin ningún cambio, cumpliendo así con los requerimientos de este trabajo.

Sobre estos hallazgos se concluyó que la mejor alternativa, entre las dos estudiadas, es la implementación de una torre pre-flash de platos por haberse obtenido, como se ha dicho, dos notables beneficios que son: (1) La disminución de la carga del horno en 8,95%, y (2) la obtención de rubber solvent a razón de 5,6 m³/h, equivalente a 845 BPD aproximadamente.

INTRODUCCIÓN

La industria del petróleo es una de las industrias que, a pesar de su antigüedad, ha mantenido casi invariable su diseño de funcionamiento inicial.

Desde sus comienzos ha exhibido básicamente la misma configuración de refinación: Una columna de destilación con despojadores laterales y circuitos de reflujo a la que se alimenta el crudo previamente calentado.

Este esquema convencional de refinación apareció hace aproximadamente 73 años (Miller y Osborne, 1938) y es hasta ahora el diseño utilizado en la industria de la refinación atmosférica.

El proceso de fraccionamiento de crudo es uno de los procesos de la industria química que más energía consume, con un consumo estimado de combustible equivalente al 2%, llegando hasta el 10% del total de crudo procesado (Bagajewicz y Ji, 2001).

Ésta es la razón y el interés por encontrar alternativas que permitan optimizar el uso de la energía en la planta RLL.

Uno de los métodos para la optimización energética del proceso de refinación incluye la modificación de la configuración del conjunto de destilación. Dentro de este método se encuentra el empleo de dispositivos pre-flash, ya sea un tambor o una columna, para el ahorro de energía en plantas de destilación de crudo.

La Refinería de La Libertad (RLL) está formada por tres plantas: Planta Universal, Planta Parsons y Planta Cautivo.

Cada una de estas plantas está diseñada para procesar crudo local y crudo oriente.

La Planta Universal es una planta básica del tipo Topping, que consta de dos unidades que son: tren de precalentamiento de crudo y destilación primaria. Los productos obtenidos de esta planta son, o rubber solvent o gasolina base,

dependiendo de la temperatura de cima de la torre fraccionadora; destilado, diesel y crudo reducido, los cuales se obtienen de todas maneras.

Como ya se ha dicho, en este proceso, se considera al horno como uno de los cuellos de botella que impiden el incremento de la capacidad de producción de la RLL. Por esta razón, el objetivo principal del presente trabajo es investigar la factibilidad tecnológica de disminuir el caudal de crudo que va hacia el horno en la presente configuración de producción de la RLL.

Esto se realizaría mediante la separación de la corriente precalentada que, pasando totalmente por una torre de pre-flash se dividiría en dos, constituyendo la corriente que saldría de la cima de la torre el producto rubber solvent, mientras que la otra corriente se alimentaría hacia el horno desde donde sería alimentada a la torre de fraccionamiento.

Otra alternativa que se investiga en este trabajo es la instalación de un tambor pre-flash, que se colocaría entre el tren de precalentamiento y el horno.

En este último caso, la corriente de vapor que saldría del tambor se alimentaría a la torre fraccionadora, y la otra se enviaría al horno.

En el actual trabajo se presentan, en primera instancia, los resultados del análisis mediante simulación en Hysys del comportamiento de la configuración actualmente instalada en la RLL. Hysys es un software creado por Aspen Technology para la simulación computacional de plantas químicas y refinerías de petróleo, así como para la simulación de varios tipos de equipos de ingeniería química (Aspen Technology, 2012).

Después de analizar estos resultados se estudian las dos configuraciones mencionadas anteriormente.

En cada uno de las alternativas estudiadas se utilizan las propiedades termofísicas de las corrientes, que se obtuvieron mediante determinaciones de campo realizadas por la autora.

1. FUNDAMENTO TEÓRICO

1.1 CONFIGURACIONES PARA AHORRO DE ENERGÍA EN EL PROCESO DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO EN LA INDUSTRIA DEL PETRÓLEO

Como se sabe, todos los procesos de refinación de petróleo requieren, en general, de las siguientes unidades de proceso (Nelson, 1958):

- Calderas u otros calentadores,
- Torres de fraccionamiento,
- Despojadores,
- Intercambiadores de calor,
- Condensadores y enfriadores,
- Bombas y líneas de conexión,
- Tanques de almacenamiento y acumuladores,
- Instrumentación.

Sin embargo, para incorporar cualquiera de estas unidades al procesamiento de un crudo específico, siempre se deben tomar en cuenta algunos aspectos, como por ejemplo:

- Rango de ebullición del crudo
- Análisis químico del crudo a tratar
- Estabilidad térmica del crudo.
- Especificaciones de los productos a obtener.

El proceso de fraccionamiento de crudo consume un equivalente en combustible de entre 2 a 10% del total de crudo procesado (Bagajewicz y Ji, 2001). Por esta razón, el interés por encontrar alternativas que permitan optimizar energéticamente los procesos ya existentes, ha sido considerable.

Este aspecto constituye parte importantísima de este trabajo, que busca determinar cuál de las dos alternativas planteadas sería la más conveniente.

La idea de este trabajo se basa en obras de otros autores (Errico *et al.*, 2009), que consideraron, entre otras, las configuraciones que se analizan en este proyecto.

1.1.1 DISPOSITIVOS PRE-FLASH PARA AHORRO ENERGÉTICO EN LA UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE CRUDO

Los dispositivos pre-flash por su naturaleza afectan directamente la demanda de energía de la unidad de fraccionamiento.

Para entender apropiadamente la influencia de uno de estos dispositivos es necesario describir, en primer lugar, la configuración actual del proceso convencional de refinación de una planta topping.

1.1.1.1 Configuración Convencional de Refinación de una Planta Topping.

El proceso de refinación más elemental que se conoce incluye una unidad atmosférica de fraccionamiento así como otras unidades periféricas. Esto se muestra en la figura 1.1.

Los productos obtenidos mediante este tipo de configuración son nafta pesada, kerosene, diesel y gasoil. El residuo resultante, conocido como crudo reducido, se utiliza como combustible para los equipos periféricos a la unidad de fraccionamiento atmosférico.

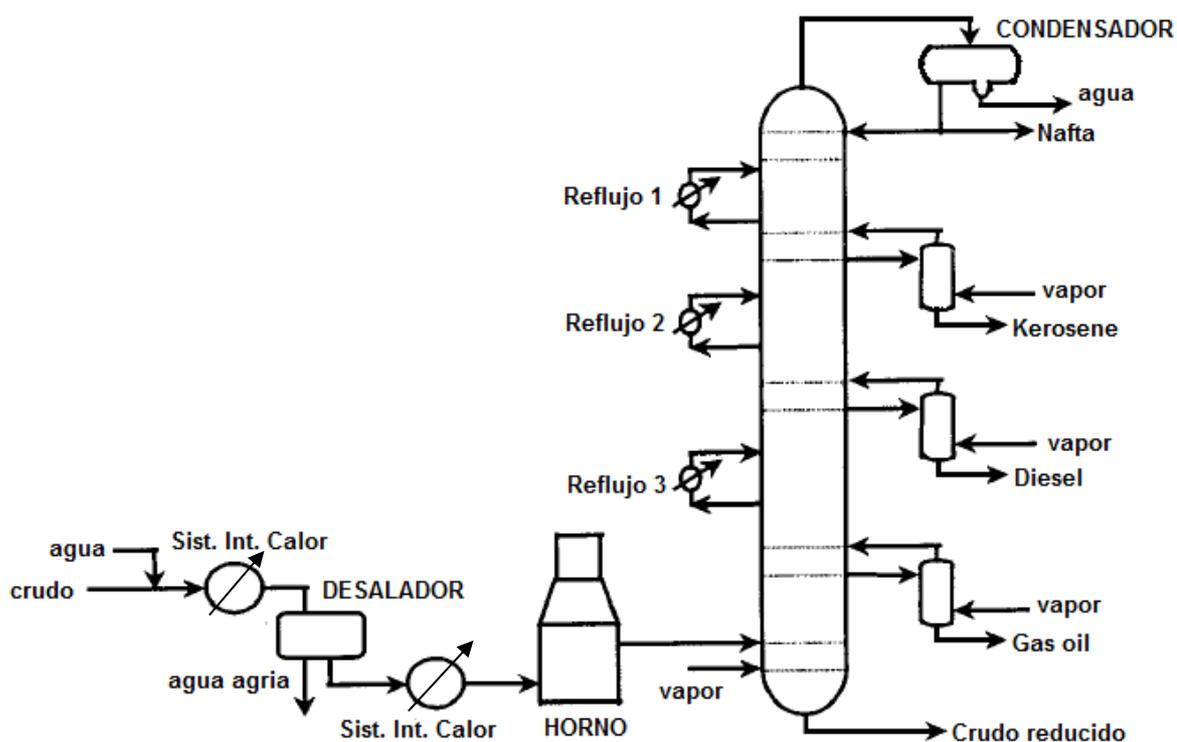


Figura 1.1. Configuración convencional de una planta topping para refinación de crudo (Bagajewicz y Ji, 2001)

El proceso convencional de refinación que se muestra en la figura anterior consiste, como puede observarse, de una columna de destilación con despojadores laterales y circuitos de reflujo (pump-arounds). Apareció hace aproximadamente 73 años (Miller y Osborne, 1938) y es, hasta ahora, el que se utiliza en la industria.

En términos generales, en este proceso el crudo se precalienta mediante intercambiadores antes de ingresar al desalador, donde se remueve la mayor cantidad del agua contenida en el crudo.

El crudo desalado ingresa a un segundo tren de intercambiadores donde recibe el calor de las corrientes que salen de la columna. Estos trenes de intercambiadores utilizan, como se ha sugerido, los vapores del condensador de la columna principal, las corrientes de los circuitos de reflujo (pump-arounds), y las corrientes de productos que deben ser enfriadas.

El número de intercambiadores de calor que pueden utilizarse depende, indudablemente, de las necesidades específicas del proceso.

El crudo pre-calentado ingresa al horno donde se calienta hasta aproximadamente 340 – 370 °C, obteniéndose un flujo heterogéneo, mezcla de líquido y vapor. Esta última temperatura no debe superarse para evitar el craqueo de la corriente que se envía a la torre fraccionadora.

Finalmente, esta corriente parcialmente vaporizada se alimenta al plato de la columna de fraccionamiento que le corresponde en temperatura.

En plantas completas, además de la destilación atmosférica se aplican operaciones de craqueo y operaciones al vacío. En ellas el crudo que ingresa puede precalentarse a expensas de productos de estas operaciones, que se encuentran a temperaturas relativamente altas.

En casos como los citados, el crudo puede alcanzar temperaturas de entre 316 y 343 °C, sólo mediante los trenes de intercambio.

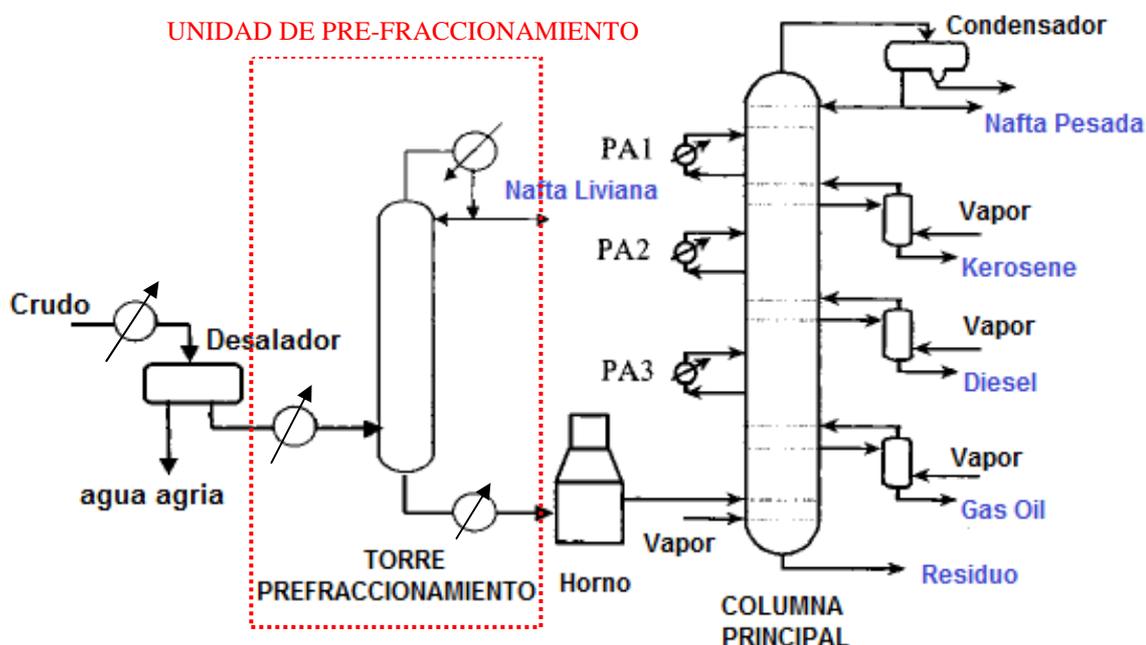
En estos casos la energía necesaria para vaporizar parcialmente el crudo se suministra totalmente en los hornos, que necesariamente se diseñan para minimizar la pérdida de energía al medio ambiente.

1.1.1.2 Unidad de Pre-fraccionamiento o torre pre-flash

Consiste en la adición de una columna de fraccionamiento ubicada entre el primer tren de precalentamiento, denominado así al sistema de intercambiadores de calor ubicados después del desalador, y el horno. Esta unidad se denomina, en la industria, torre de pre-fraccionamiento o torre pre-flash, como se puede apreciar en la figura 1.2.

Los productos livianos obtenidos de la torre de pre-fraccionamiento no se envían a la columna de fraccionamiento atmosférico ya que, por sus características, se consideran como productos terminados para la venta.

La configuración típica de una planta con torre de pre-fraccionamiento se puede observar en la figura 1.2.



PA: Pump-around

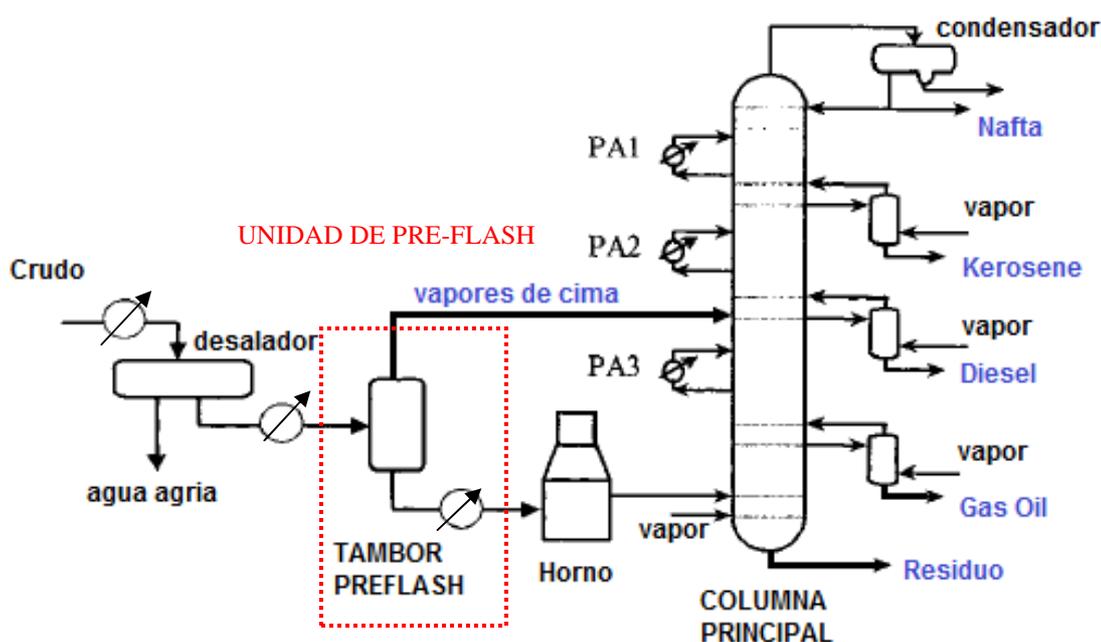
Figura 1.2. Configuración Básica de una planta con Unidad de Pre-fraccionamiento de Crudo, o Torre Pre-flash
(Bagajewicz y Ji, 2001)

1.1.1.3 Unidad Pre-flash o tambor pre-flash

Esta planta contiene un tambor pre-flash que se coloca después del primer tren de intercambiadores, que se encuentra antes del horno. Esto se muestra en la figura 1.3.

El principal propósito del tambor pre-flash es evitar el consumo de energía que implicaría el innecesario calentamiento de los componentes más livianos del crudo en el horno. Estos componentes, que salen del tambor en forma de vapor se inyectan -en este esquema- directamente en el plato apropiado de la columna principal. Esto se puede observar en la figura 1.3

Esta configuración reduce la demanda de energía calórica de la unidad de destilación y obtiene un mejor desempeño hidráulico del sistema de intercambio de calor porque las caídas de presión del vapor en la tubería que une la parte superior del tambor con la torre son menores que si se tuviera que transferir líquido (Errico *et al.*, 2009).



PA: Pump-around

Figura 1.3. Configuración Básica de una planta con Unidad Pre-flash de Crudo o Tambor Pre-flash
(Bagajewicz y Ji, 2001)

En general, se considera que la mejor ubicación de estas unidades pre-flash es corriente abajo del proceso de desalado para remover, junto con los componentes livianos, el agua de arrastre que puede causar corrosión en los demás equipos, y además, para evitar la vaporización del crudo en la línea de paso al horno, lo que provocaría un fluido de dos fases a través de las válvulas de control de flujo afectando su correcto funcionamiento e incluso una posible formación de coque en el horno (Yahyaabadi, 2006).

Estudios realizados (Yahyaabadi, 2006; Ji y Bagajewicz, 2002) consideran las limitaciones hidráulicas relacionadas con la caída de presión de las unidades propuestas debido a incrustaciones provocadas por el asentamiento de sal contenida en el agua de arrastre desde el desalador. Además, indican que la implementación de un tambor pre-flash justo después del desalador permite controlar la presión de trabajo de los intercambiadores de calor ubicados entre dicho tambor pre-flash y el horno, pues su caída de presión tiende a incrementarse rápidamente debido a las ya nombradas incrustaciones. Por esta razón, al implementar un tambor pre-flash, no son necesarios nuevos equipos para lograr un incremento en el ahorro energético en todo el sistema de intercambio de calor.

En el caso del tambor pre-flash, es necesario tomar en cuenta que la presencia de componentes livianos en la corriente de alimentación de crudo, crudo oriente o local, o mezcla para el caso de la RLL, logra que el efecto de arrastre dentro de la columna de destilación se incremente, favoreciendo con esto la separación del gas oil del residuo.

Sea el que fuere el caso se debe tener presente que nunca se debe sacrificar calidad a expensas de ahorro de energía.

En el estudio realizado por Ji y Bagajewicz (2002) se compara el efecto sobre la obtención de productos de la inclusión de una torre pre-flash o de un tambor pre-flash, para un crudo liviano y uno pesado.

En el mencionado estudio, como la intención es además minimizar el consumo de energía, en un primer análisis se omitieron los circuitos de recirculación en la unidad pre-flash, tanto para el caso de crudo liviano como para crudo pesado, con el objetivo de analizar los efectos de la temperatura del tambor pre-flash y la alimentación de vapor proveniente del tambor pre-flash a la columna, en la eficiencia de distribución de calor de los circuitos de reflujo.

En el caso de estudio citado, la temperatura del tambor pre-flash es 163 °C y el plato de alimentación del vapor corresponde al plato 15, porque la concentración

del vapor en este plato es la que más se asemeja a la composición del vapor proveniente del tambor pre-flash.

Como resultado del estudio se obtuvo una ligera disminución en el consumo de energía para la configuración con unidad pre-flash incorporada, en comparación con la unidad de destilación convencional. Los circuitos de reflujo influyen sobre la recuperación de energía, pero su efecto sobre el rendimiento de obtención de productos es leve. El consumo de energía mostrado en la tabla 1.1, disminuye al implementar los circuitos de recirculación. Además, en el estudio se observa que la cantidad de productos obtenidos presenta una ligera disminución para el caso de la unidad pre-flash, a excepción del residuo el cual se incrementa como resultado de la disminución de los puntos finales de agotamiento existentes en la zona flash de la columna atmosférica. Asimismo, para la unidad pre-flash existe una leve disminución de los cortes de productos. Los resultados de este estudio se resumen en la tabla 1.1.

Tabla 1.1. Comparación de desempeño entre el diseño convencional y uno con una unidad pre-flash, para el caso de crudo liviano

	Unidad Convencional	Unidad Pre-flash
Nafta, m ³ /h	249,6	249,3
Kerosene, m ³ /h	144,1	143,9
Diesel, m ³ /h	70,5	69,7
Gas Oil, m ³ /h	118,6	101,9
Residuo, m ³ /h	212,5	230,6
Cortes de Productos, °C		
Nafta – Kerosene	25,1	24,5
Kerosene – Diesel	5,0	3,2
Diesel – Gas Oil	0,6	-0,9
Calentamiento requerido, MW	103,6	97,3
Consumo Energético, MW	113,0	106,8

(Ji y Bagajewicz, 2002)

Debido a que el calor que ingresa a la columna de fraccionamiento principal a través de la corriente de alimentación disminuye, se observa una disminución del flujo de vapor y de líquido, como se aprecia en la figura 1.4. Por lo tanto, al implementar la unidad pre-flash a la unidad convencional de destilación y omitir los circuitos de recirculación, la cantidad de productos obtenidos se ve afectada debido a que estos circuitos tienen efecto sobre la recuperación y aprovechamiento de energía, pero su efecto sobre el rendimiento de productos es muy leve. (Bagajewicz, 1998)

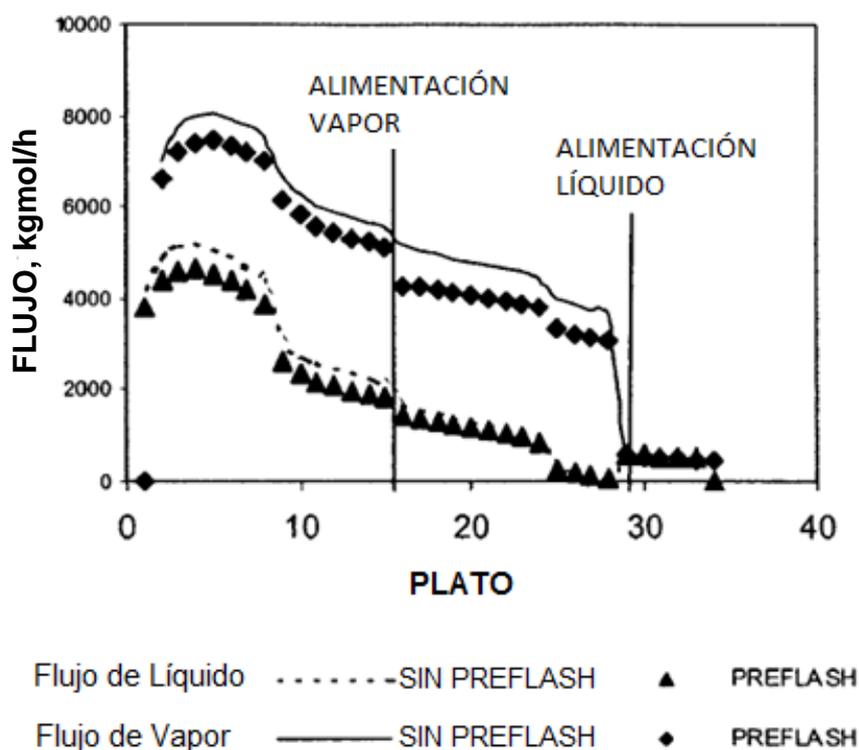


Figura 1.4. Comparación de la distribución del vapor y del líquido en los platos de la columna principal al implementar una unidad pre-flash para fraccionamiento de crudo liviano
(Ji y Bagajewicz, 2002)

Como se puede observar en la tabla 1.2 para el caso del crudo pesado, se observa que la disminución en el consumo energético para la unidad pre-flash es muy leve. Debido a que el crudo pesado contiene menor cantidad de

componentes livianos, la vaporización en el tren de precalentamiento no es severa y puede ser sustituida por vaporización a presiones moderadas.

Además, la separación flash de crudo a la temperatura de 163 °C no produce mucho vapor y desde el punto de vista de ahorro energético, una cantidad tan pequeña de vapor desde el horno hacia la columna no produce una disminución significativa de su carga térmica.

Por lo tanto, no se justifica la implementación de una unidad pre-flash o unidad de pre-fraccionamiento para crudo pesado (Miller y Osborne, 1938). En la tabla 1.2 se presenta la comparación de desempeño entre el diseño convencional y uno con una unidad pre-flash para crudo pesado.

Tabla 1.2. Comparación de desempeño entre el diseño convencional y uno con unidad pre-flash para crudo pesado

	Unidad Convencional	Unidad Pre-flash
Nafta, m ³ /h	54,5	54,2
Kerosene, m ³ /h	47,9	48,4
Diesel, m ³ /h	71,1	70,8
Gas Oil, m ³ /h	28,8	26,4
Residuo, m ³ /h	593,0	595,4
Cortes de Productos, °C		
Nafta – Kerosene	19,8	18,6
Kerosene – Diesel	1,3	1,0
Diesel – Gas Oil	-5,6	-5,1
Calentamiento requerido, MW	101,3	100,5
Consumo Energético, MW	106,5	105,8

(Ji y Bagajewicz, 2002)

1.1.2 UBICACIÓN DEL TAMBOR PRE-FLASH DENTRO DEL SISTEMA DE INTERCAMBIO CALÓRICO

Al emplear un tambor pre-flash dentro del tren de intercambio calórico, es común que se presenten diversos problemas.

En algunos casos, la inclusión del tambor pre-flash dentro del tren de precalentamiento de crudo presenta problemas relacionados con la disminución de la transferencia de calor y el aumento en la caída de presión de los equipos del tren de intercambio. Estos problemas pueden reducir el rendimiento de la unidad y, en el peor de los casos, pueden resultar en la paralización de la unidad para limpieza química y/o mecánica, u otros procesos de mantenimiento mandatorios. Por estas razones, es necesario estudiar la ubicación ideal del tambor pre-flash, misma que puede ser después del desalador y antes del horno con diferentes valores de temperatura de alimentación al tambor, dentro del tren de intercambio calórico de la unidad completa de destilación atmosférica (Yahyaabadi, 2006).

Para un típico tren de precalentamiento con un tambor pre-flash en él, es posible dividir al tren de intercambio en tres sub sistemas, tren de precalentamiento antes del desalador, entre el desalador y el tambor pre-flash, conocido como tren de precalentamiento frío (CPT) y entre el tambor pre-flash y el horno, conocido como tren de precalentamiento caliente (HPT).

No es factible colocar al tambor pre-flash antes del desalador debido a que el rango de temperatura de desalado del crudo está entre 90 y 150 °C, temperaturas demasiado bajas para lograr una separación flash en el tambor; razón por la cual en el estudio realizado por Yahyaabadi (2006), se analiza la ubicación del tambor pre-flash para obtener temperaturas de alimentación al tambor entre 130 – 250 °C temperaturas logradas al ubicar al dispositivo después del desalador y antes del horno.

La posición del tambor pre-flash después del desalador y antes del horno, como se ilustra en la figura 1.5, no tiene ningún efecto en el trabajo del tren de precalentamiento frío, en el trabajo del tren de precalentamiento caliente, ni en el trabajo del horno pero sí lo tiene sobre la caída de presión del horno.

Se debe tomar en cuenta que el posicionar al tambor pre-flash entre los diferentes sub sistemas de intercambio de calor altera al tren de precalentamiento frío y al tren de precalentamiento caliente en sus valores de entalpía, presión y temperatura simultáneamente. Para evaluar el efecto de la posición del tambor pre-flash sobre la carga térmica del horno atmosférico, es necesario analizar la cantidad de vaporización obtenida en el tambor pre-flash (Yahyaabadi, 2006).

En un típico tren de intercambio de calor, el tambor pre-flash está ubicado después del desalador, como se muestra en la figura 1.5.

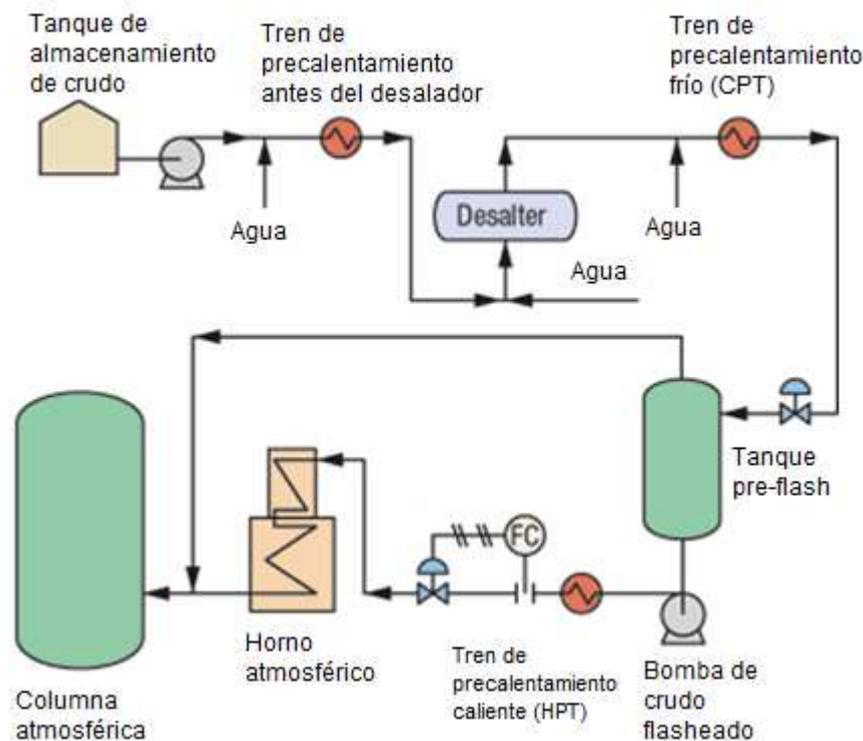


Figura 1.5. Disposición típica del tambor pre-flash en un tren de intercambio de calor. (Yahyaabadi, 2006)

Por otro lado, en un flash adiabático, el volumen de vaporización en el tambor pre-flash depende directamente de la temperatura de la alimentación, como se observa en la figura 1.6. Si la temperatura de la alimentación es alta, entonces el porcentaje de vaporización es alto y la cantidad de líquido que pasa al horno disminuye, siendo además más pesado.

Conjuntamente, para mantener constante la temperatura de alimentación a la columna de destilación atmosférica, es primordial mantener una adecuada relación entre la temperatura del vapor del tambor pre-flash y la temperatura de salida del horno. Mientras la temperatura del vapor del tambor pre-flash sea más baja que la temperatura de salida del horno y con una tasa creciente de vaporización en el tambor pre-flash, se requiere una mayor temperatura de salida en el horno.

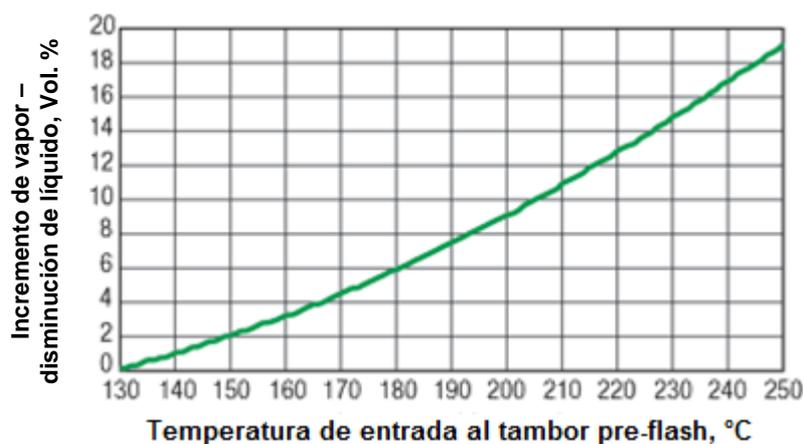


Figura 1.6. Cantidad de Vaporización para diferentes temperaturas de entrada del tambor pre-flash.
(Yahyaabadi, 2006)

La figura 1.7 ilustra el incremento de la temperatura de salida del horno para diferentes temperaturas de alimentación al tambor pre-flash para mantener constante la temperatura de alimentación a la columna de destilación atmosférica.

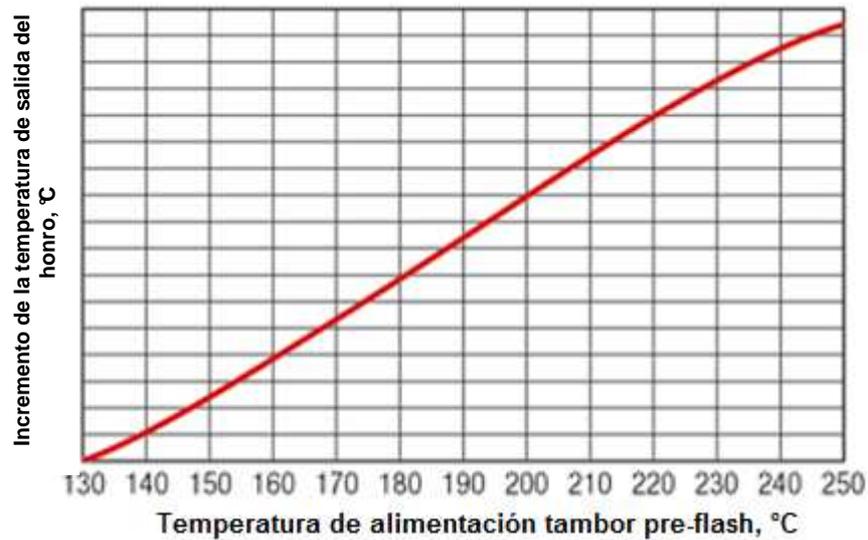


Figura 1.7. Incremento de la temperatura de salida del horno para diferentes temperaturas de entrada al tambor pre-flash.
(Yahyaabadi, 2006)

Para analizar el efecto de la ubicación del tambor pre-flash en el tren de precalentamiento de crudo, es necesario considerar el diagrama Temperatura-Entalpía, como el presentando en la figura 1.8. En base al porcentaje de vaporización logrado en el tambor pre-flash, existe una diferencia entre la temperatura de entrada y la temperatura de salida del tambor, y el incrementar la temperatura de entrada al tambor pre-flash produce un aumento en esta diferencia de temperaturas. Se analiza dos casos, temperatura de entrada al tambor pre-flash de 130 °C y 250 °C. Para ambos cas os, la diferencia de temperaturas mínima óptima es 20 °C.

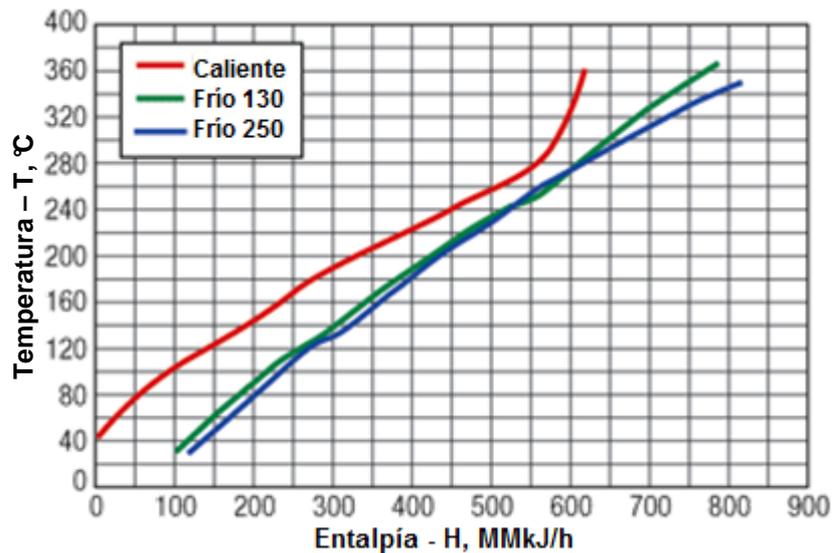


Figura 1.8. Efecto de la ubicación del tambor pre-flash en el diagrama Temperatura – Entalpía.
(Yahyaabadi, 2006)

La potencia mínima requerida por el horno resulta ser diferente para los dos casos. Para una temperatura de entrada al tambor pre-flash de 130 °C es aproximadamente 10.8% mayor que para 250 °C. Además, la potencia mínima requerida para el tren de precalentamiento frío es diferente. Para una temperatura de entrada al tambor pre-flash de 250 °C la potencia es 18.1% menor que para 130 °C.

De igual manera, la cantidad de intercambio calórico es diferente para cada proceso.

Para una temperatura de entrada al tambor pre-flash de 250 °C el intercambio calórico es aproximadamente 3.7% mayor que para 130 °C.

Finalmente, dado que la curva para el caso de 250 °C está más cerca a la curva que representa el tren de precalentamiento caliente, el área mínima requerida para el intercambio calórico es mayor que para 130 °C con una diferencia de aproximadamente 10%. A pesar que las diferencias en la potencia requerida y en el área de intercambio son pequeñas y dependen de parámetros económicos, los costos anuales para ambos casos es casi el mismo.

Aparte de estos aspectos, es necesario considerar los problemas independientes que presenta un tren de intercambio calórico con alta o baja temperatura de entrada del tambor pre-flash.

1.1.2.1 Tren de Pre calentamiento con Alta Temperatura de Entrada del Tambor Pre-flash.

El diagrama del tren de pre calentamiento de la figura 1.5, muestra una ubicación típica del tambor pre-flash.

Como se puede apreciar, la configuración de la figura 1.5 requiere de dos bombas: una para impulsar el crudo desde el tanque de almacenamiento hacia el primer tren de intercambiadores, y otra para alimentar el crudo flasheado al horno.

Para el caso de un tren de intercambio calórico con alta temperatura de alimentación al tambor pre-flash, generalmente se requiere el equipamiento de una bomba adicional elevadora de presión, debido a las limitaciones tecnológicas ocurridas en el desalado de crudo.

El crudo proveniente del desalador contiene algo de agua con un considerable contenido de sal, que la corriente de crudo arrastra. Como debido a la temperatura el agua se evapora, su concentración sube hasta provocar la saturación y la consecuente sedimentación de sal.

Debido a que la temperatura en la pared de los tubos de los intercambiadores es mayor que la temperatura en el centro de ellos, la vaporización y la sedimentación sucederán primero en los tubos.

La sedimentación de sal en las paredes de los tubos de los intercambiadores de calor aumentará los depósitos de sal en ellos, incrementándose la caída de presión del tren de pre calentamiento frío y de continuar el incremento de la caída de presión hasta valores inaceptables, es necesario inyectar agua para disolver la sal, causa de la caída de presión, y disminuirla.

Deben establecerse las condiciones termodinámicas adecuadas de presión y temperatura para que la inyección de agua en el tren de precalentamiento frío disuelva las sales sedimentadas.

Si se emplea una bomba elevadora de presión, la presión de descarga de la bomba debe ser la necesaria para vencer la caída de presión en el tren de intercambio, más la presión requerida para evitar la vaporización de agua en el último intercambiador de calor del tren antes del tambor pre-flash.

De acuerdo a esta idea, se deberían emplear *tres* bombas: la primera para cargar el crudo; la segunda para elevar la presión antes del tren de calentamiento; y la tercera para enviar el crudo no flasheado al horno y, como no podría ser de otra manera, los intercambiadores del tren de precalentamiento de crudo deben especificarse para las presiones de operación. Las bombas se muestran en la figura 1.9.

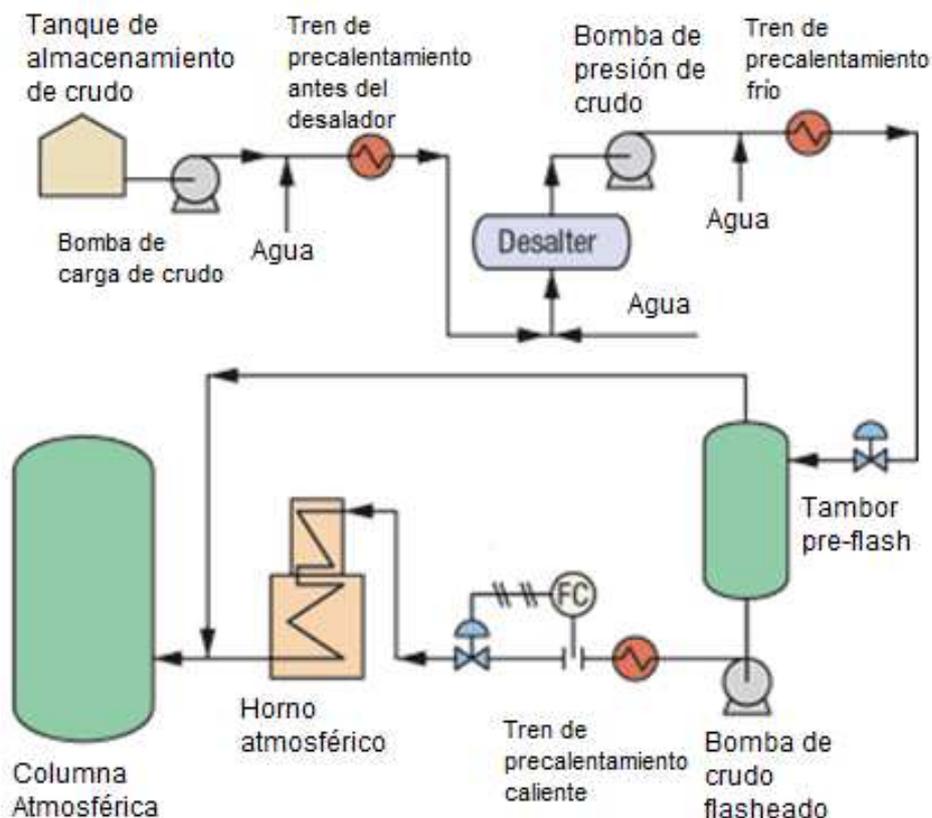


Figura 1.9. Configuración típica del tren de precalentamiento de crudo con alta temperatura de entrada al tambor pre-flash.

(Yahyaabadi, 2006)

1.1.2.2 Tren de Precalentamiento con Baja Temperatura de Entrada del Tambor Pre-flash.

Para bajas temperaturas de entrada al tambor pre-flash, el tren de precalentamiento frío es pequeño y solo dos bombas son necesarias, como se indica en la figura 1.5. En este caso, el tren de precalentamiento caliente es un sistema complejo y se requiere una presión de descarga en la bomba de crudo flasheado para mantener la caída de presión en el tren de precalentamiento caliente y en el horno y mantener la presión requerida en la zona flash de la columna de destilación atmosférica.

Los principales problemas que se presentan en el tren de precalentamiento frío son la vaporización del agua salada proveniente del desalador y el asentamiento de sal que incrementa la caída de presión del tren de intercambio. Con estas dificultades, se podría eliminar el tren de precalentamiento frío cuando se considera baja temperatura de alimentación al tambor pre-flash. En este caso, la corriente de salida del desalador sería enviada directamente al tambor pre-flash y el fenómeno de separación flash ocurriría en el fluido desde la válvula de control del tambor pre-flash hacia el tambor, y no sobre una superficie caliente o un tubo metálico. Pequeñas cantidades de sal cristalina se formarían y pasarían sin dificultad por la bomba de alimentación de crudo flasheado y por los intercambiadores de calor del tren de precalentamiento caliente.

En la figura 1.10 se ilustra el diagrama de la unidad de destilación que resultaría si se eliminase el tren de precalentamiento frío y se decidiese alimentar el crudo al tambor pre-flash a baja temperatura. Si se compara esta configuración con la de la figura 1.9, la única diferencia radica en la ausencia del tren de intercambio frío, quedando inalterables todos los demás componentes porque, por la baja temperatura requerida de alimentación al tambor pre-flash, no es necesario añadir energía adicional.

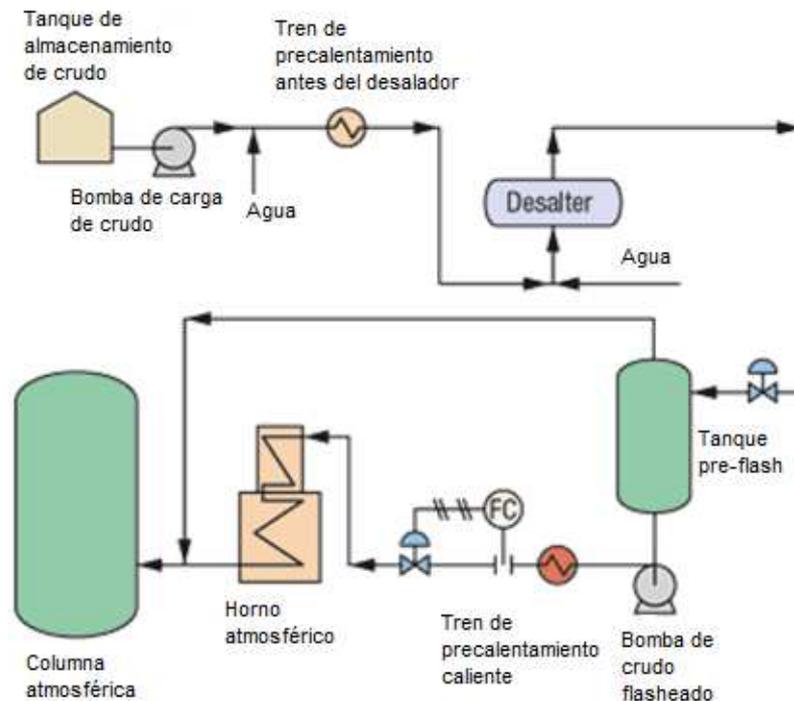


Figura 1.10. Configuración típica del tren de precalentamiento de crudo con baja temperatura de entrada al tambor pre-flash sin tren de precalentamiento frío (Yahyaabadi, 2006)

1.2 SIMULACIÓN EN PLANTAS PETROLERAS

La simulación mediante paquetes computacionales consiste en implementar modelos matemáticos que al ejecutarse representan el comportamiento de sistemas reales, con el fin de someterlos a experimentación virtual predictiva.

Estos experimentos deben responder satisfactoriamente la pregunta “¿qué pasa si...?”, sin el riesgo de perturbar el funcionamiento real del sistema.

La industria del petróleo es sinónimo de infraestructuras a gran escala, precisión y confiabilidad operacional.

Para operaciones complejas como producción, transporte por oleoducto, licuefacción de gas, almacenamiento y transporte de gas licuado de petróleo, entre otros, el resultado de aunque sea cambios pequeños es incierto y muy difícil de cuantificar. Las consecuencias de tomar acciones incorrectas pueden ser catastróficas o, en el mejor de los casos, muy costosas. Frente a este nivel de

riesgo, el uso de ambientes virtuales, tales como los simuladores de procesos, permite mejorar la calidad de las decisiones que deben tomarse, optimizar la gestión de riesgos y, sobre todo, estimar el rendimiento y comportamiento de los procesos porque es posible estimar y garantizar su fiabilidad, capacidad de entrega y excelencia (CEA Engineering Software Technology, 2008).

Existen dos grandes tipos de software de simulación: Los que permiten la simulación de los procesos en estado estacionario, y los que tienen la capacidad para simular procesos a estado transitorio, que también se conoce como simulación dinámica.

1.2.1 SIMULACIÓN EN ESTADO ESTACIONARIO

La simulación en estado estacionario se aplica en las etapas de diseño básico y conceptual de una planta. Ayuda a comprender el proceso y las ventajas relativas de una configuración respecto de otra.

El diseño conceptual es muy importante porque debe crear un proceso sostenible y tecnológicamente viable, que debe mejorarse posteriormente mediante el diseño en detalle, aplicando, entre otras, prácticas aceptadas de diseño como la recuperación de calor (Oil&Gas, 2011).

El propósito de la simulación en estado estacionario es el estudio del comportamiento a largo plazo del sistema de interés (Banks, 1998).

1.2.2 SIMULACIÓN DINÁMICA

La simulación dinámica sirve para representar un sistema en el que las variables de operación como flujos, temperaturas, presiones, etc. cambian con el tiempo (Law y Kelton, 2000).

El objetivo de este tipo de simulación es relacionar la respuesta dinámica del sistema ante una perturbación de entrada, de manera que sea posible estimar sus efectos sobre el proceso. Esto implica, en general, que el analista del proceso pueda obtener un mejor conocimiento y entendimiento de sus características dinámicas (Inham *et al.*, 2007).

La simulación dinámica obtiene las respuestas transitorias del proceso durante el diseño de detalle y, por supuesto, antes de la puesta en marcha de la planta, mostrando cómo el proceso reacciona a perturbaciones, a eventos de excepción, como arranca, como para, y, en general, como opera.

Estas pruebas por simulación comprueban que el proceso es seguro y puede operar bajo una variedad de condiciones incluyendo la puesta en marcha, parada de planta y condiciones anormales (Oil&Gas, 2011).

El corazón del modelado dinámico es la integración de sistemas de ecuaciones diferenciales acopladas, conjuntamente con ecuaciones constitutivas, y ecuaciones algébricas. Permite obtener la información de la variación de las variables de operación de un proceso a través del tiempo.

Los valores de todas las variables se actualizan en cada intervalo de tiempo, y es por esto posible estimar el estado de un proceso a cualquier tiempo específico (Al-Dossary *et al.*, 2009).

Diferencias entre los tipos de Simulación

El uso de un tipo de simulación u otro depende de los requerimientos específicos. Para el diseño de un proceso, la simulación en estado estacionario es suficiente en un inicio. Sin embargo, cuando el control de las unidades está en duda, o es necesario analizar la respuesta de los procesos a eventos transitorios, la simulación dinámica es el único recurso. (Al-Dossary *et al.*, 2009).

La principal diferencia entre la simulación dinámica y la simulación en estado estacionario es el hecho que la simulación dinámica es impulsada por una *hoja de datos* que alimenta continuamente información al proceso para predecir su

comportamiento en el tiempo, mientras que la simulación en estado estacionario es conducida por la termodinámica y las especificaciones del proceso para determinar sus características una vez que el sistema ha alcanzado el equilibrio. (Al-Dossary *et al.*, 2009).

1.2.3 SOFTWARE DE SIMULACIÓN

A continuación se presenta una breve descripción de los paquetes de simulación más utilizados en la industria.

1.2.3.1 Aspen Hysys

Aspen Hysys es una poderosa herramienta para simulación de procesos en ingeniería. Hysys tiene una capacidad de modelado en estado estacionario y en estado dinámico integrado, por lo que es posible evaluar un mismo modelo desde cualquiera de las dos perspectivas con toda la información requerida.

Su interfaz es muy amigable y permite el ingreso de datos y el análisis de resultados de una manera sencilla.

En la figura 1.11 se indican los elementos básicos de la interfaz de Hysys, antes de cargar la información referente a un caso o diagrama en particular.

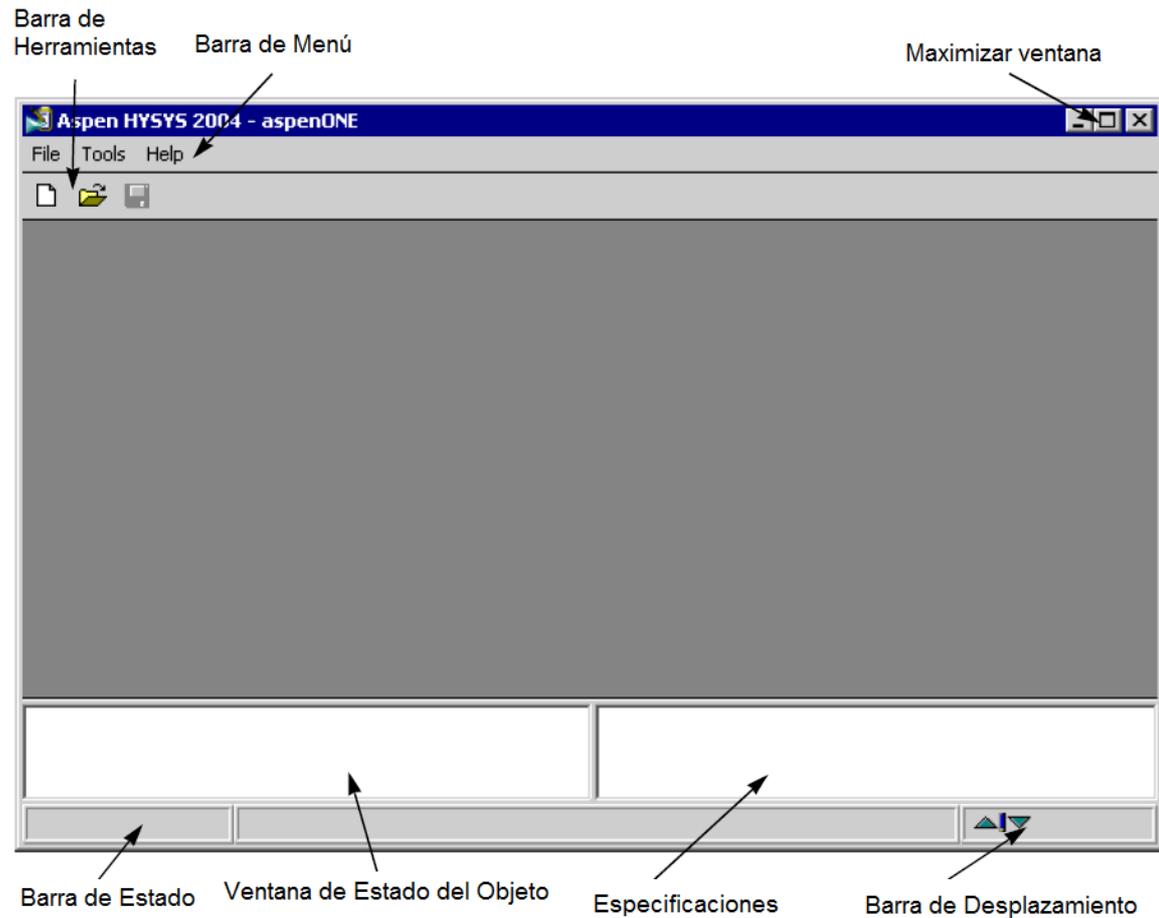


Figura 1.11. Elementos básicos de la interfaz de Hysys.

La *barra de herramientas* permite crear un nuevo caso, o manipular el caso existente de una manera más simple a través de los íconos de ingreso rápido.

La *ventana de estado del objeto* indica el estado del equipo, corriente, u operador ingresado, es decir, indica si los datos ingresados son suficientes para definir completamente el análisis en cuestión.

La *barra de estado* indica el estado en el que se encuentra la simulación en curso.

La *ventana de especificaciones* indica los cálculos que está realizando Hysys sobre la base de los datos alimentados en detalle.

La *barra de desplazamiento* permite desplazar la ventana de especificaciones para poder tener acceso al historial de cálculos del caso bajo análisis.

Una de las principales características de Hysys es la opción de *multi-flowsheet* o de múltiples hojas de flujo, que permite descomponer un proceso complejo en procesos menores con componentes más concisos; simular cada unidad del proceso en forma independiente del proceso completo pero ligado a él, construyendo un diagrama de flujo accesorio o sub-flowsheet con sus corrientes y operaciones unitarias accesorias y permite usar paquetes termodinámicos independientes para cada diagrama de flujo o flowsheet.

Ambientes de la Interfaz de Simulación

El simulador Hysys comprende varios ambientes. Dentro de cada uno de estos es posible manipular la información de una manera específica.

Los ambientes en Hysys permiten acceder e ingresar información independientemente en una cierta y determinada área del programa, manteniendo las otras áreas en modo de espera (*hold*) hasta que se finalice la tarea en el área de interés.

Hysys dispone de 3 ambientes:

- “Basis Environment” es el primer ambiente a partir del cual es posible ingresar o acceder a toda la información que esté dentro del “Simulation Basis Manager”, el cual permite crear y manipular múltiples paquetes de fluido o listas de componentes para la simulación en el mismo lugar.

Hysys utiliza el concepto de *paquete de fluido* para contener toda la información necesaria de propiedades físicas para realizar los cálculos de flash y cálculos energéticos requeridos.

Definir toda la información apropiada para la simulación, conlleva tres ventajas:

- a) Por estar concentrada en un único lugar se facilita la modificación de la información contenida.
- b) Los paquetes de fluido pueden ser trasladados en bloque para ser reutilizados en cualquier simulación.

- c) Se pueden utilizar múltiples paquetes de fluidos dentro de la misma simulación, siempre y cuando todos estén definidos dentro del mismo Basis Manager.

En la figura 1.12 se muestra la interfaz del ambiente *Basis Environment*.

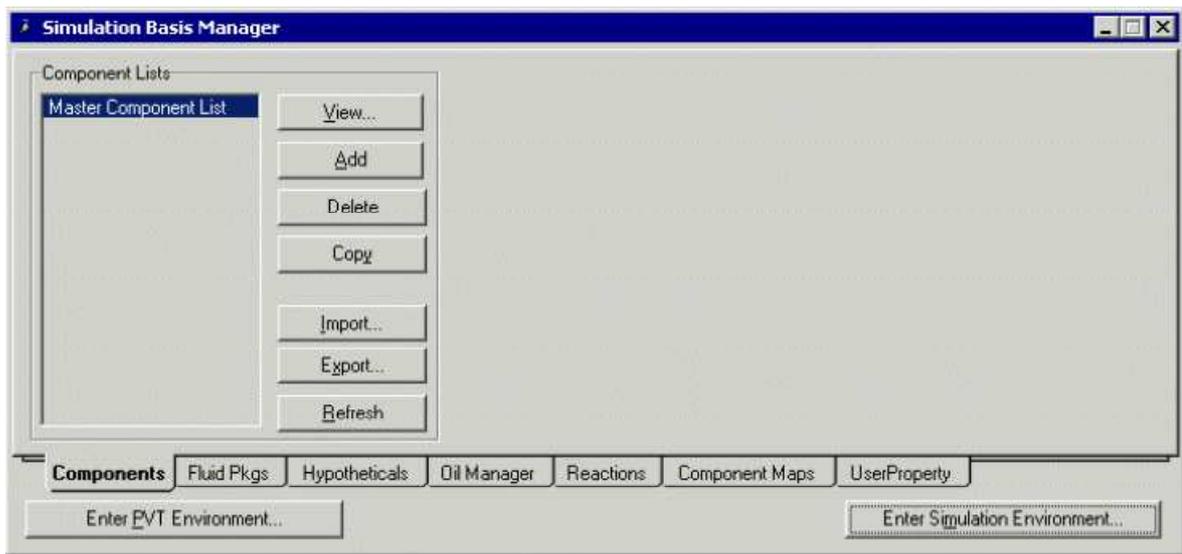


Figura 1.12. Interfaz del ambiente *Basis Environment*

- “Oil Environment” es el ambiente donde se caracterizan las fracciones del crudo. Dentro de este ambiente se ingresan los datos del análisis o de caracterización (assay) del crudo y se realiza el *Cut/Blend* de las corrientes, que consiste en la creación de los componentes hipotéticos de cada fracción en base a los puntos iniciales y finales de ebullición, y posteriormente se instala las corrientes en el ambiente de simulación.

En la figura 1.13 se muestra la interfaz del ambiente oil environment.

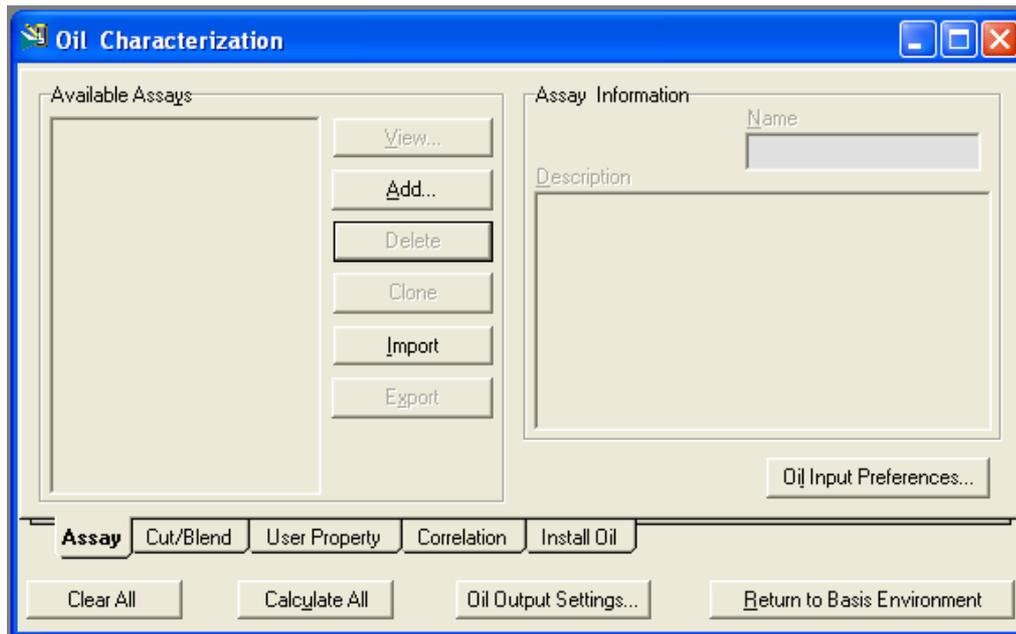


Figura 1.13. Interfaz del ambiente *Oil Environment*.

- “Simulation Environment” es el ambiente donde se ejecuta la simulación.

Permite ingresar así como definir los equipos y corrientes de masa o energía necesarias para llevar a cabo la simulación del proceso.

Cuando se ingresa a este ambiente, se abre automáticamente el PFD (Process Flow Diagram) y la paleta de objetos, como se indica en la figura 1.14.

La *paleta de objetos* es una tabla flotante donde se encuentran los íconos de todas las operaciones unitarias disponibles en Hysys.

Como se sabe, el *PFD* es una representación gráfica de la topología del diagrama de flujo para un caso de simulación.

La ventana PFD indica las operaciones, las corrientes y las conexiones entre los objetos.

Es posible añadir tablas informativas o anotaciones al PFD.

Por defecto, la ventana tiene una sola pestaña, pero en caso de ser necesario es posible agregar páginas adicionales de PFD a la ventana activa con el propósito de enfocarse en diferentes áreas de interés (ApenTech, 2008).

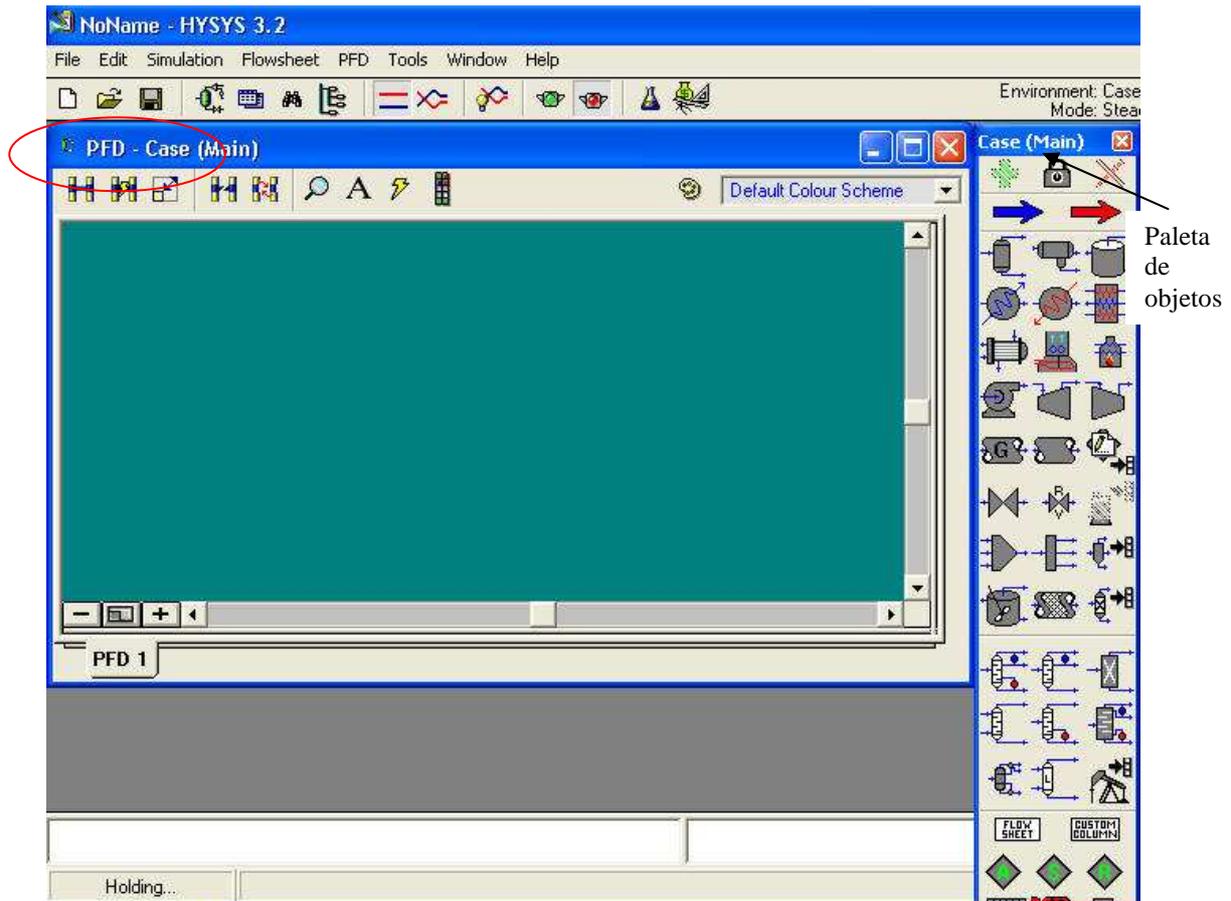


Figura 1.14. Interfaz del ambiente *Simulation Environment*.

A su vez, los diagramas de flujo, o PFD, pueden ser principales, secundarios o de columna.

- En el diagrama de flujo principal (*Main Flowsheet*) se define gráficamente todo el proceso del caso en estudio.
- En el diagrama de flujo secundario (*Sub-Flowsheet*) se define gráficamente el proceso de una sección particular del diagrama de flujo principal.
- En el diagrama columna (*Column*) se define gráficamente el proceso de una columna ingresada.

Paquetes de Fluidos Disponibles en Hysys

En Hysys, toda la información relacionada con los componentes puros y cálculos de propiedades físicas está contenida en los paquetes de fluidos.

Cuando se selecciona un paquete de fluido, Hysys inmediatamente asigna dicho paquete de fluido a cada operación unitaria, diagrama de flujo secundario o columna para la simulación.

Para definir un paquete de fluidos es necesario definir el paquete de propiedades (*Property package*) con el que se trabajará el nuevo caso.

Los paquetes de propiedades disponibles en Hysys permiten predecir las propiedades de mezclas que varían de sistemas de hidrocarburos ligeros bien definidos a mezclas complejas de hidrocarburos y sistemas químicos altamente no ideales. (AEA-Technology, 2000)

Para el tratamiento riguroso de esta variedad de sistemas, Hysys contiene una variedad de paquetes de propiedades que son aplicables dependiendo del caso en estudio. A su vez, cada paquete de propiedades tiene métodos de acción diferentes.

Los métodos disponibles en Hysys para el cálculo de propiedades son:

- Ecuaciones de Estado
- Modelos de Actividad
- Modelos Chao Seader y Grayson Streed
- Modelos de Presión de Vapor

Ecuaciones de Estado (EOS)

Una ecuación de estado describe el estado de agregación de la materia mediante una relación matemática entre la temperatura, la presión, el volumen, la densidad, la energía interna y otras funciones (variables) de estado inherentes a la materia.

Las ecuaciones de estado son útiles para describir las propiedades de los fluidos, mezclas o sólidos. La organización molecular interna y los niveles de energía moleculares propios de cada sustancia o sistema definen la ecuación de estado característica para su tratamiento.

Para aceites, gases y aplicaciones petroquímicas, generalmente la ecuación de estado *Peng-Robinson* es el paquete de propiedades que Hysys recomienda.

Las mejoras realizadas a esta ecuación permiten que se ajuste a una variedad de sistemas dentro de un amplio rango de condiciones. Esta ecuación de estado resuelve rigurosamente la mayoría de sistemas de 1, 2 o 3 fases, con un alto grado de eficiencia y confiabilidad. (AspenTech, 2005). Sin embargo, Hysys dispone de una variedad de ecuaciones de estado con amplia aplicabilidad.

En la tabla 1.3 se resumen todas las ecuaciones de estado disponibles en Hysys y sus aplicaciones específicas.

Tabla 1.3. Descripción de la aplicación de las ecuaciones de estado disponibles en Hysys

ECUACIÓN DE ESTADO	DESCRIPCIÓN
Ecuaciones de estado cúbicas generalizadas (GCEOS)	Permite definir e implementar nuevas ecuaciones de estado cúbicas generalizadas incluyendo leyes de mezclas y transformación de volúmenes.
Kabadi Danner	Este modelo es una modificación de la ecuación de estado original de Soave-Redlich-Kwong (SRK), para mejorar los cálculos de equilibrio vapor-líquido-líquido para sistemas de agua-hidrocarburos, particularmente en regiones diluidas.
Lee-Kesler Plocker	Método general más preciso para sustancias no polares y mezclas.
Peng-Robinson (PR)	Modelo ideal para cálculos de equilibrio líquido-vapor así como para calcular densidades de líquidos para sistemas de hidrocarburos. Varios arreglos a la ecuación original fueron hechos para extender su rango de aplicabilidad y mejorar sus predicciones para algunos sistemas no ideales.
PRSV (Peng-Robinson Modificada)	Este modelo es una doble modificación de la ecuación de estado Peng-Robinson para extender la aplicación de la ésta ecuación para sistemas moderadamente no ideales.

(AspenTech, 2005)

Tabla 1.3. Descripción de la aplicación de las ecuaciones de estado disponibles en Hysys
(continuación...)

SRK (Soave-Redlich-Kwong)	En algunos casos este modelo provee resultados comparables con los provistos por la ecuación Peng-Robinson, pero su rango de aplicación es significativamente menor. Este método no es fiable para sistemas no ideales.
Sour PR	Este modelo combina la ecuación de estado Peng-Robinson con el modelo de Wilson para Aqueo para manejar sistemas de agua agria.
Sour SRK	Combina el modelo de Soave-Redlich-Kwong y el modelo de Wilson para Aqueo.
Zudkevitch Joffe	Este modelo es una modificación de la ecuación de estado Redlich Kwong. Ha sido modificado para obtener una mejor predicción del equilibrio líquido-vapor para sistemas de hidrocarburos, y sistemas que contienen hidrógeno.
BWRS (Benedict-Webb-Rubin)	Este modelo es comúnmente utilizado para aplicaciones y estudios de compresión. Es específicamente utilizado para componentes en fase gaseosa que se rigen por la compleja termodinámica que ocurre durante la compresión. Es útil tanto en industrias

(AspenTech, 2005)

Modelos de Actividad

Las ecuaciones de estado predicen de manera confiable las propiedades de la mayoría de líquidos en base de hidrocarburos en un rango amplio de condiciones de operación. Sin embargo, su aplicación es limitada cuando se trata de sistemas altamente no ideales.

Este tipo de sistemas se modelan mejor mediante el uso de los modelos de actividad. En la tabla 1.4 se describen los modelos de actividad disponibles en Hysys.

Tabla 1.4. Descripción de los modelos de actividad disponibles en Hysys

MODELO	DESCRIPCIÓN
Chien Null	<p>Provee un marco consistente para aplicar modelos de actividad existentes en un sistema binario de base binaria. Permite seleccionar el mejor modelo de actividad para cada par, dependiendo el caso.</p>
NRTL Extendido	<p>Esta variación del modelo NRTL permite ingresar valores para los parámetros A_{ij}, B_{ij}, C_{ij}, α_{1ij}, α_{2ij}, usados en la definición de los coeficientes de actividad. Es posible aplicar este modelo a los sistemas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Con un amplio rango de puntos de ebullición entre los componentes • Cuando se requiera una resolución simultánea del equilibrio líquido-vapor y el equilibrio líquido-líquido, y exista un amplio rango de puntos de ebullición o de concentraciones entre los componentes.
NRTL General	<p>Esta variación del modelo NRTL permite seleccionar el formato de ecuación para los parámetros de ecuación τ y α. Es posible aplicar este modelo a los sistemas:</p> <ul style="list-style-type: none"> • Con un amplio rango de puntos de ebullición entre los componentes • Cuando se requiera una resolución simultánea del equilibrio líquido-vapor y el equilibrio líquido-líquido, y exista un amplio rango de puntos de ebullición o de concentraciones entre los componentes.
Margules	<p>Este modelo fue la primera representación de la energía de exceso de Gibbs desarrollado. Aunque esta ecuación no tiene ninguna base teórica, es útil para determinaciones rápidas e interpolación de datos.</p>
NRTL	<p>Es una extensión de la ecuación de Wilson. Utiliza la mecánica estadística y la teoría celular de líquidos para representar la estructura líquida. Es capaz de representar el comportamiento del equilibrio líquido-vapor, líquido-líquido y vapor-líquido-líquido.</p>
UNIQUAC	<p>Usa la mecánica estadística y la teoría casi química de Guggenheim para representar la estructura líquida. Esta ecuación es capaz de representar el equilibrio líquido-vapor, líquido-líquido y vapor-líquido-líquido con precisión aproximada a la ecuación NRTL, sin la necesidad de un factor de no aleatoriedad.</p>

(AspenTech, 2005)

Tabla 1.4. Descripción de los modelos de actividad disponibles en Hysys
(continuación...)

van Laar	Esta ecuación se ajusta sin problema a varios sistemas, en particular a distribuciones de los componentes en el equilibrio líquido-líquido. Puede ser utilizado para sistemas que presentan desviación positiva o negativa de la Ley de Raoult, sin embargo no predice el valor máximo o mínimo del coeficiente de actividad. Por lo tanto, generalmente tiene un pobre desempeño para sistemas con hidrocarburos halogenados y alcoholes.
Wilson	Es la primera ecuación del coeficiente de actividad para usar el modelo de composición local para derivar la expresión de la energía en exceso de Gibbs. Ofrece una aproximación termodinámicamente consistente para predecir el comportamiento de sistemas multi-componentes a partir de regresión de datos de equilibrio. Sin embargo, el modelo de Wilson no se puede aplicar en sistemas con dos fases líquidas.

(AspenTech, 2005)

Modelos de Chao Seader y Grayson Streed

Los métodos empleados en los modelos de Chao Seader y Grayson Streed son los más antiguos, y son semi-empíricos.

La correlación de Grayson Streed es una extensión del método de Chao Seader con especial énfasis en el hidrógeno.

Hysys utiliza únicamente los datos de equilibrio producidos por estas correlaciones.

En la tabla 1.5 se describe la aplicación de cada uno de estos modelos.

Tabla 1.5. Casos recomendados para la aplicación de los modelos de Chao Seader y Grayson Streed

MODELO	APLICACIÓN
Chao Seader	Utilizar este método para hidrocarburos pesados, donde la presión es menor a 10.342 kPa y la temperatura varía en un rango entre -17,78 °C y 260 °C.
Grayson Streed	Recomendado para simular sistemas de hidrocarburos pesados con alto contenido de hidrógeno.

(AspenTech, 2005)

Modelos de Presión de Vapor

Los modelos de presión de vapor se utilizan para determinar los valores de la constante de equilibrio (K) para mezclas ideales a presiones bajas.

Las mezclas ideales incluyen sistemas de hidrocarburos y mezclas como las cetonas y alcoholes, donde el comportamiento de la fase líquida es aproximadamente ideal.

Estos modelos también pueden utilizarse como una primera aproximación para la descripción de sistemas no ideales.

En la tabla 1.6 se describen los modelos de presión de vapor disponibles en Hysys.

Tabla 1.6. Descripción de los modelos de presión de vapor disponibles en Hysys

MODELO	DESCRIPCIÓN
Antoine	Este modelo es aplicable para sistemas con comportamiento ideal a bajas presiones.
Braun k10	Este modelo es estrictamente aplicable para sistemas de hidrocarburos pesados a bajas presiones. Este modelo emplea el método de convergencia de presión de Braun, donde, dado el punto de ebullición de un componente, el valor K es calculado a la temperatura del sistema y 68,95 kPa (10 psia).
Esso Tabular	Este modelo es estrictamente aplicable para sistemas de hidrocarburos a bajas presiones. Emplea una modificación del modelo de la presión de vapor de Maxwell-Bonnel.

(AspenTech, 2005)

1.2.3.2 PRO/II

Es un simulador en estado estacionario que permite la mejora del diseño de procesos y el análisis operacional. Está diseñado para realizar balances de masa y cálculos rigurosos de balance de energía para una amplia gama de procesos químicos. Englobando los procesos de separación de petróleo y gas natural mediante destilación reactiva, PRO/II es un software de simulación especialmente orientado a la industria química, petrolera, de tratamiento de sólidos y gas, e industria de polímeros (Invensys Operations Management, 2011).

Aplicaciones en la Industria Petrolera. Procesamiento de crudos pesados, precalentamiento de crudo, destilación de crudo, unidades de FCC y fraccionadores de coker, despojador y separador de naftas, despojador de agua agria, alquilación de ácido sulfúrico y ácido fluorhídrico.

Aplicaciones en Procesamiento de Crudo y Gas. Endulzamiento de gas natural con aminas, refrigeración en cascada, trenes de compresión, deetanizadora,

demetanizadora, deshidratación de gas, formación o inhibición de hidratos en el gas natural.

Estimación de Propiedades Físicas. PRO/II dispone de una base de datos interna que permite predecir las propiedades físicas de los componentes del sistema en estudio. Esta base de datos incluye una librería con más de 1700 componentes puros, propiedades de sólidos, más de 1900 componentes/especies de electrolitos, pseudo componentes y caracterización de assay, assay blends y un ambiente de manejo de datos termodinámicos (Thermodynamic Data Manager, TDM) donde es posible crear, modificar y manejar bibliotecas personalizadas (Invensys Software Datasheet, 2010). En la figura 1.15 se muestra una imagen de este ambiente del programa PRO/II.

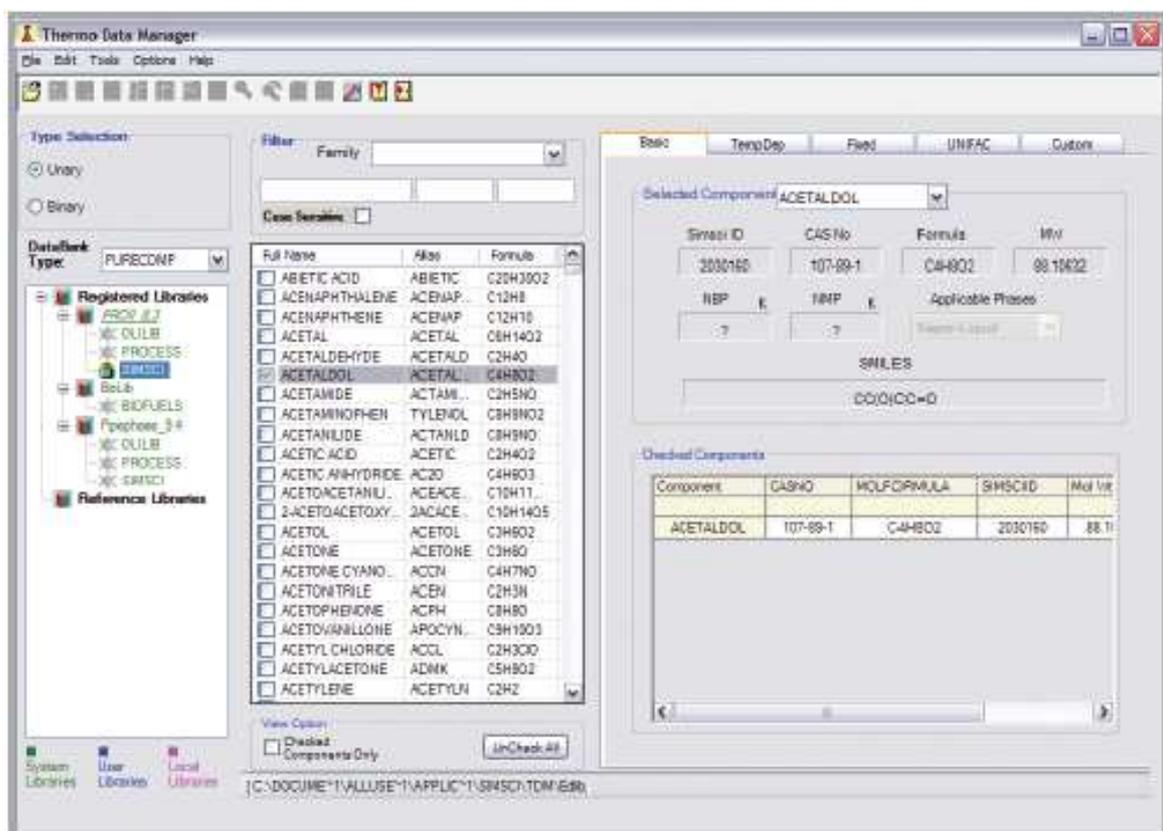


Figura 1.15. Ventana del ambiente de manejo de datos termodinámicos de PRO/II. (Invensys Software Datasheet, 2010)

1.2.3.3 ChemCAD

Es un paquete de simulación de procesos para ingeniería química. Este programa permite diseñar diagramas de flujo de procesos así como evaluar o mejorar cada aspecto del mismo, incluyendo la composición de la alimentación y los parámetros de equipamiento. También permite dimensionar tuberías, establecer assays de crudo y formular estrategias de control (Chemstations, 2009).

Este programa combina la facilidad de un entorno visual (Graphic User Interface) con una extensa base de datos de componentes, una larga librería de datos termodinámicos, así como una librería de los procesos químicos más usados. El programa es ampliamente configurable en el aspecto químico, termodinámico, de operaciones unitarias, cálculos y reportes acorde a las exigencias o parámetros del usuario final.

ChemCAD permite simular procesos en estado estacionario y en estado dinámico con sistemas de lotes, continuos y semi-continuos. ChemCAD consiste de varios módulos dependiendo de propósitos específicos. En la tabla 1.7 se explica a detalle los módulos existentes en ChemCAD así como sus aplicaciones y contenidos.

Tabla 1.7. Módulos existentes en el programa ChemCAD y sus aplicaciones

MÓDULO	APLICACIONES	CONTENIDOS
Estado Estacionario	<ul style="list-style-type: none"> • Sistemas gaseosos: lavado, turbinas, compresión, transporte. • Sistemas líquidos: rectificación, absorción, desabsorción, transporte. • Sistemas sólidos: molienda, filtración, separación, cristalización. • Reacciones químicas, cinéticas y de equilibrio. • Procesos de reciclaje. • Intercambio calórico: condensadores. • Cálculos de caída de presión en equipos y tuberías. 	<ul style="list-style-type: none"> • Diagrama de flujo. • Operaciones unitarias para procesos con sistemas gaseosos, líquidos y sólidos. • Base de datos con más de 2000 componentes, incluyendo electrolitos. • Modelos termodinámicos para sistemas de equilibrio líquido-vapor, líquido-líquido y sólido-líquido.

(Chemstations Deutschland GmbH, 2011)

Tabla 1.7. Módulos existentes en el programa ChemCAD y sus aplicaciones
(continuación...)

Lotes	Simulación de procesos de rectificación discontinuos.	<ul style="list-style-type: none"> • Separación de mezclas multi componentes. • Columnas de rectificación de hasta 200 platos. • Formación de fracciones. • Operación con razón de reflujo constante o variable. • Condensación en dos fases.
Estado Dinámico	Simulación de procesos dependientes del tiempo.	<ul style="list-style-type: none"> • Columnas dinámicas • Reactores batch • Controladores PID • Válvulas de control • Tanques dinámicos
Flash	Cálculo de equilibrio de fases y propiedades físicas.	<ul style="list-style-type: none"> • Datos de sustancias puras. • Propiedades físicas de mezclas de hasta 200 componentes. • Propiedades físicas para sistemas en equilibrio líquido-vapor, líquido-líquido y sólido-líquido. • Modelos: NRTL, Unifac, Uniquac, SRK, Henry, MEA, DEA, MDEA, Amin, entre otros.
Safety Net	Simulación de sistemas de tuberías y de alivio	<ul style="list-style-type: none"> • Tuberías con ajuste • Compresores • Bombas • Válvulas • Válvulas de alivio.
Therm	Cálculo y diseño de intercambiadores de calor que permite la optimización de acuerdo a un área mínima de contacto.	<ul style="list-style-type: none"> • Intercambiadores de calor de tubos y coraza. • Intercambiadores de calor de doble tubo o de tubos concéntricos. • Intercambiadores de calor de placas. • Aero enfriadores • Cálculo del coeficiente k. • Especificaciones TEMA (Tubular Exchanger Manufacturers Association)

(Chemstations Deutschland GmbH, 2011)

En la figura 1.16 se muestra la interfaz gráfica de simulación para el módulo de estado estacionario. En ella se observa que la interfaz de simulación es muy amigable y similar al ambiente Windows lo que facilita su uso y manejo.

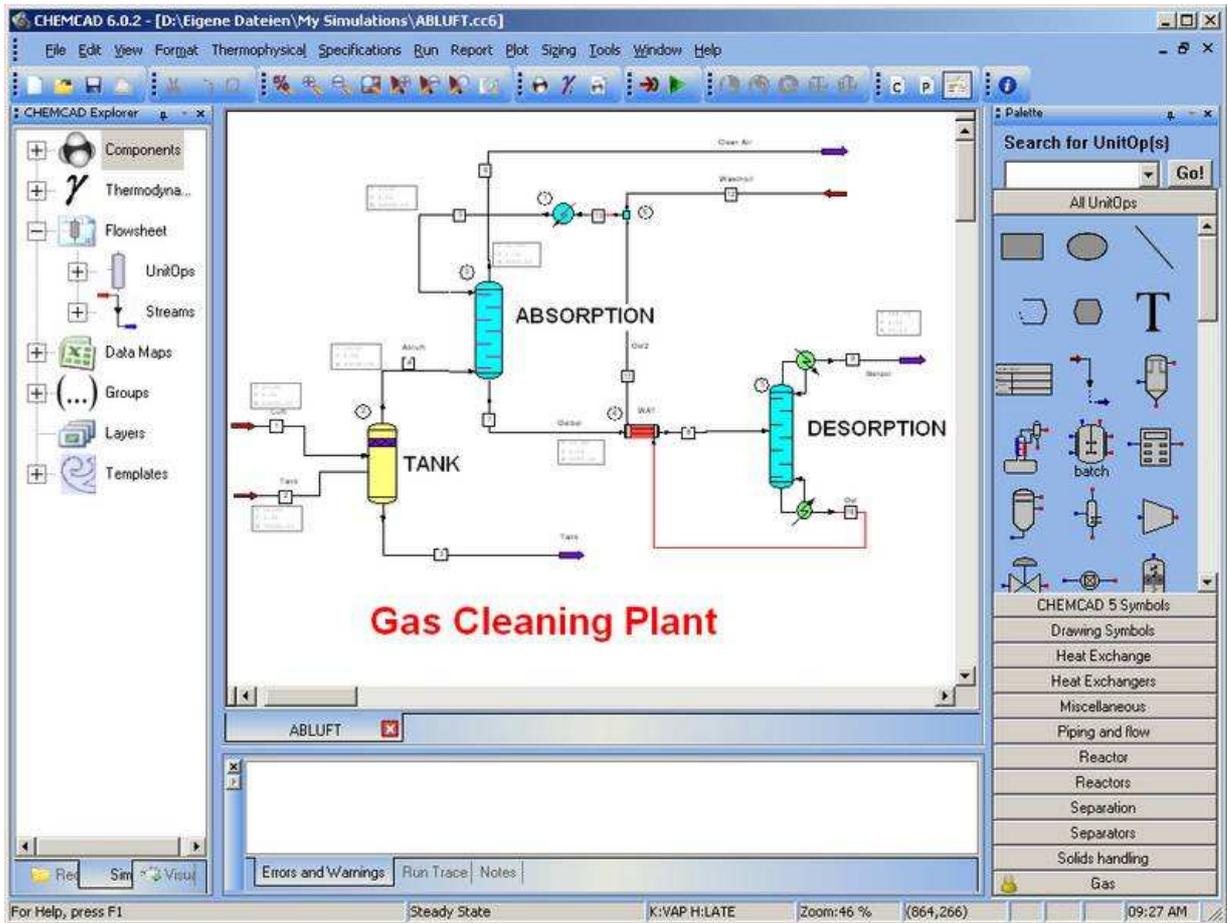


Figura 1.16. Interfaz gráfica y componentes de ChemCAD para un caso de simulación en el módulo de estado estacionario.
(Chemstations Deutschland GmbH, 2011)

En el ANEXO I se presenta fracciones de manuales de usuario, tablas explicativas y demás información de cada uno de los programas de simulación descritos que amplían su descripción.

2. METODOLOGÍA

2.1 PLANTA UNIVERSAL DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD: DESCRIPCIÓN DEL PROCESO ACTUAL

El proyecto de titulación se desarrolló utilizando datos de presión, temperatura y caudal de la Planta Universal de la Refinería La Libertad (RLL) con referencia a su operación Diesel/Mezcla, que consiste en el procesamiento de una carga de crudo de 10 000 barriles por día (BPD), tomando en cuenta la información de la caracterización del crudo, realizada por el Instituto Colombiano del Petróleo. Estos fueron los datos que se alimentaron al simulador de proceso Hysys.

La RLL está formada por tres plantas: Universal, Parsons y Cautivo. Cada planta está diseñada para procesar crudo local y crudo oriente.

La Planta Universal es una planta básica del tipo topping, cuyas principales unidades de operación consisten en: un tren de precalentamiento de crudo y una columna de fraccionamiento.

2.1.1 TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA PLANTA UNIVERSAL

El tren de precalentamiento de crudo de la Planta Universal consta de equipos misceláneos, horno y torre fraccionadora compuesta por 21 platos reales.

En esta planta los intercambiadores de calor son tipo tubos/coraza y las bombas son centrífugas, salvo las de combustible, que son de desplazamiento positivo.

El crudo para proceso en esta planta, igual que el que se procesa en la Planta Parsons, se almacena en tanques de techo flotante ubicados en el Sector Crucita, a 1 200 m de la refinería.

El proceso de refinación atmosférica del crudo en la Planta Universal comienza en el tren de intercambio de calor. Al pasar por este tren, se precalienta el crudo desde temperatura ambiente hasta aproximadamente 195 °C mediante intercambio de calor con las diferentes corrientes de combustible que salen desde la torre fraccionadora CV-1. Una vez precalentado, el crudo se dirige a un horno designado como TH-2 donde se calienta hasta 320 °C antes de ingresar a la torre de fraccionamiento.

En la figura 2.1 se puede apreciar el diagrama del tren de precalentamiento de la Planta Universal.

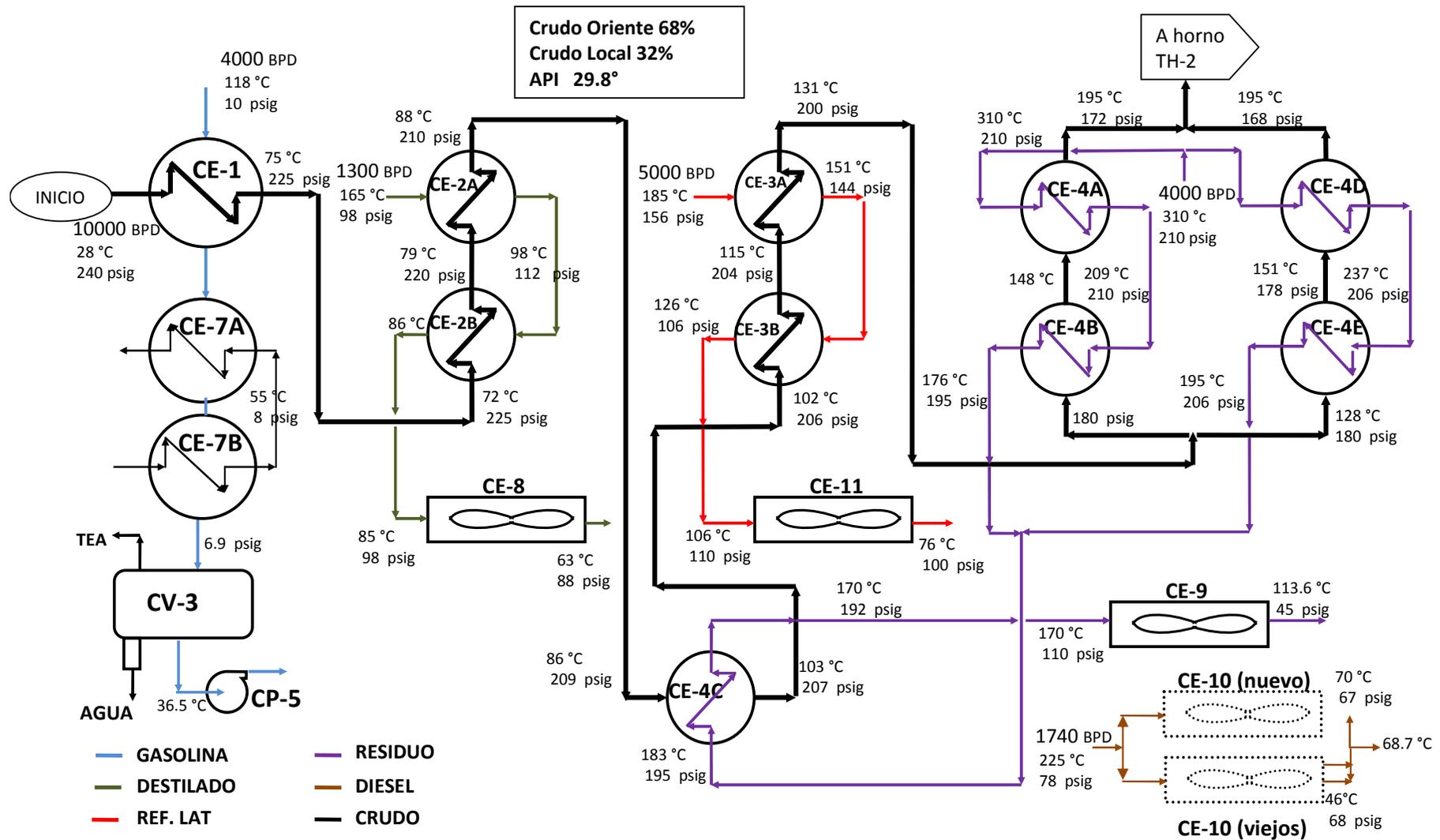


Figura 2.1. Diagrama del tren de precalentamiento de crudo de la planta Universal

2.1.2 CALENTAMIENTO DEL CRUDO

El flujo de crudo se divide en dos al salir del tren de precalentamiento pasando a las tuberías moduladas por las válvulas de control de flujo FRC-18 y FRC-19, que se pueden apreciar en la figura 2.2, para ingresar al horno por los lados este y oeste respectivamente.

El horno, designado como TH-2 en la figura 2.2, es de tipo cabina. Tiene tubos longitudinales unidos mediante secciones de tubería de 180° tanto en la zona de radiación como en la zona de convección. En la zona de convección el crudo se calienta mediante cuatro quemadores que consumen 140 BPD de fuel oil # 4 procedente del fondo de la torre CV-1.

El crudo ingresa al horno por la zona de convección lado este y oeste. Posteriormente, y para terminar el proceso de calentamiento, el crudo ingresa a la zona de radiación y alcanza los 320 °C.

A la salida del horno se unen los serpentines este y oeste provenientes de la zona de radiación, y se dirige el crudo al plato N° 19 de la torre CV-1 donde comienza el proceso de fraccionamiento primario.

2.1.3 FRACCIONAMIENTO PRIMARIO.

La torre de fraccionamiento atmosférico de la planta Universal se designa como CV-1. Está compuesta por 21 platos reales tipo campanas de borboteo o bubble cup y se alimenta en el plato N° 19.

Debajo del plato N° 21 se alimenta vapor saturado a 861,84 kPa (125 psig) con el fin de provocar el efecto de arrastre de los livianos dentro de la torre de fraccionamiento

Los vapores de cima están compuestos por gasolina, vapor de agua y no condensables.

La torre CV-1 tiene dos salidas laterales.

La primera, que saliendo por el plato N° 9 retorna a la torre un plato más arriba (plato N° 8) después de haber pasado por el primer despojador designado como CV-2, corresponde a la fracción kerosene. El reflujo lateral, también correspondiente a kerosene, retorna a la torre dos platos arriba, ingresando por el plato N° 7.

Y la segunda, que saliendo por el plato N° 16 retorna a la torre un plato más arriba (plato N° 15), corresponde a la fracción diesel. Por el fondo se descarga del Fuel Oil # 4.

El despojador para la fracción kerosene, designado como CV-2, está compuesto por 6 platos tipo campanas de borboteo o bubble cup. La fracción kerosene ingresa por el plato N° 1 del despojador y el vapor saturado a 861,84 kPa (125 psig) ingresa por el fondo. Los vapores salen por la parte superior para retornar a la torre CV-1.

El despojador para la fracción diesel, designado como CV-4, está también compuesto por 6 platos tipo campanas de borboteo o bubble cup. La fracción diesel ingresa por el plato N° 1 del despojador y el vapor saturado a 861,84 kPa (125 psig) ingresa por el fondo. Los vapores salen por la parte superior para retornar a la torre CV-1.

El separador trifásico, designado como CV-3, separa gasolina, agua y no condensables, dirigiendo estos últimos a Tea. Es en este equipo que se regula la presión del sistema, en este caso de 48,26 kPa a 68,94 kPa (7 a 10 psig).

La alimentación de vapor saturado a 861,84 kPa y 178 °C se realiza tanto a la torre fraccionadora CV-1 como a los despojadores de kerosene CV-2 y diesel CV-4.

Debido a que la planta Universal tiene muchos años de antigüedad, actualmente se dosifica a la torre CV-1 vapor sobrecalentado junto al vapor para evitar la posible presencia de humedad y sus consecuencias negativas al momento de vaporizarse, lo que causaría daños de los internos de la torre.

El crudo ingresa por una línea de 8" al plato N° 19 de la torre CV-1, vaporizándose del 44 al 46 %, de acuerdo a los grados API del crudo y a la temperatura de alimentación, que oscila entre 320 a 340 °C, siendo tanto mayor la temperatura cuanto mayor es el °API del crudo. A su vez, la torre CV-1 está equipada con 4 sistemas laterales para el tratamiento de las corrientes de productos salientes de la torre:

a) Sistema de Vapores de cima:

Al salir de la torre, los vapores de cima se dirigen al intercambiador crudo/vapores de cima, denominado CE-1, que se puede apreciar en la Figura 2.2. Los vapores ingresan por el lado de la carcasa donde se condensan parcialmente. Esta corriente completa su proceso de intercambio calórico al adquirir su temperatura de almacenamiento de 36,5 °C al pasar por el intercambiador agua salada/vapores de cima denominado CE-7A/B, el cual actualmente se encuentra en proceso de cambio por un condensador y enfriador por aire. A continuación, la corriente vapores de cima ingresa a un separador trifásico, designado como CV-3, que separa agua (a drenaje), no condensables (a Tea) y gasolina la cual se alimenta a las bombas CP-5A/B (trabaja una sola la otra es relevo) para tomar dos destinos: retorno a la torre CV-1 sobre el plato N° 1 para regular la temperatura de cima (aproximadamente 2 200 BPD) y almacenamiento de gasolina (aproximadamente 1 200 BPD).

b) Sistema Kerosene:

La fracción Kerosene, al salir de la torre CV-1 se dirige al despojador CV-2, al cual se alimenta vapor de agua saturado en función del punto de inflamación de la fracción Kerosene; así, siendo ésta de 38 °C se alimenta alrededor de 0,05 kg/s (360 lb/h) de vapor saturado. En el despojador CV-2 se separan los livianos que corresponden a los vapores de cima que retornan a la torre CV-1, y por el fondo sale la fracción Kerosene enriquecida que pasa a las bombas CP-4 ó CP-7B (ésta puede trabajar para Kerosene ó Diesel, trabaja una a la vez), que la dirigen a los intercambiadores en serie crudo/Kerosene denominados CE-2 A/B, pasando

después por el aerofriador denominado CE-8 para finalmente dirigirse a tanques de almacenamiento.

c) Sistema Diesel

La fracción Diesel, al salir de la torre CV-1 se dirige al despojador CV-4. De manera similar al sistema Kerosene, se alimenta al despojador vapor de agua saturado dependiendo del punto de inflamación del Diesel que corresponde a 52 °C; para esta temperatura se alimenta alrededor de 0,05 kg/s (320 lb/h) de vapor saturado. En el despojador se separan los livianos, que corresponden a la parte pesada de la fracción kerosene, y retornan a la torre CV-1. La fracción diesel enriquecida sale por el fondo del despojador y pasa a las bombas CP-7A/B, para dirigirse al aerofriador CE-10 y finalmente a los tanques de almacenamiento.

d) Sistema de Fuel Oil # 4

La corriente Fuel Oil # 4 sale por el fondo de la torre CV-1 como residuo del proceso de fraccionamiento. Al salir de la torre, se dirige a los intercambiadores de calor en serie CE-4 A/B que a la vez se encuentran en paralelo con los intercambiadores en serie CE-4 D/E. Al salir de este sistema de intercambiadores, se dirige al intercambiador CE-4C, luego al aerofriador CE-9 y con una temperatura alrededor de 100 °C pasa a los tanques de almacenamiento.

En la figura 2.2 y en el ANEXO II, se muestra el diagrama del flujo del proceso de refinación de la Planta Universal con los cuatro sistemas laterales mencionados.

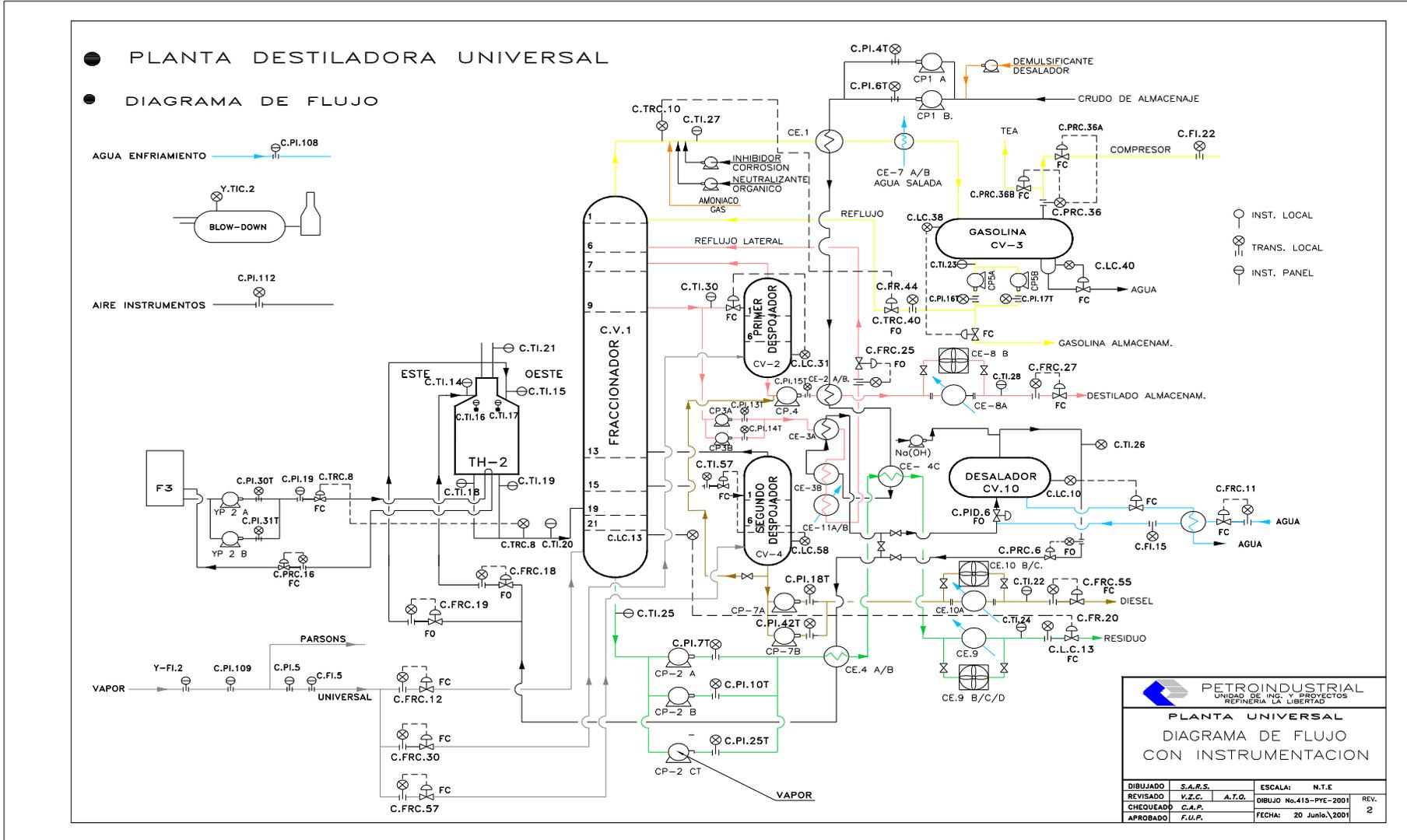


Figura 2.2. Diagrama de flujo del proceso de refinación de crudo de la planta Universal

2.2 SIMULACIÓN DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE LA PLANTA UNIVERSAL

La simulación del tren de precalentamiento de la Planta Universal se realizó en el simulador de proceso Hysys, versión 7.0. La simulación del tren de precalentamiento requirió de datos físicos de caracterización del crudo, que ya existían, y de datos de campo, que debieron recopilarse en el contexto de este trabajo.

2.2.1 RECOPIACIÓN DE LOS DATOS DE CARACTERIZACIÓN O ASSAY DEL CRUDO Y DE PRODUCTOS DERIVADOS OBTENIDOS EN LA REFINERÍA LA LIBERTAD

El assay o caracterización de un crudo consiste en los resultados de una serie de análisis de laboratorio que se realizan con el objeto de determinar las características del crudo. Estas características son importantes porque permiten anticipar aspectos de calidad, de producción, de contaminación ambiental, y otros que tienen que ver con la refinación misma.

El Instituto Colombiano del Petróleo caracterizó el crudo oriente que se refina en la planta Universal en el año 2006, como ya se ha indicado.

Estos datos fueron necesarios para simular el tren de precalentamiento de crudo. Para esto se tomaron en cuenta los datos de las corrientes: crudo, de nafta liviana, de nafta media, de nafta pesada, de kerosene, de ACPM (aceite combustible para motor) liviano, de ACPM (aceite combustible para motor) pesado, de destilado liviano, de destilado medio, de destilado pesado, y de crudo reducido.

Estos datos pueden encontrarse en el ANEXO II de este trabajo.

2.2.2 TOMA DE DATOS DE CAMPO DEL TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA PLANTA UNIVERSAL DE LA REFINERÍA LA LIBERTAD.

La toma de datos de campo y de operación, se realizó durante la operación de la planta Universal cuando ésta procesaba una mezcla de 68% de crudo oriente y 32% de crudo local, de 29,8°API, correspondiente al proceso conocido como Diesel/Mezcla.

En la tabla 2.1 se resumen los datos recopilados.

Tabla 2.1. Datos de campo del tren de precalentamiento de crudo. Proceso Diesel/Mezcla.

Equipo	Corriente	Temperatura entrada (°C)	Temperatura Salida (°C)	Presión (psig)	Caudal (BPD)
Intercambiador CE-1	Gasolina	118	-	10	4 000
	Crudo	28	75	240	1 0000
Intercambiador CE-2A	Destilado	165	98	98	1 300
	Crudo	79	88	220	-
Intercambiador CE-2B	Destilado	98	86	112	-
	Crudo	75	79	225	-
Intercambiador CE-4C	Residuo	183	170	195	-
	Crudo	86	103	209	-
Intercambiador CE-3B	Ref. Lateral	151	126	144	-
	Crudo	102	115	206	-
Intercambiador CE-3A	Ref. Lateral	185	151	156	5 000
	Crudo	115	131	204	-
Intercambiador CE-4B	Residuo	209	176	210	-
	Crudo	-	148	180	-
Intercambiador CE-4A	Residuo	310	209	210	2 000
	Crudo	148	195	172	-
Intercambiador CE-4E	Residuo	237	195	206	-
	Crudo	128	151	180	-
Intercambiador CE-4D	Residuo	310	237	210	2 000
	Crudo	151	195	178	-
Separador CV-3	Gasolina	-	36,5	6,9	-

Tabla 2.1. Datos de campo del tren de precalentamiento de crudo. Proceso Diesel/Mezcla (continuación...)

Equipo	Corriente	Temperatura entrada (°C)	Temperatura Salida (°C)	Presión (psig)	Caudal (BPD)
Intercambiador CE-7A/B	Gasolina	-	55	8	-
Aeroenfriador CE-8	Destilado	85	63	88	-
Aeroenfriador CE-9	Residuo	170	113,6	45	-
Aeroenfriador CE-10	Diesel	225	68,7	78	1 740
Aeroenfriador CE-11	Reflujo Lateral	106	76	110	-

2.2.3 SIMULACIÓN DEL PROCESO DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO DE LA PLANTA UNIVERSAL

2.2.3.1 Manejo de Hysys

La simulación del proceso de precalentamiento de crudo de la planta Universal se realizó mediante el simulador de procesos Hysys y sus diferentes *ambientes* y herramientas en cada etapa de la simulación para lograr definir el proceso en estudio.

Los *medio ambientes* utilizados en la simulación fueron el *Simulation Basis Manager*, en el cual se definieron las propiedades y características de las corrientes a ser utilizadas en la simulación. El *Oil Characterization Environment*, donde se calcularon las propiedades de las corrientes. Finalmente el *Process Flow Diagram (PFD)*, donde se instalaron las corrientes calculadas y los equipos para simular el comportamiento del proceso en estudio. En la figura 2.3 se presenta el diagrama de flujo para la simulación.

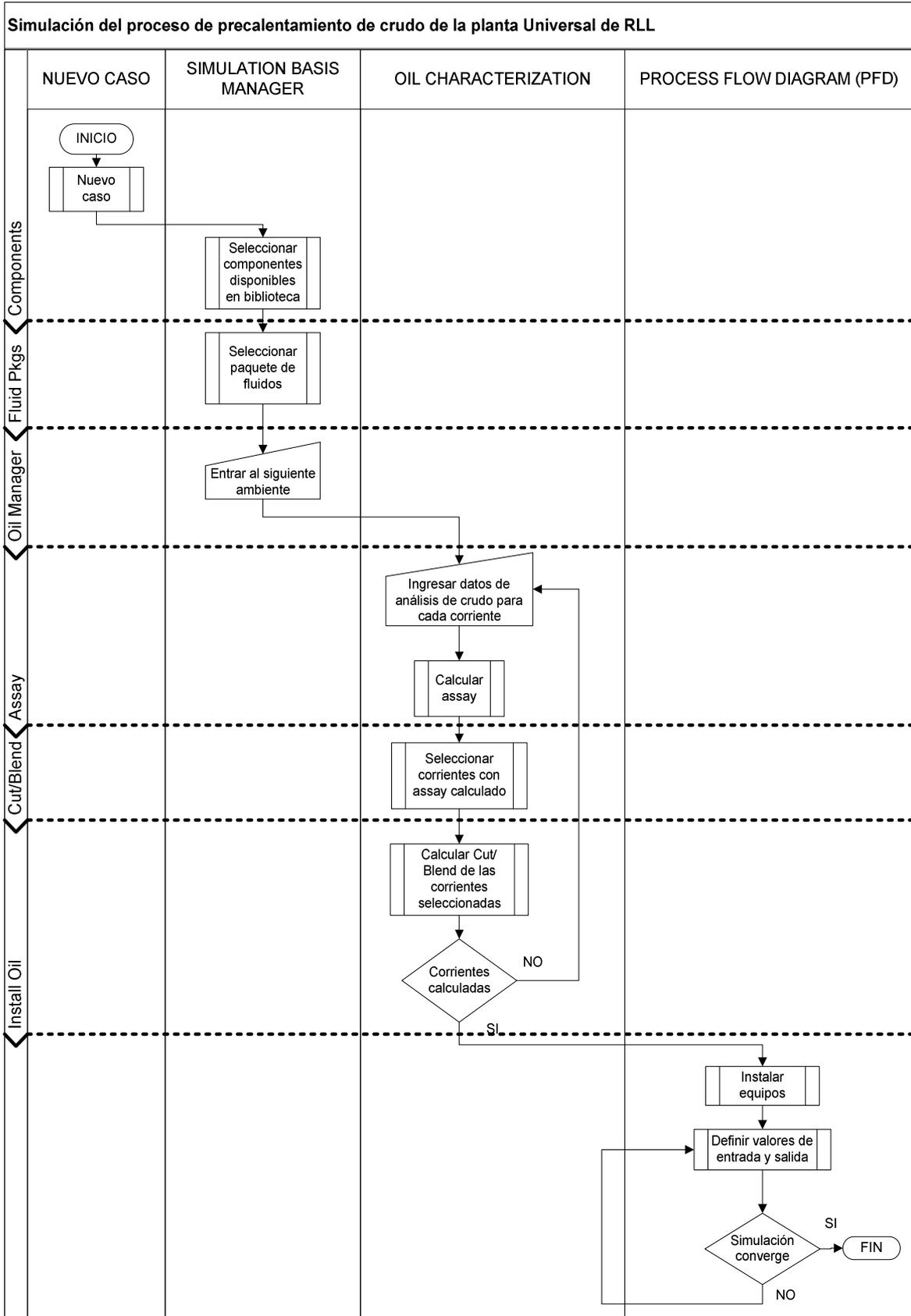


Figura 2.3. Diagrama de flujo para la simulación en Hysys del proceso de precalentamiento de crudo de la planta Universal de RLL.

2.2.3.2 Instalación de las Corrientes

En la opción “File” de la barra de menú, se escogió “New Case”, como se indica en la figura 2.4.

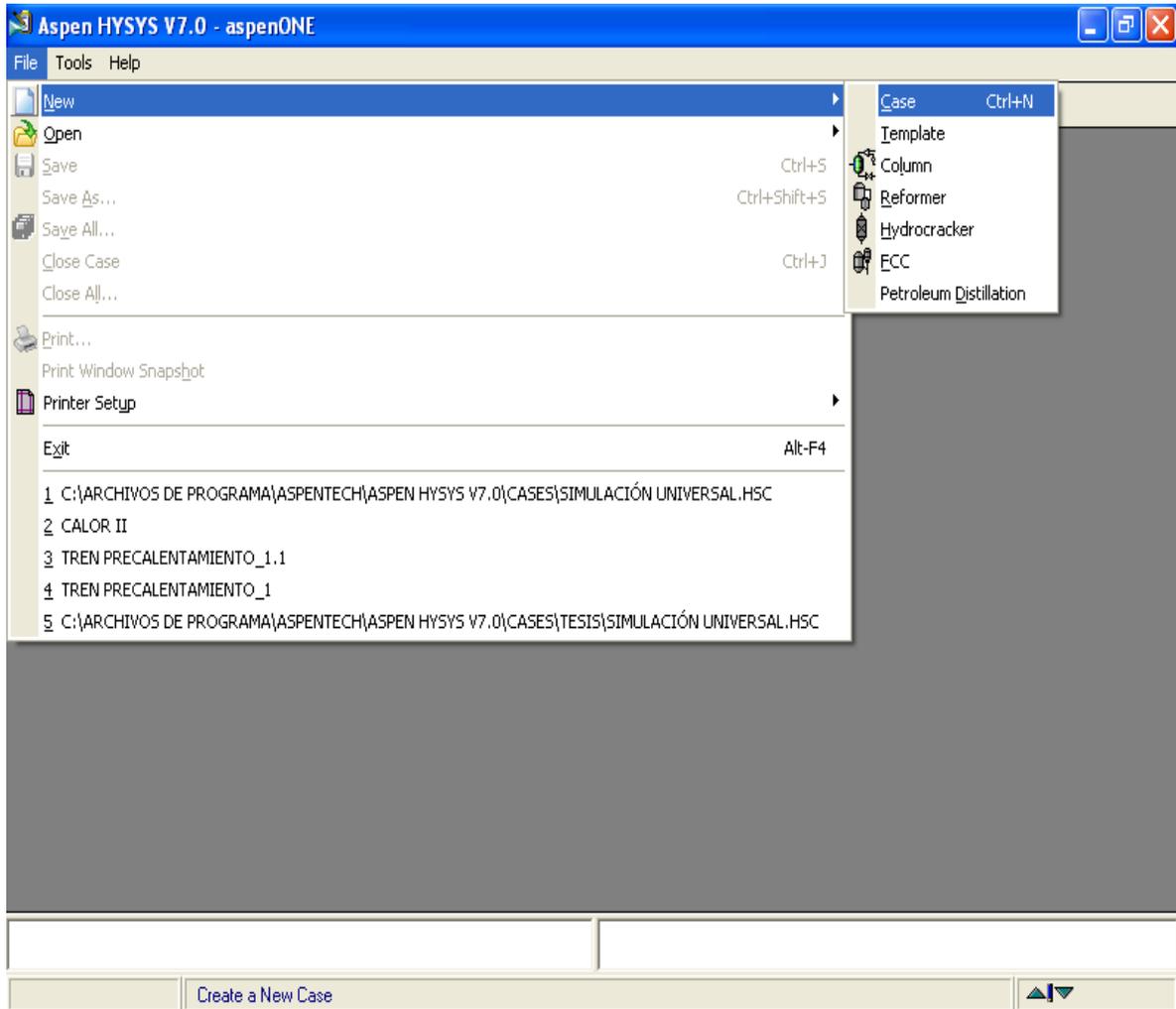


Figura 2.4. Creación de un caso nuevo en la interfaz de Hysys

En el “Simulation Basis Manager”, en la pestaña “Components”, se seleccionó la opción “Add”, como se indica en la figura 2.5.

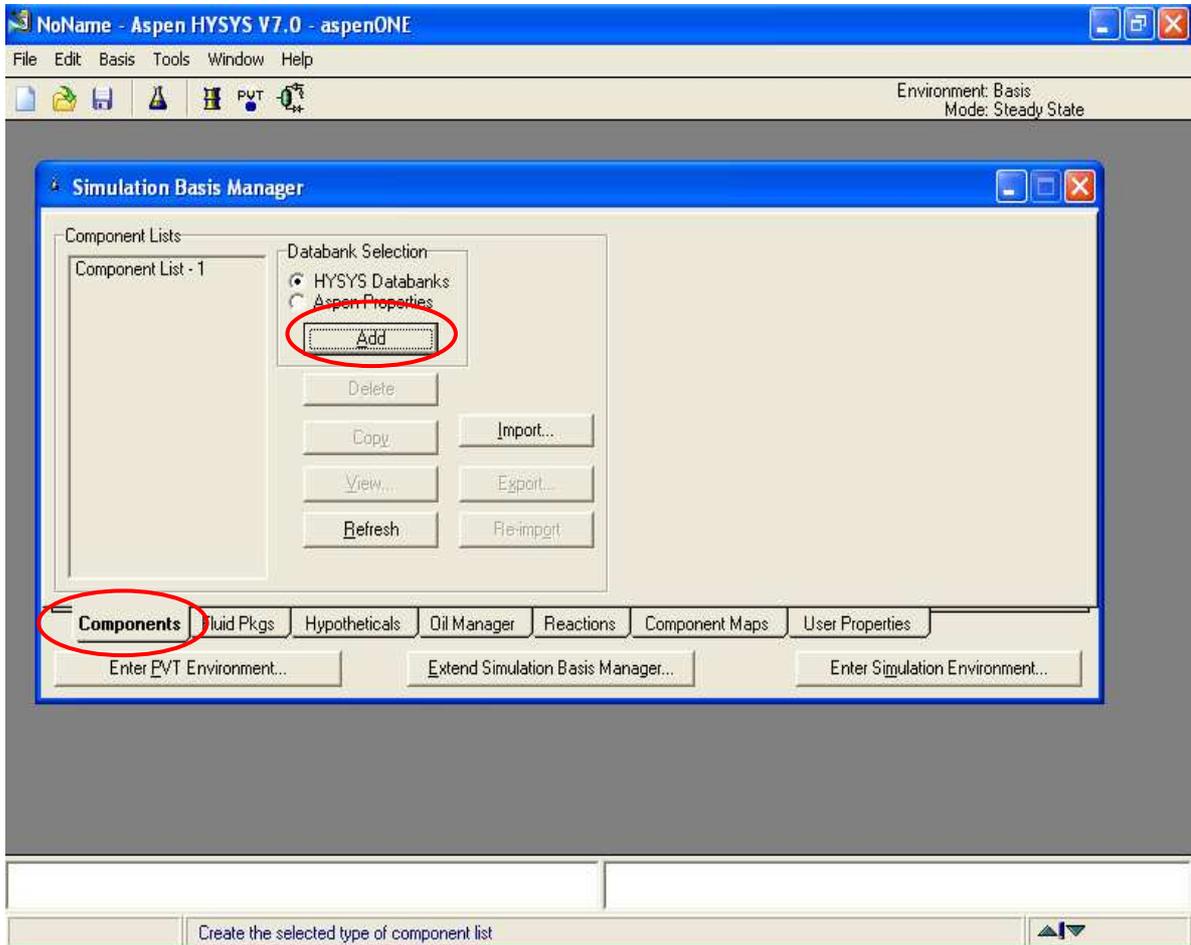


Figura 2.5. Creación de la lista de componentes para el nuevo caso creado en Hysys

De la lista de componentes disponibles en la biblioteca de Hysys se seleccionaron los componentes: metano, etano, propano, i-butano, n-butano, i-pentano, n-pentano, agua, ácido sulfhídrico (H_2S), dióxido de carbono (CO_2) y agua (H_2O), mediante el botón “Add Pure”, como se indica en la figura 2.6

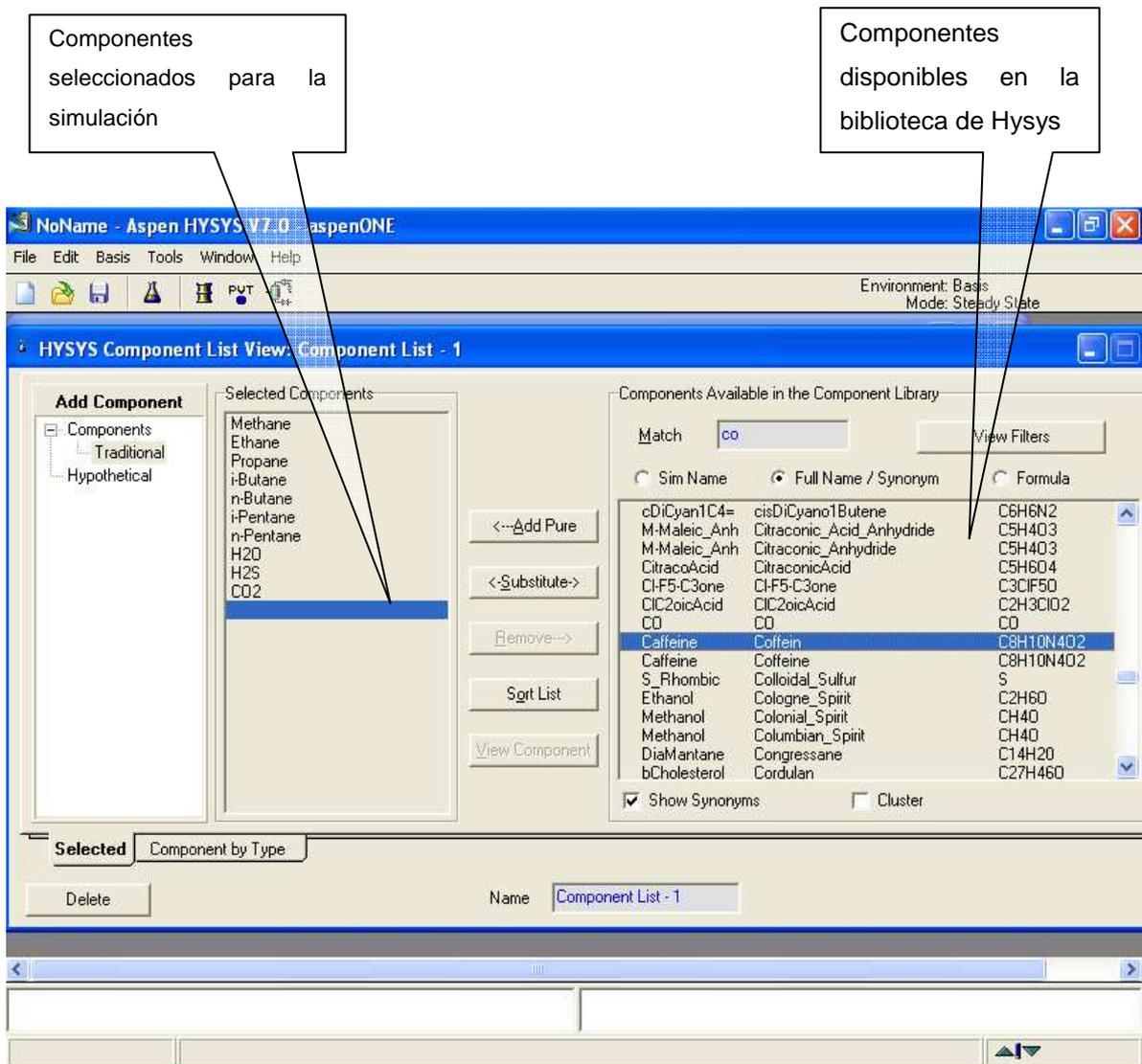


Figura 2.6. Selección de los componentes para el nuevo caso en Hysys.

Se cerró la ventana "Component List View", para regresar a la ventana "Simulation Basis Manager". En ella, se activó la pestaña "Fluid Pkgs" (paquete de fluidos), como se indica en la figura 2.7.

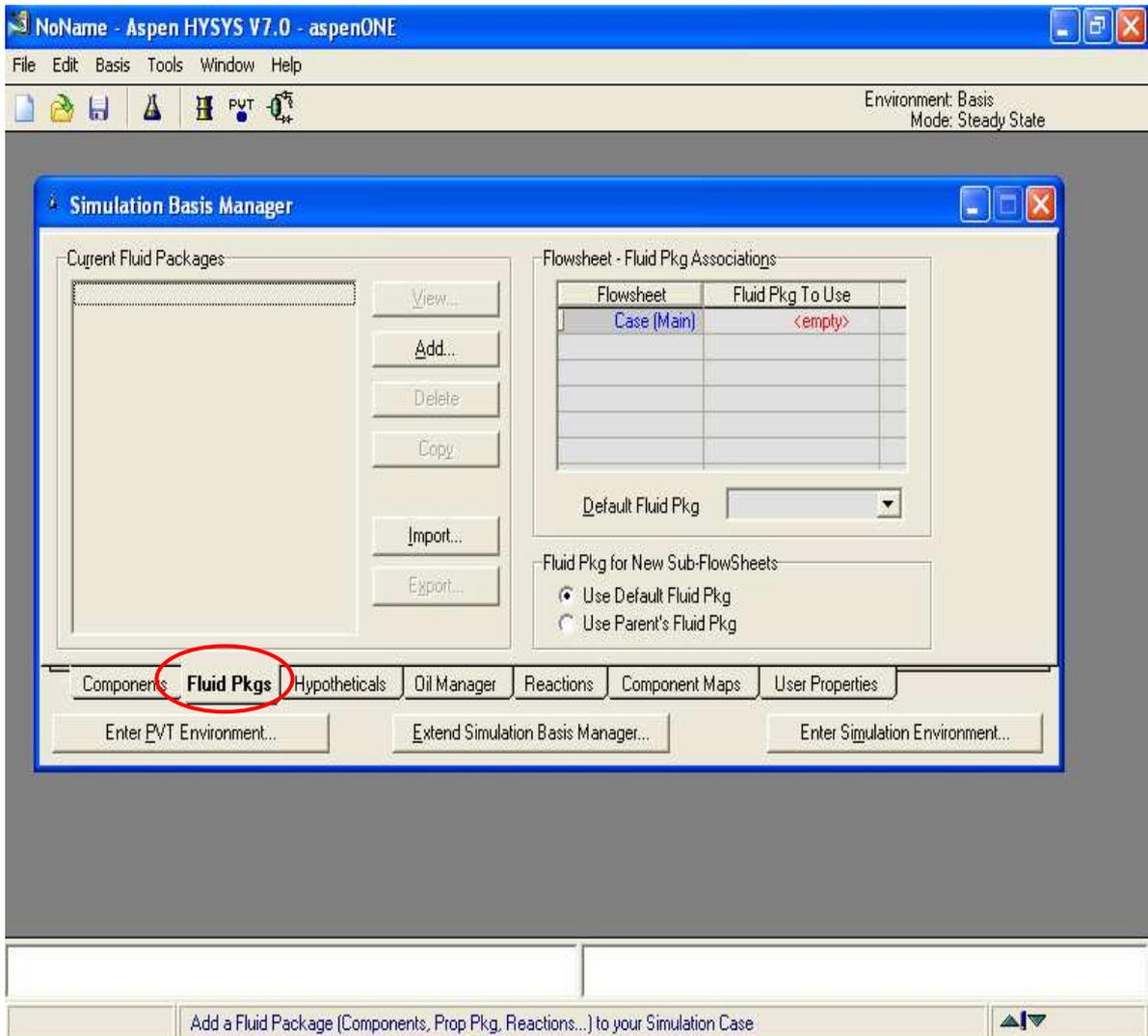


Figura 2.7. Interfaz de la opción *Fluid Pkgs* para creación de un nuevo paquete de fluidos en Hysys.

Para la selección del paquete de fluidos adecuado se presionó el botón “Add” y en la nueva ventana “Fluid Package” se seleccionó la ecuación de estado “Peng-Robinson” en el cuadro “Property Package Selection”, como se indica en la figura 2.8.

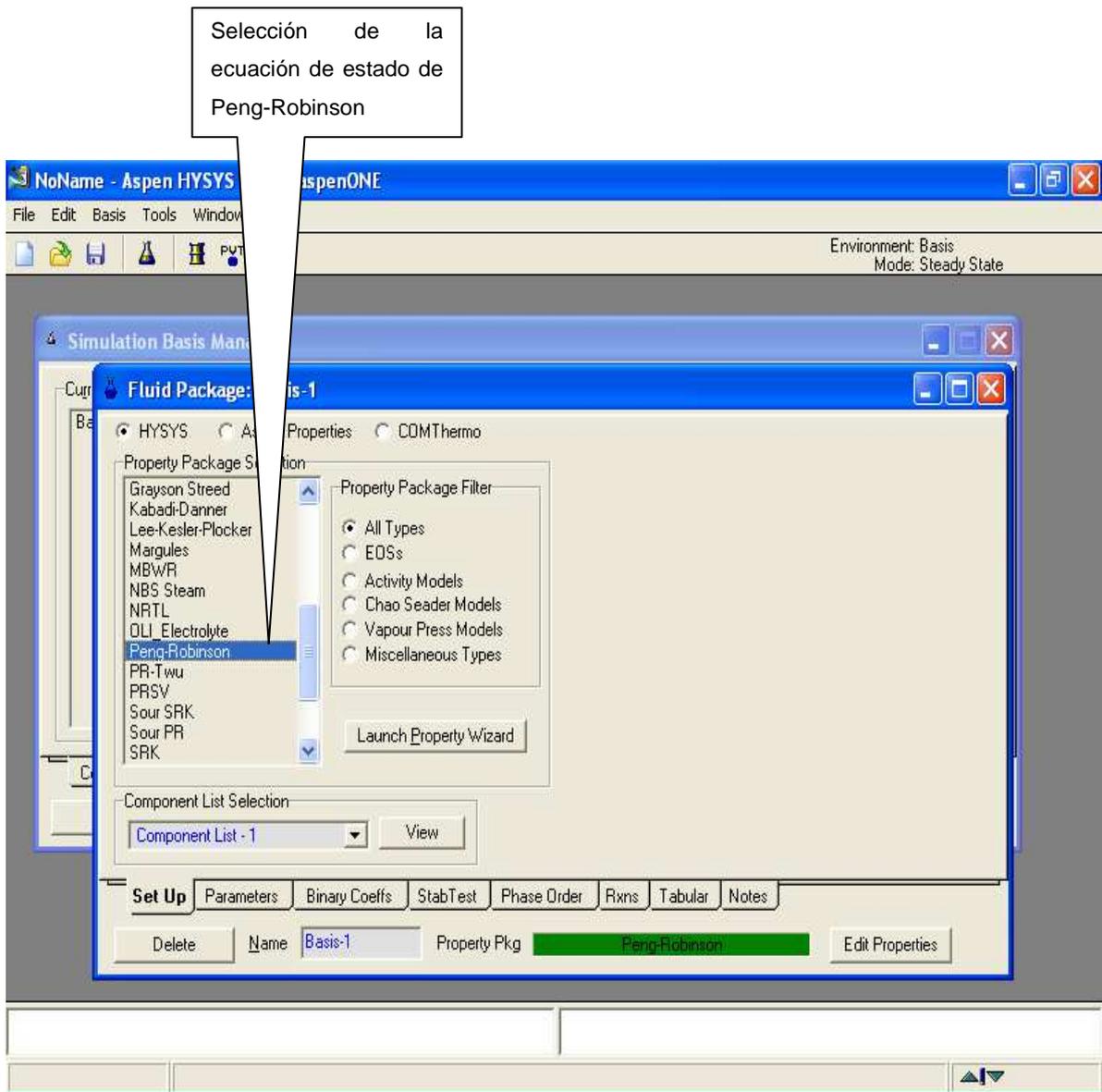


Figura 2.8. Selección de la ecuación de estado para definir el paquete de fluidos

En el “Simulation Basis Manager”, en la pestaña “Fluid Pkgs”, en el cuadro “Current Fluid Packages” aparecerá el número de componentes (NC) y la ecuación de estado (property package PP) seleccionados, como se indica en la figura 2.9.

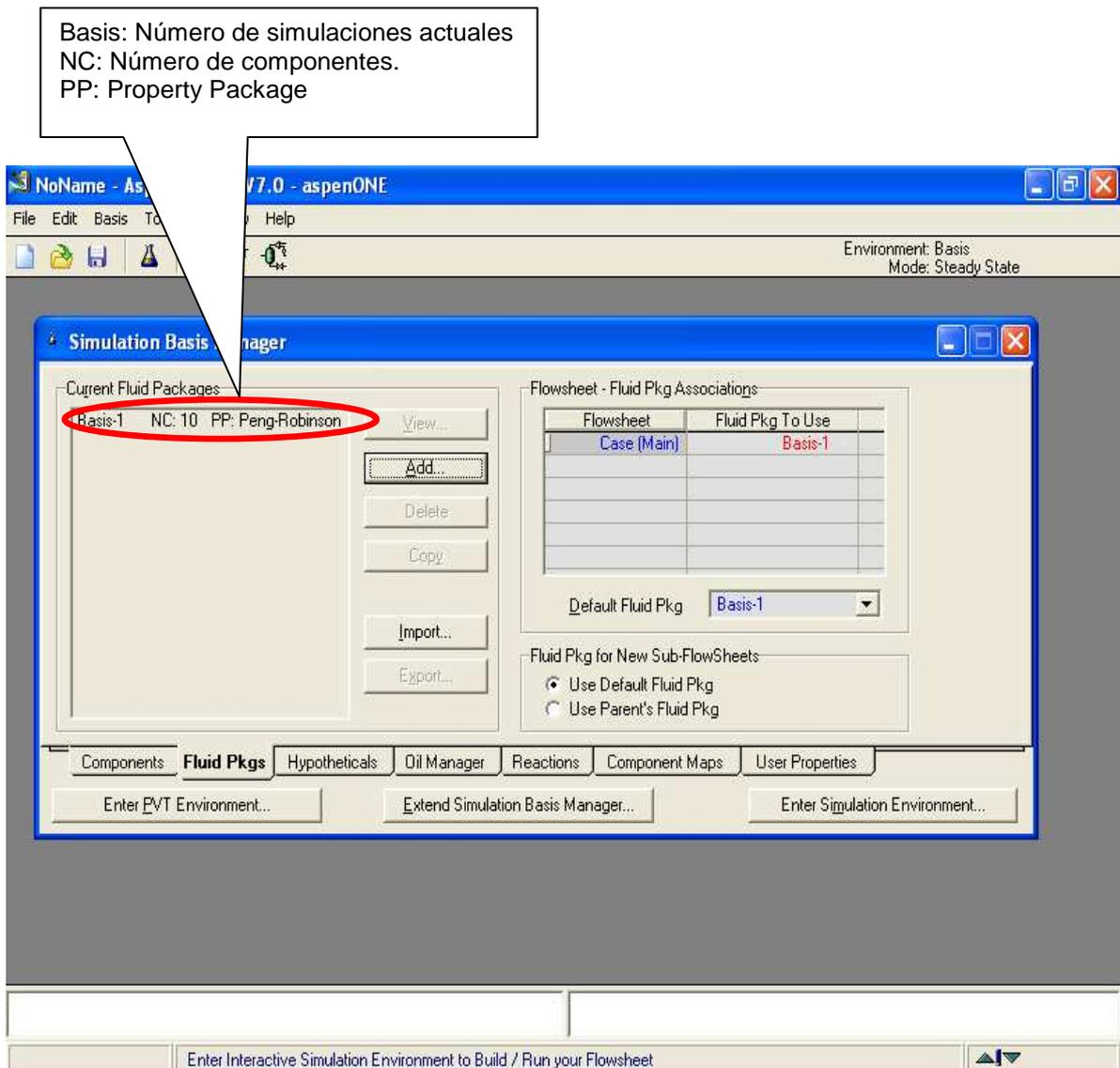


Figura 2.9. Interfaz del Simulation Basis Manager cuando se ha definido los componentes y el paquete de fluidos para el nuevo caso de simulación.

De regreso en el “Simulation Basis Manager”, se activó la pestaña “Oil Manager” y en ella se pinchó el botón “Enter Oil Environment”, como se indica en la figura 2.10.

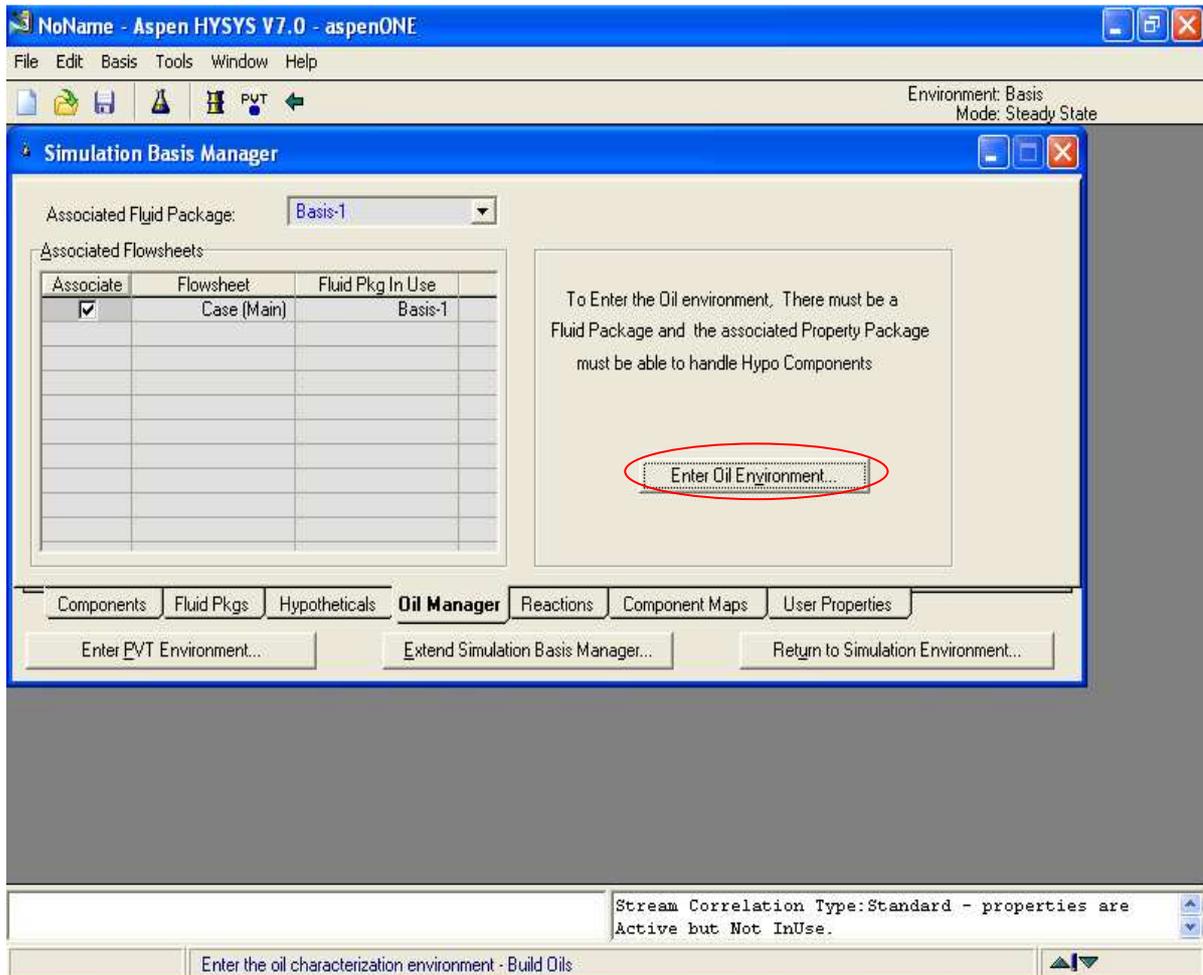


Figura 2.10. Interfaz Oil Manager

En la ventana “Oil Characterization”, en la pestaña “Assay” activa, se presionó el botón “Add” para iniciar el ingreso de la caracterización o assay ya mencionados en la sección 2.2.1, para cada corriente como se indica en la figura 2.11.

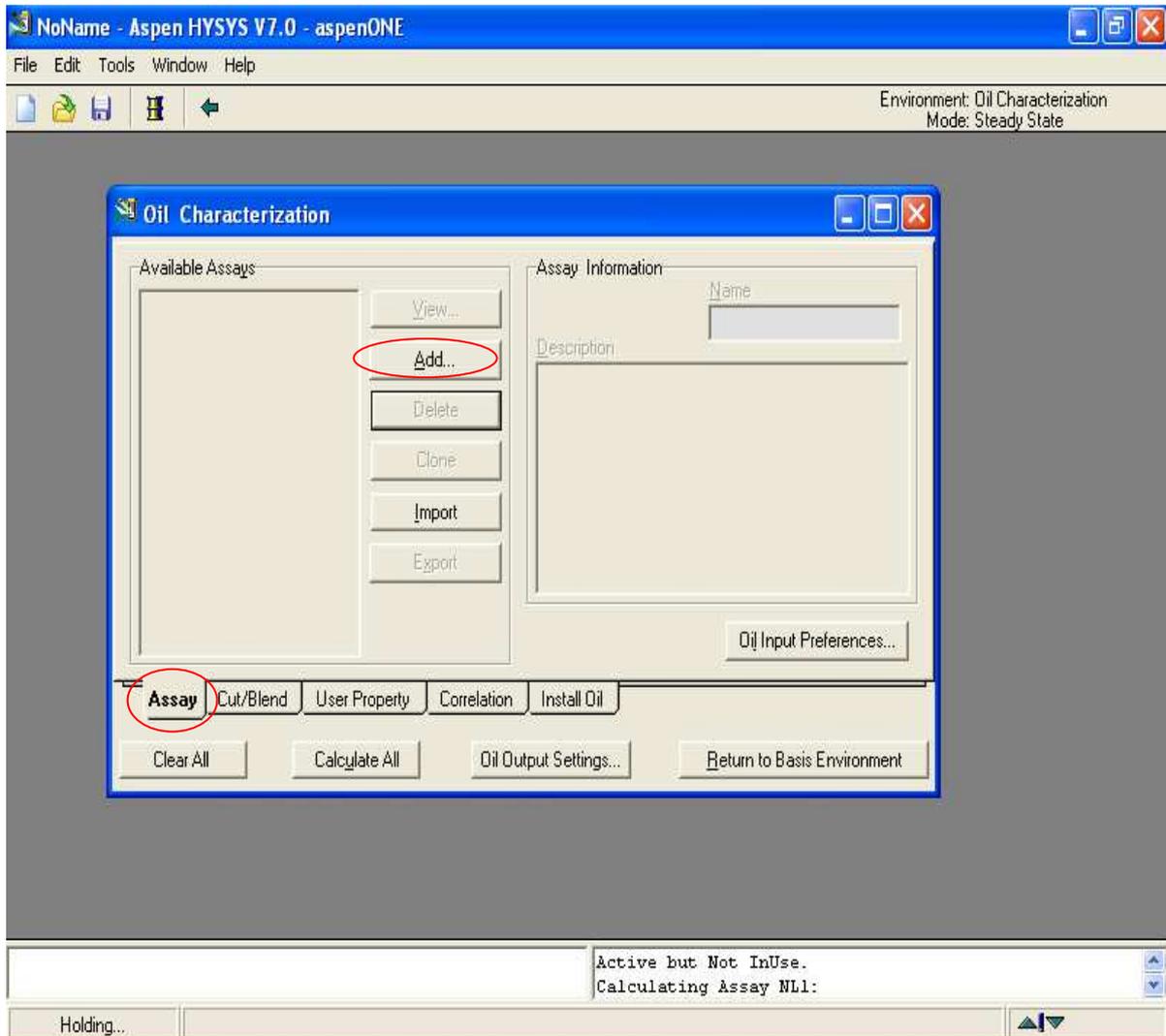


Figura 2.11. Interfaz del Oil Environment

En la ventana "Assay" abierta, en el cuadro "Assay Definition" en la selección "Bulk Properties", se seleccionó la opción "Used", como se indica en la figura 2.12.

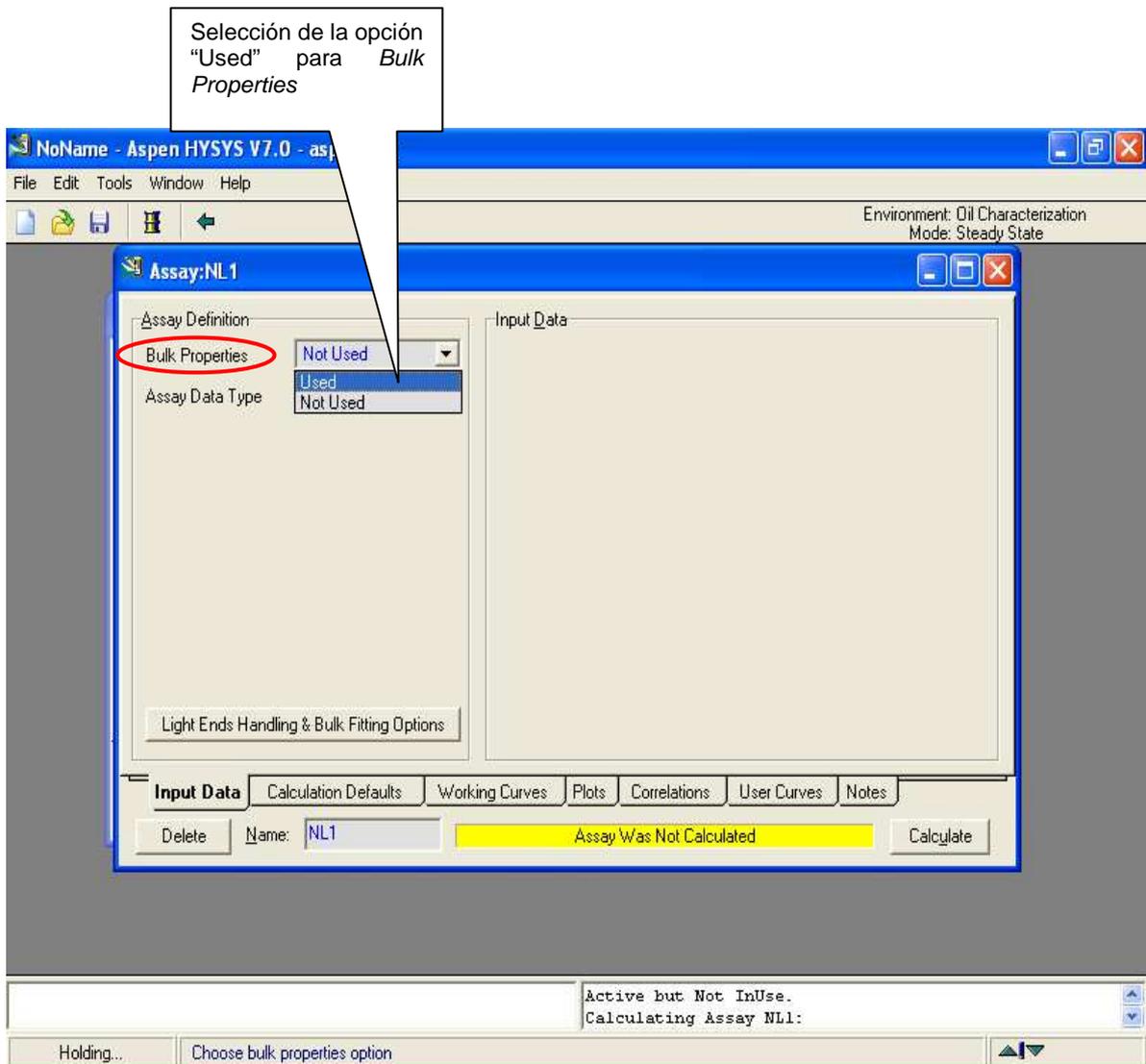


Figura 2.12. Selección del tipo de propiedades intensivas para la caracterización a definir en Hysys.

En el cuadro "Input Data" de la ventana mencionada en la figura 2.12, en la tabla de propiedades activa se ingresaron los datos de caracterización de crudo disponibles para cada corriente. En la figura 2.13 se indica el ejemplo para el corte de nafta liviana.

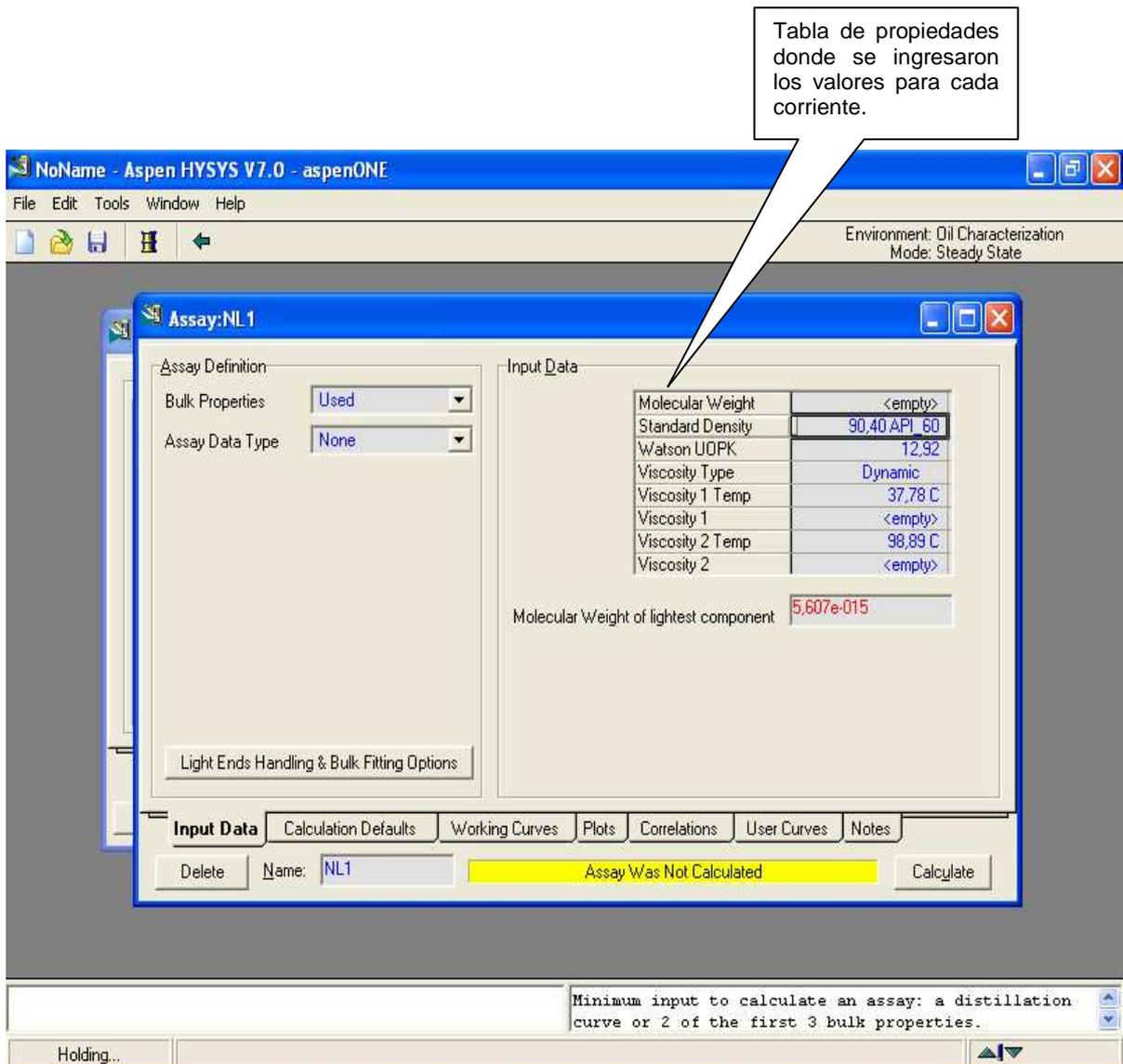


Figura 2.13. Ingreso de las propiedades intensivas disponibles en la caracterización para el corte nafta liviana.

En la selección “Assay Data Type”, se cambió la opción de acuerdo al tipo de ensayo utilizado en la caracterización o assay para destilación. Para la nafta liviana, por ejemplo, se seleccionó la opción *ASTM D86* y presionó el botón “Edit Assay”, como se indica en la figura 2.14.

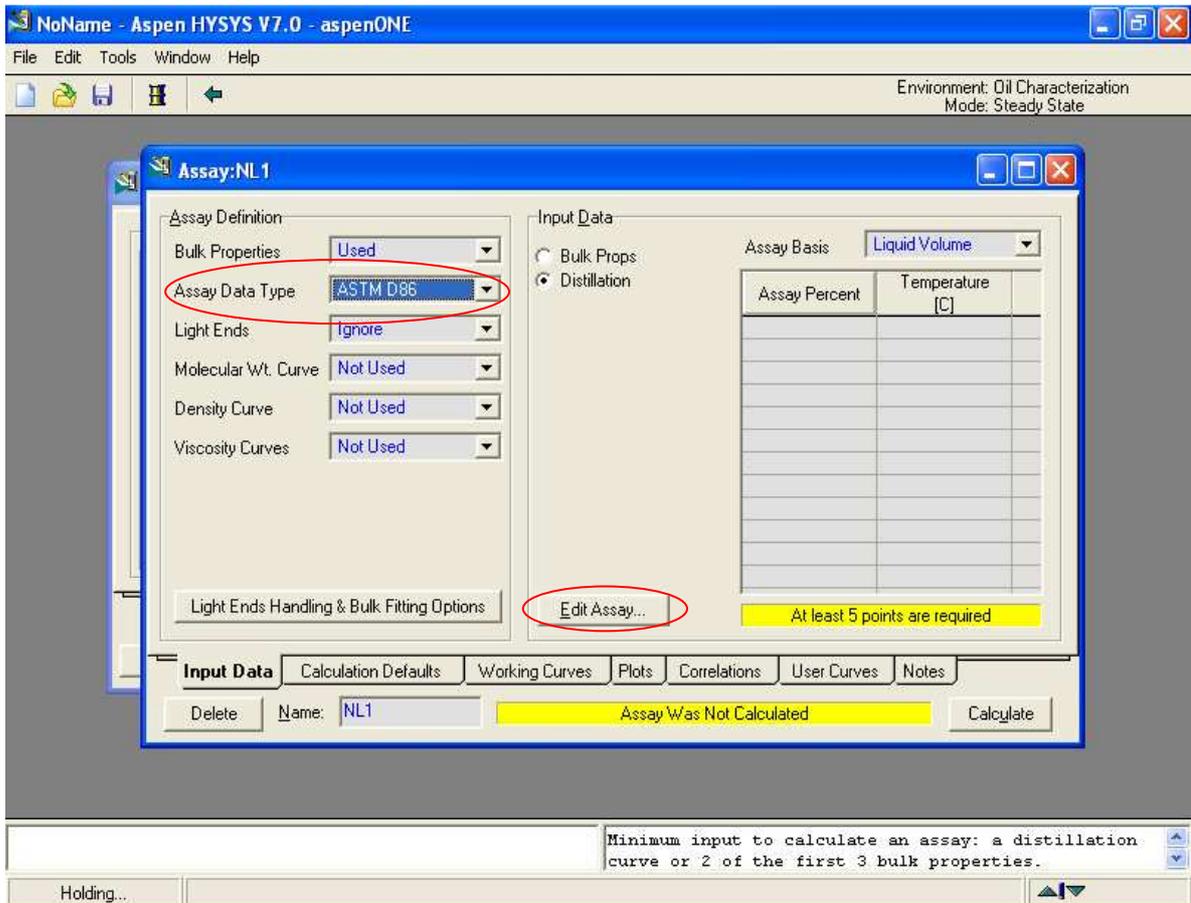


Figura 2.14. Selección del tipo de datos de caracterización para el corte de nafta liviana.

En la ventana “Assay Input Table” se ingresaron los valores del ensayo de destilación disponibles en la caracterización para cada corriente. Luego se presionó el botón “OK” para terminar el ingreso de los datos de cada corriente. En la figura 2.15 se indica los datos del ensayo de destilación ASTM D86 ingresados para el corte de nafta liviana, de la caracterización o assay de crudo procesado.

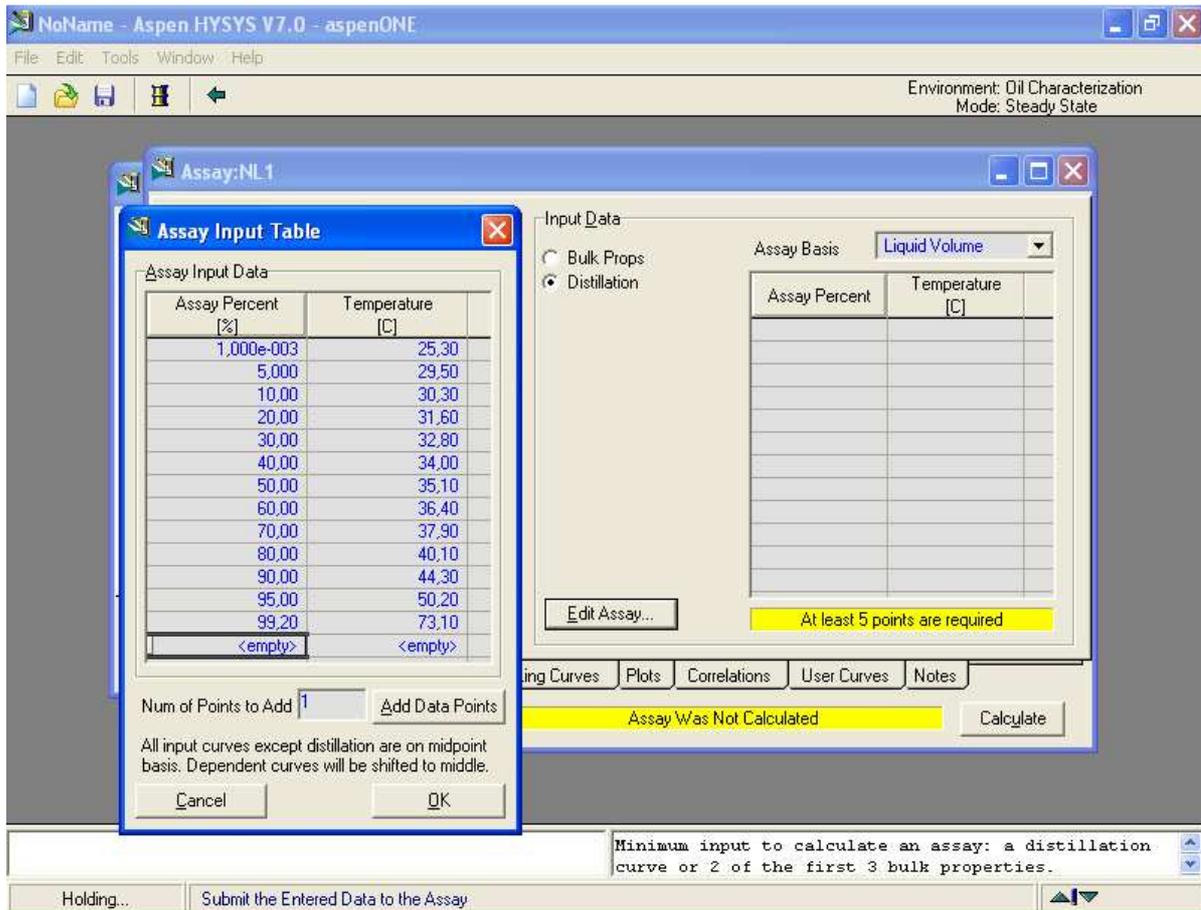


Figura 2.15. Datos del ensayo de destilación ingresados para el corte de nafta liviana.

Nuevamente en la ventana "Assay", se presionó el botón "Calculate" para generar los datos de cada corriente requeridos para la simulación. Este estado se evidencia en la barra inferior de la hoja que ha cambiado de color amarillo a verde, como se indica en la figura 2.16.

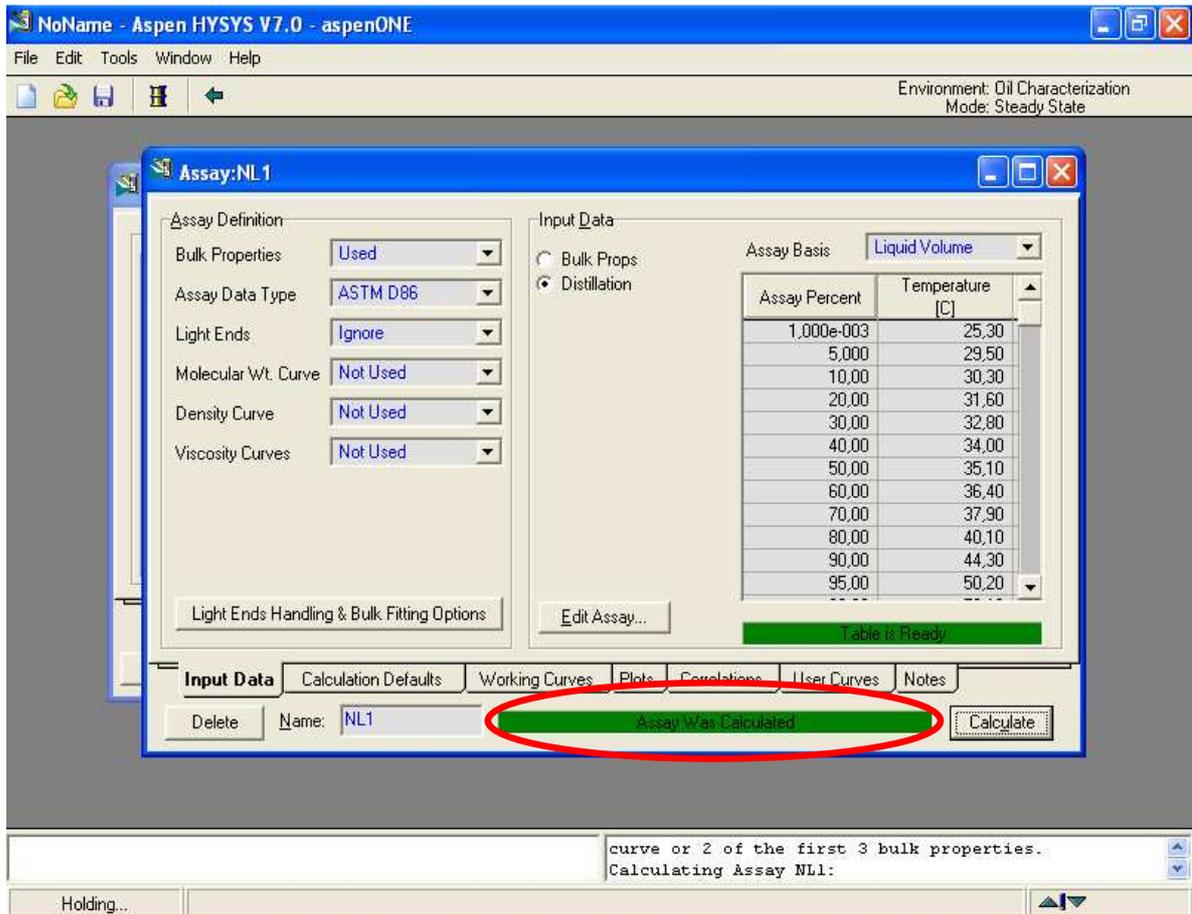


Figura 2.16. Barra de estado que indica la caracterización correcta del assay del corte de nafta liviana.

Se regresó a la ventana "Oil Characterization". En ella, se activó la pestaña "Cut/Blend" y en esta pestaña, se presionó el botón "Add" para iniciar el cálculo de las corrientes, como se indica en la figura 2.17.

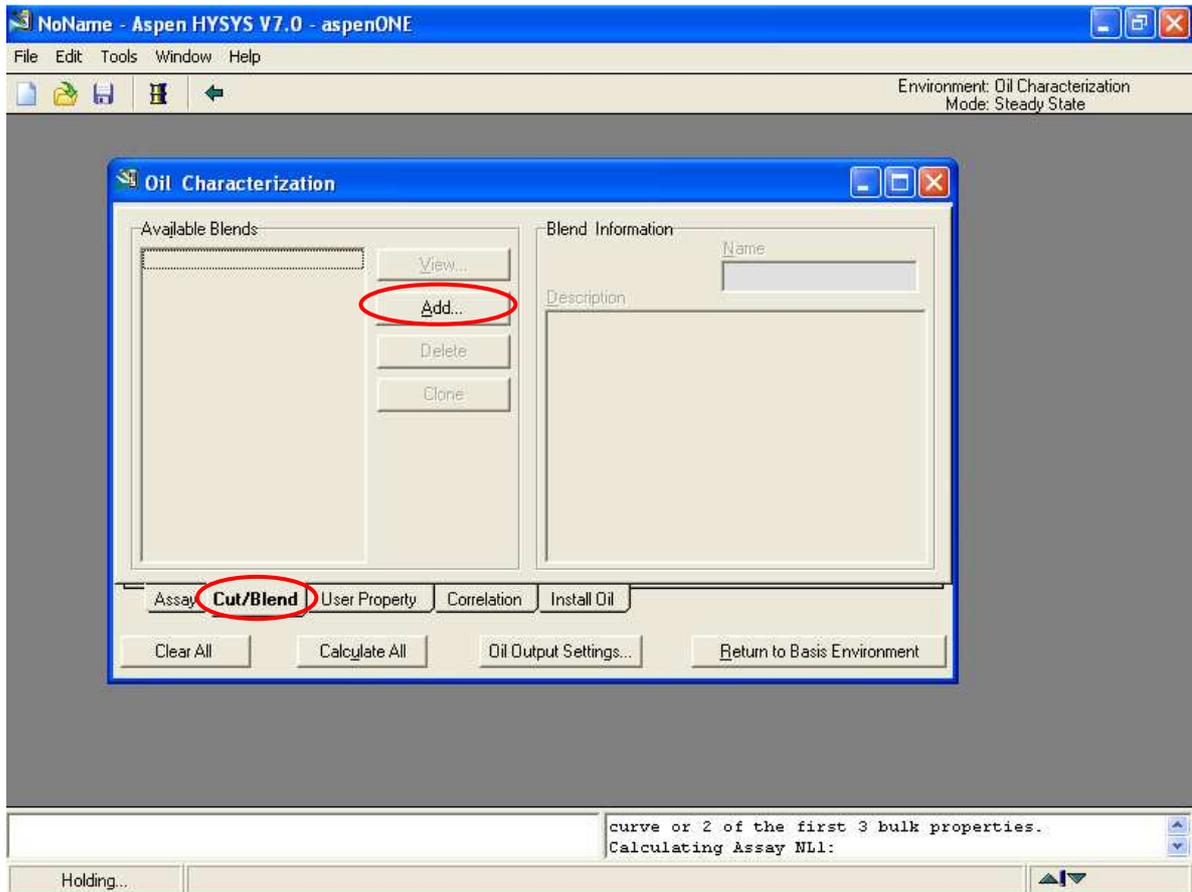


Figura 2.17. Interfaz para la opción Cut/Blend en el ambiente *Oil Environment*.

En el cuadro “Name” en la parte inferior de la ventana, se escribió el nombre de la corriente cuyo assay ha sido calculado. Procurando que su nombre esté resaltado sobre el cuadro “Available Assays” se presionó el botón “Add” para seleccionar la corriente a mezclar. Una vez añadida, esta corriente aparecerá en el cuadro “Oil Flow Information”, como se indica en la figura 2.18.

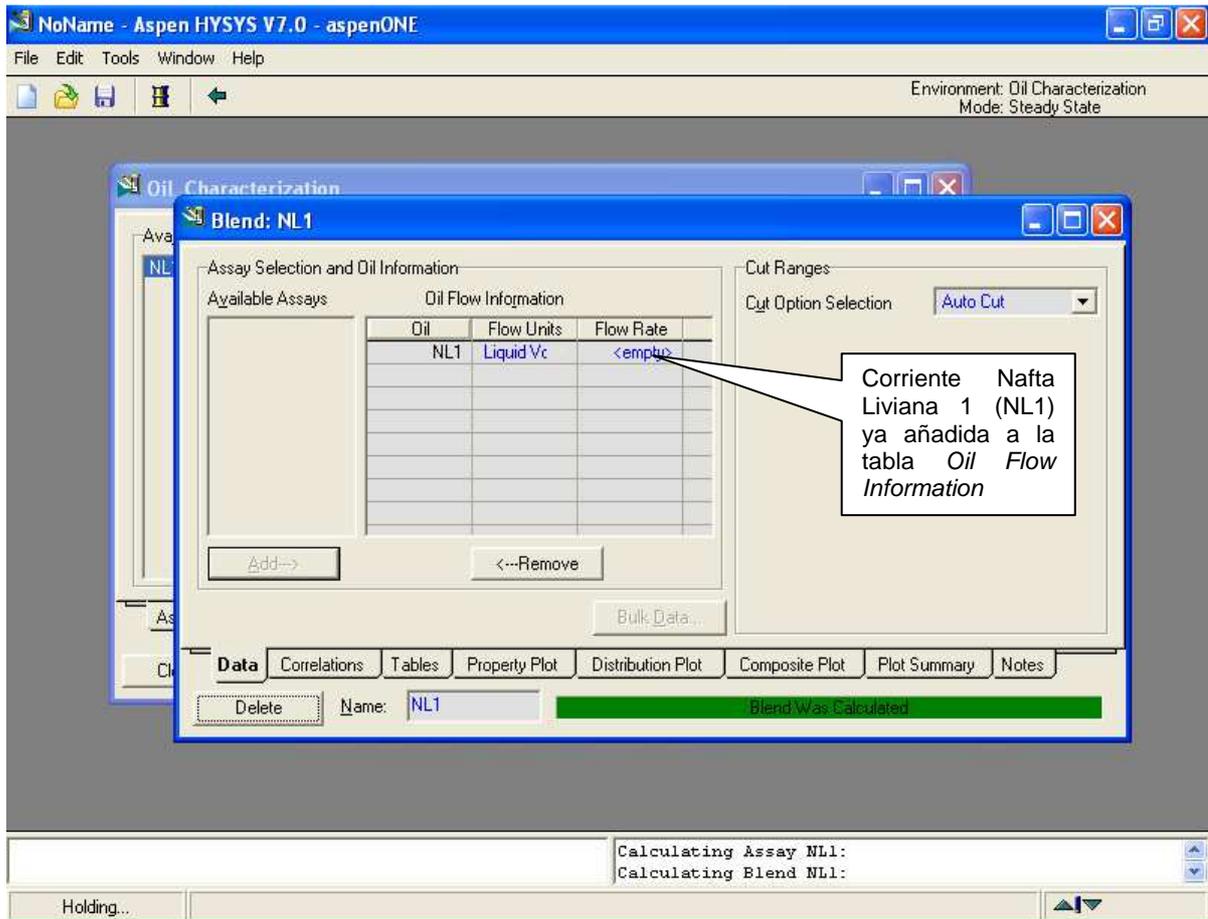


Figura 2.18. Creación de la mezcla (blend) NL1 de la corriente nafta liviana.

En la ventana "Oil Characterization", se activó la pestaña "Install Oil". Asegurándose que las opciones "Ready" e "Install" estén seleccionadas, se presionó entonces el botón "Calculate All", como se indica en la figura 2.19.

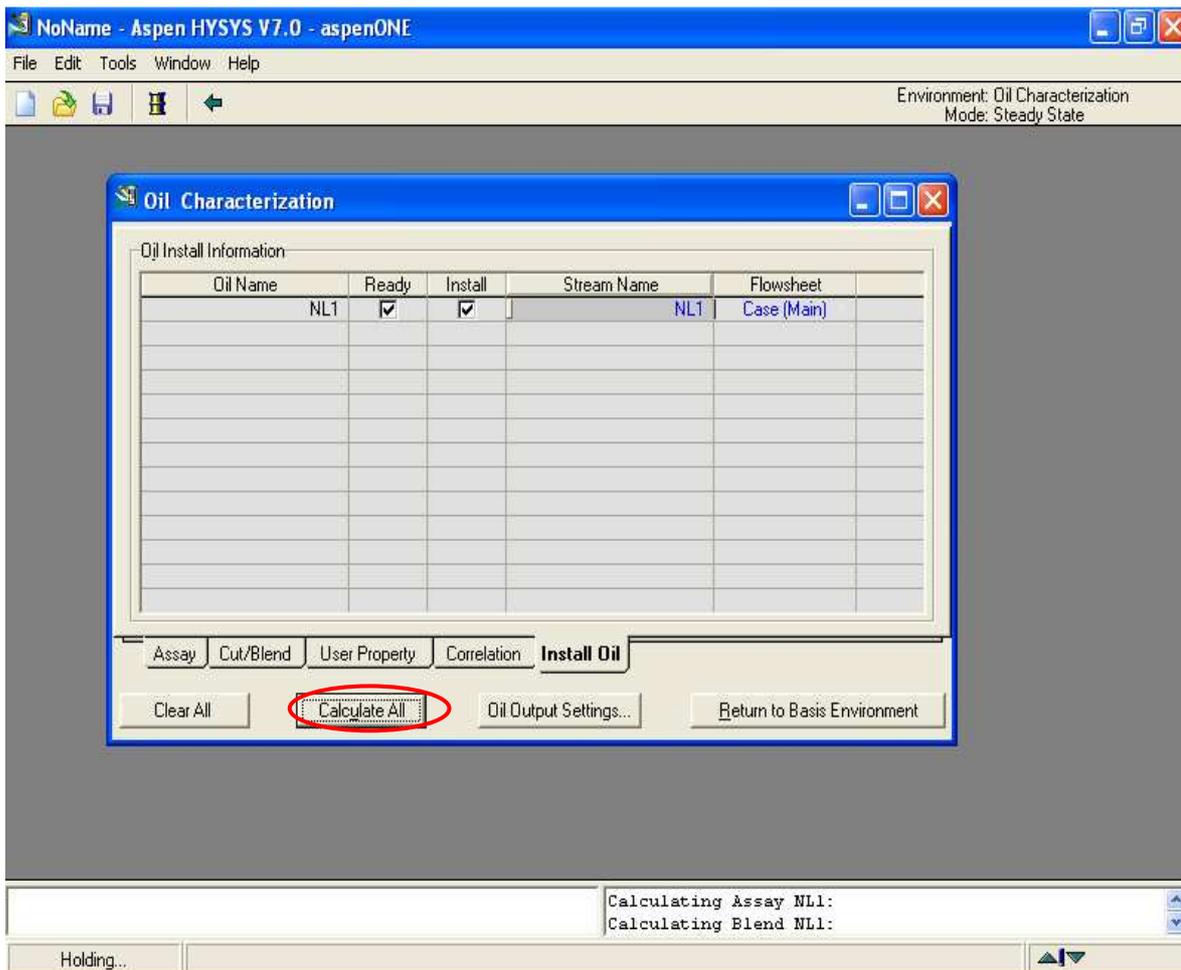


Figura 2.19. Cálculo e instalación de la corriente caracterizada nafta liviana.

Se procedió de la misma manera con todas las corrientes disponibles en la caracterización o assay de crudo.

Se generaron los datos para las corrientes. Los nombres de los datos generados para cada corriente aparecen en el cuadro *Available Assays* como se indica en la figura 2.20.

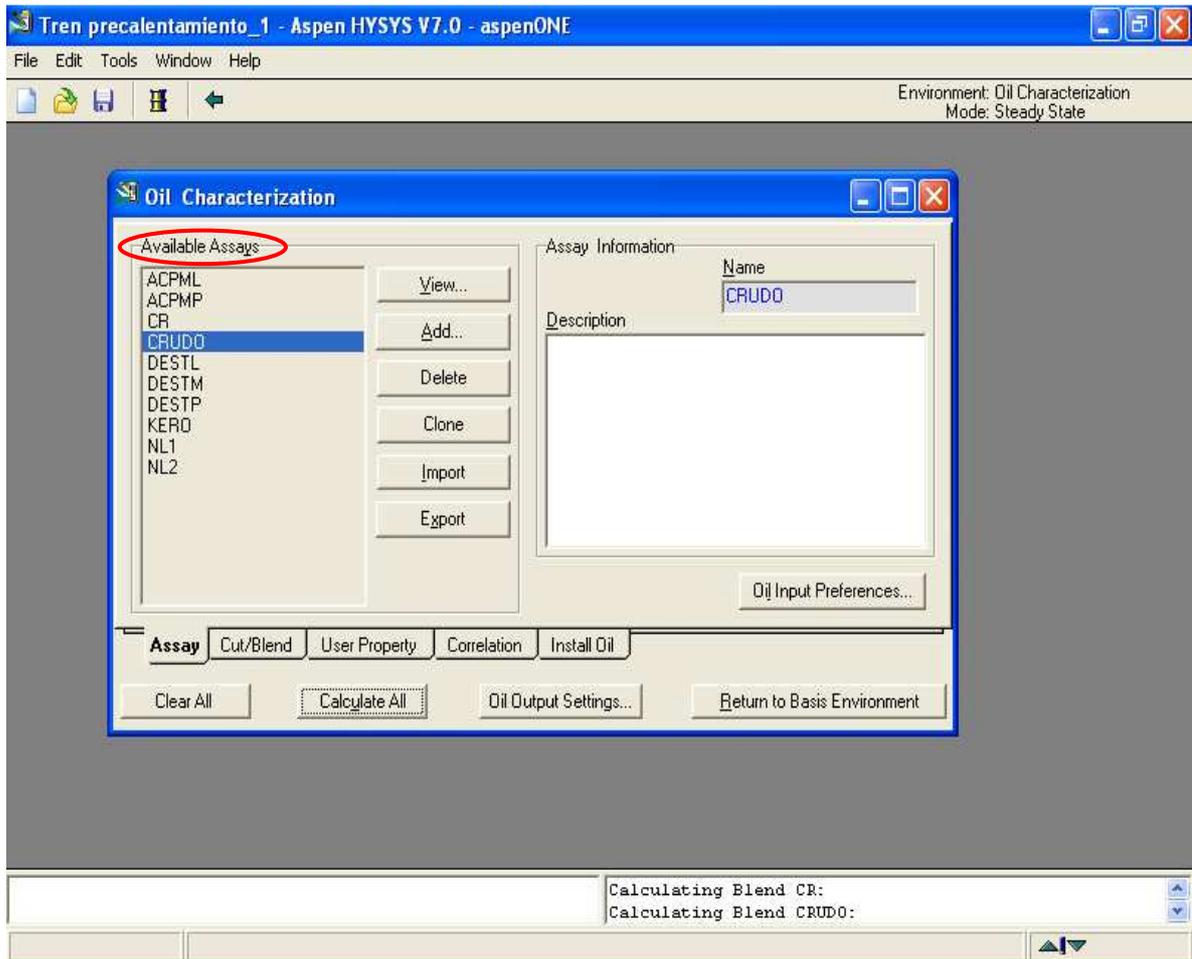


Figura 2.20. Assays calculados y disponibles en el ambiente *Oil Environment*.

De la misma manera, se realizó el *Cut/Blend* para todas las corrientes y se instalaron todas ellas. Las corrientes disponibles para realizar su *Cut/Blend* aparecen en el cuadro *Available Blends*, como se indica en la figura 2.21.

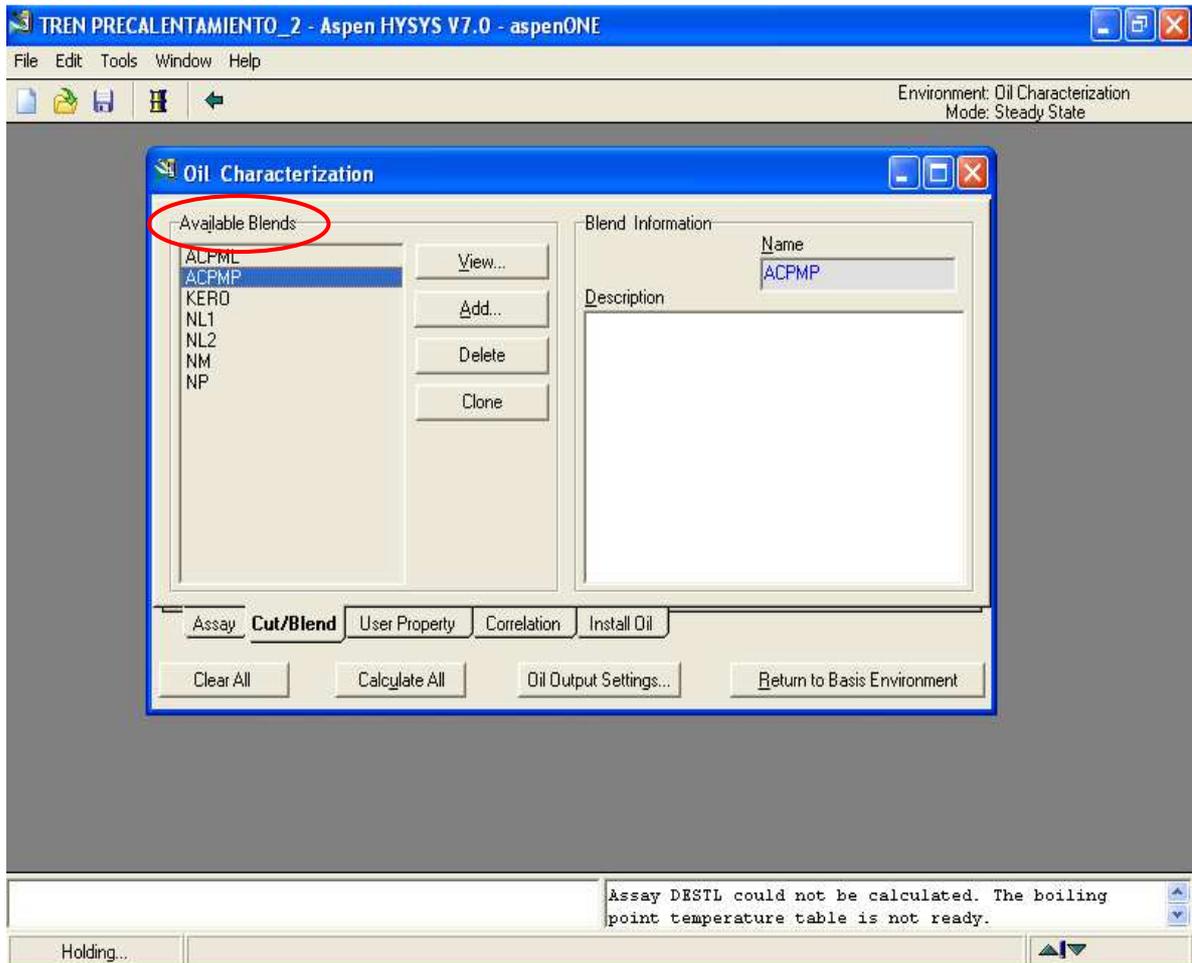


Figura 2.21. Corrientes disponibles para su *Cut/Blend* en el ambiente *Oil Environment*.

De esta manera se instalaron todas las corrientes disponibles en la caracterización o assay de crudo.

Con el botón "Return to Basis Environment" se regresó a la ventana "Simulation Basis Manager." Todas las corrientes calculadas e instaladas aparecen en el cuadro *Oil Install Information* en la pestaña "Install Oil", como se indica en la figura 2.22.

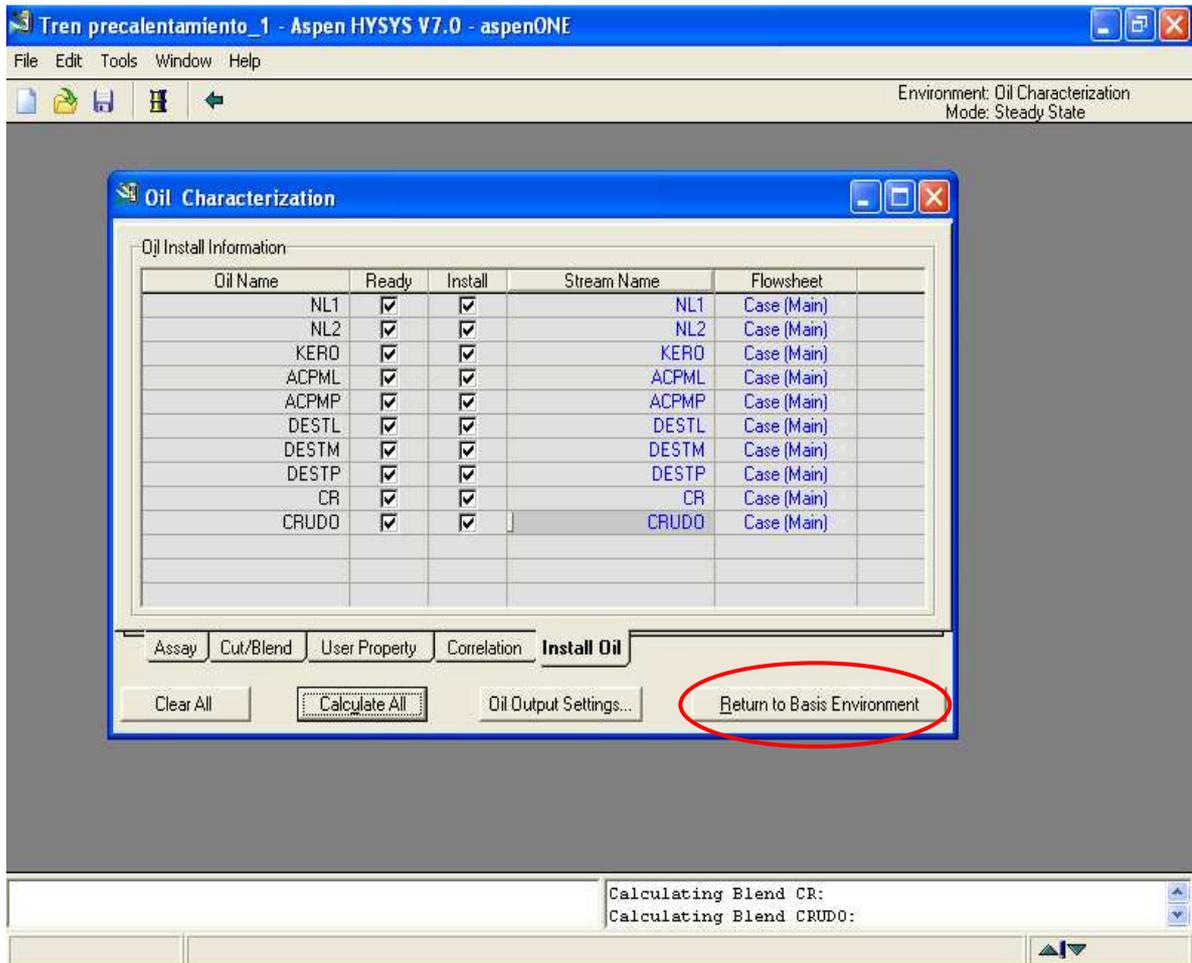


Figura 2.22. Corrientes calculadas e instaladas en el ambiente *Oil Environment*.

Nuevamente en el ambiente "Simulation Basis Manager", se seleccionó "Return to Simulation Environment" para ingresar al "Process Flow Diagram (PFD)", ambiente donde se realizó la simulación. Esto se indica en la figura 2.23.

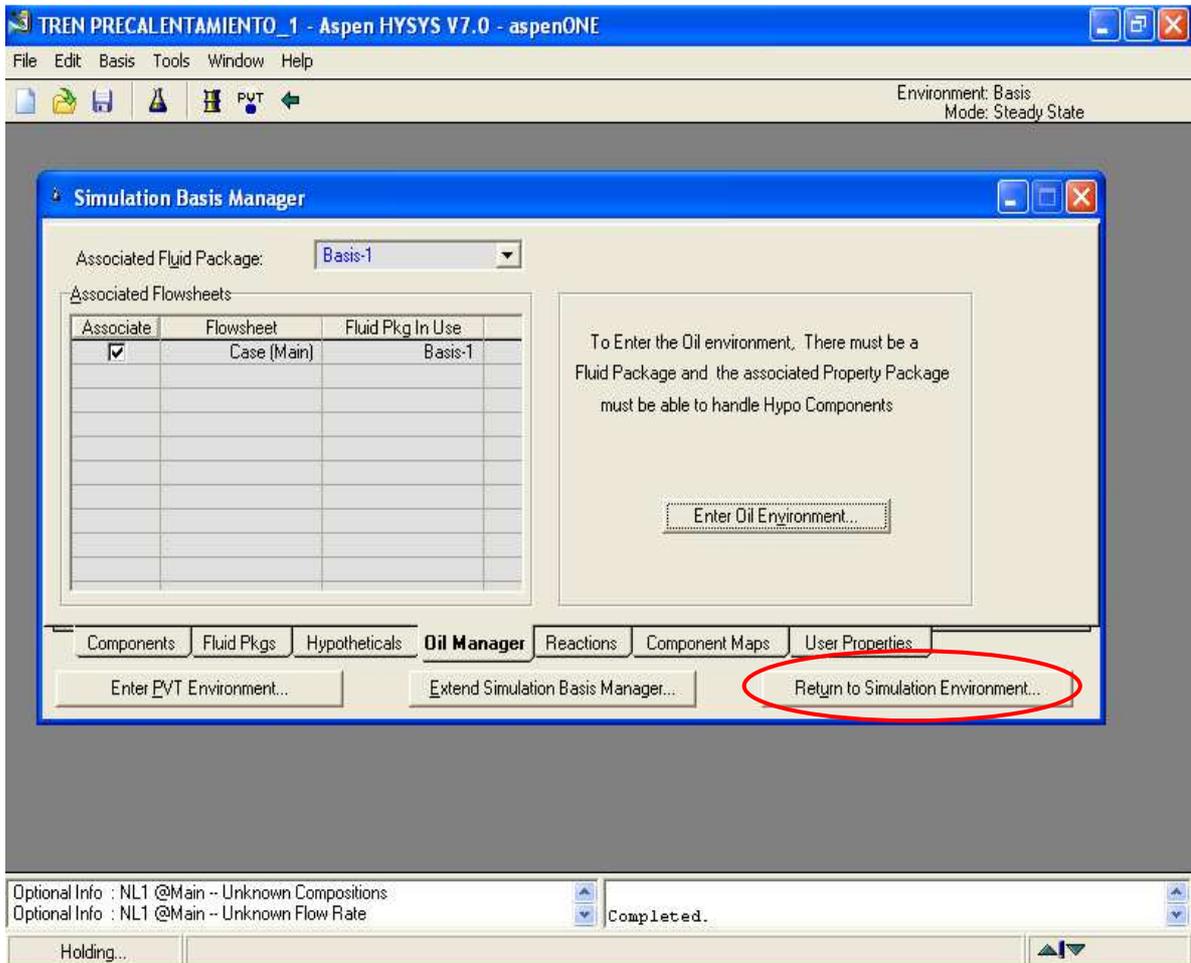


Figura 2.23. Ícono para ingresar al *Simulation Environment* desde el ambiente *Simulation Basis Manager*.

Ya en el PFD aparecieron todas las corrientes que fueron ingresadas y caracterizadas en el “Oil Characterization Environment”. Éstas se instalaron en el PFD con un color azul pálido, el cual revela que las corrientes aún no están completamente definidas, como se indica en la figura 2.24.

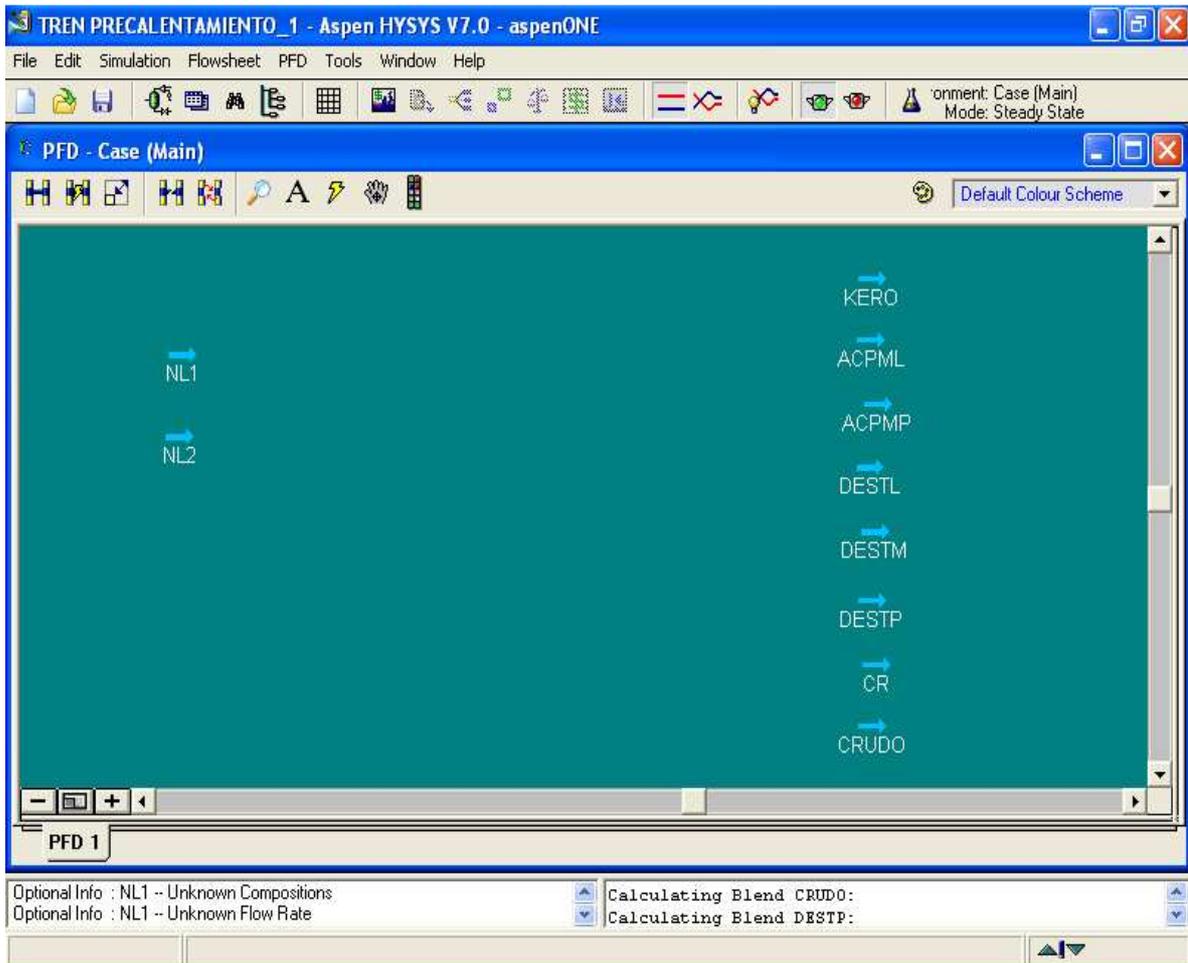


Figura 2.24. Interfaz del PFD con las corrientes caracterizadas en el *Simulation Basis Manager*.

Lo que hasta este punto del documento se ha descrito sólo constituye el ingreso de las principales características de las corrientes del tren de intercambio calórico de la planta Universal, cuyo PID puede apreciarse en la figura 2.1

Para la simulación del tren, fue necesario completar la caracterización de las corrientes con los valores de operación que se muestran en la tabla 2.1.

Para ello fue necesario abrir la ventana de propiedades de cada corriente en la hoja del diagrama de flujo del proceso (PFD).

En ella, se ingresaron los datos de campo necesarios para caracterizar cada una de las corrientes.

Para el caso de la corriente nafta liviana, por ejemplo, se ingresó el valor de temperatura, presión y caudal de acuerdo a los grados de libertad, como se muestra en la figura 2.25.

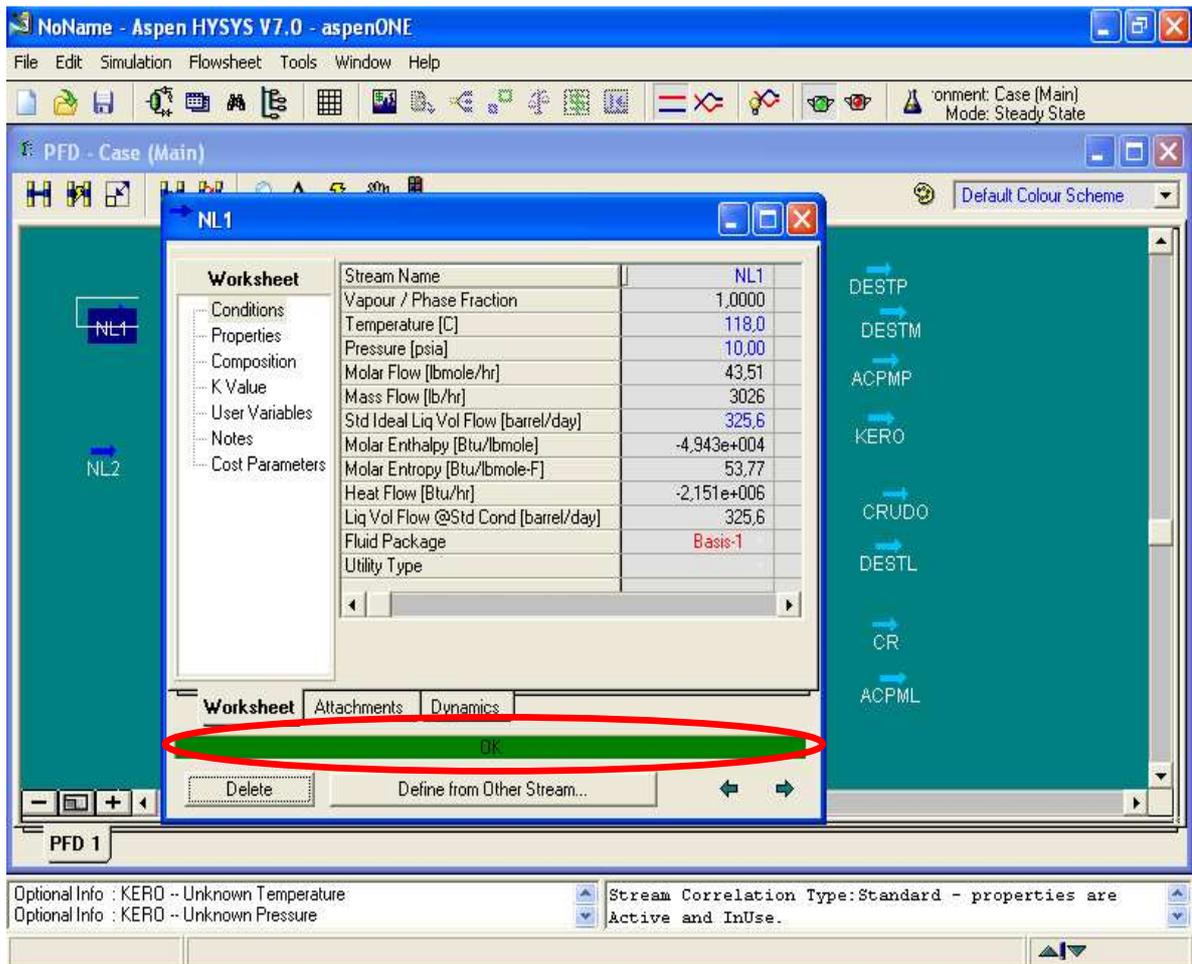


Figura 2.25. Ingreso de variables para la caracterización de la corriente nafta liviana.

Una vez que se hubo ingresado toda la información necesaria para caracterizar cada corriente, la barra de estado ubicada en la parte inferior de la ventana, cambió de color amarillo a verde, como se muestra en la figura 2.24

Además, cada corriente en el diagrama de flujo del proceso cambió de color celeste a azul intenso, indicando que esa corriente ya se encontraba completamente definida.

2.2.3.3 Instalación de los Equipos

Debido a que las corrientes disponibles en la caracterización o assay de crudo, que a su vez fueron ingresadas en el “Oil Characterization Environment” para la generación de sus propiedades y datos necesarios para la simulación, son corrientes de productos obtenidos del proceso de refinación de crudo, fue necesario instalar un mezclador (mixer) para poder integrar todas estas corrientes en una sola y obtener la única corriente que efectivamente ingresa al tren de precalentamiento de crudo.

Instalación de un Mezclador: Mediante un mezclador se unió las corrientes NL1, NL2, NM, NP, y GASES, que se pueden apreciar en la figura 2.24.

Para ello, se seleccionó el ícono “Mixer” (mezclador) de la paleta de objetos, como se muestra en la figura 2.26.

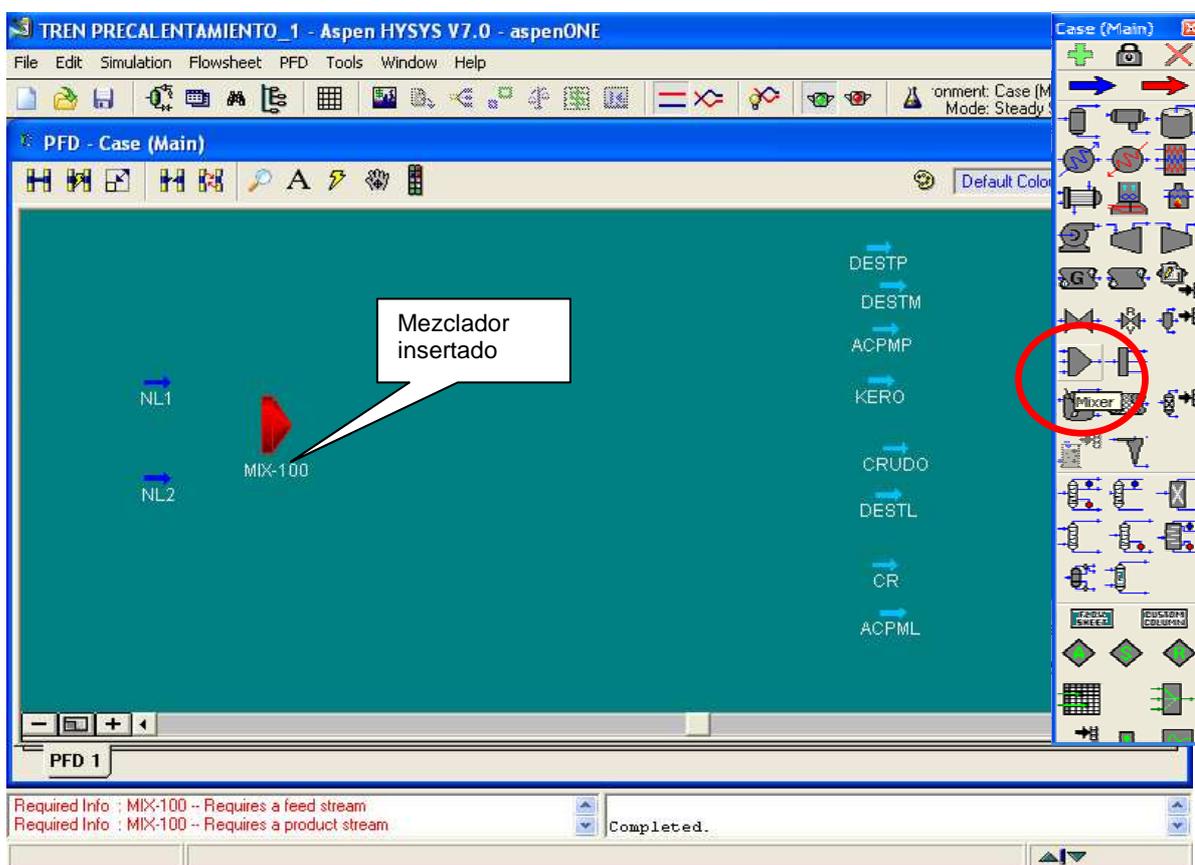


Figura 2.26. Instalación de un mezclador.

Se abrió la ventana de propiedades del objeto insertado. En ella, en la pestaña “Design” opción “Connections”, se ingresaron todas las corrientes a mezclar en el cuadro “Inlets” y en el cuadro “Outlets”, se especificó el nombre de la corriente resultante como GB. Esto se indica en la figura 2.27.

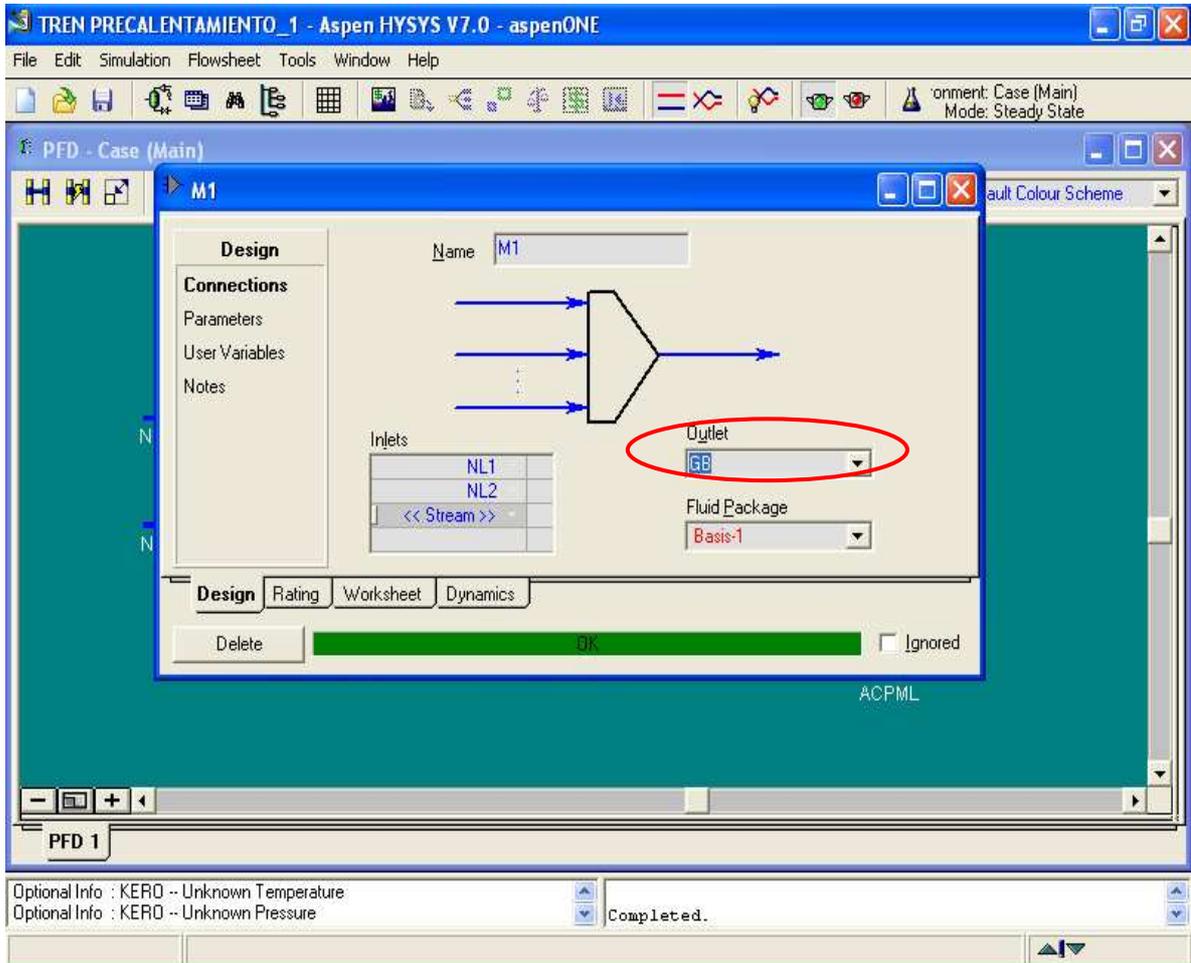


Figura 2.27. Definición de las corrientes de entrada y salida del mezclador.

Instalación de un Intercambiador de Calor: En la paleta de objetos, se seleccionó el ícono “Heat Exchanger” (intercambiador de calor), como se indica en la figura 2.28.

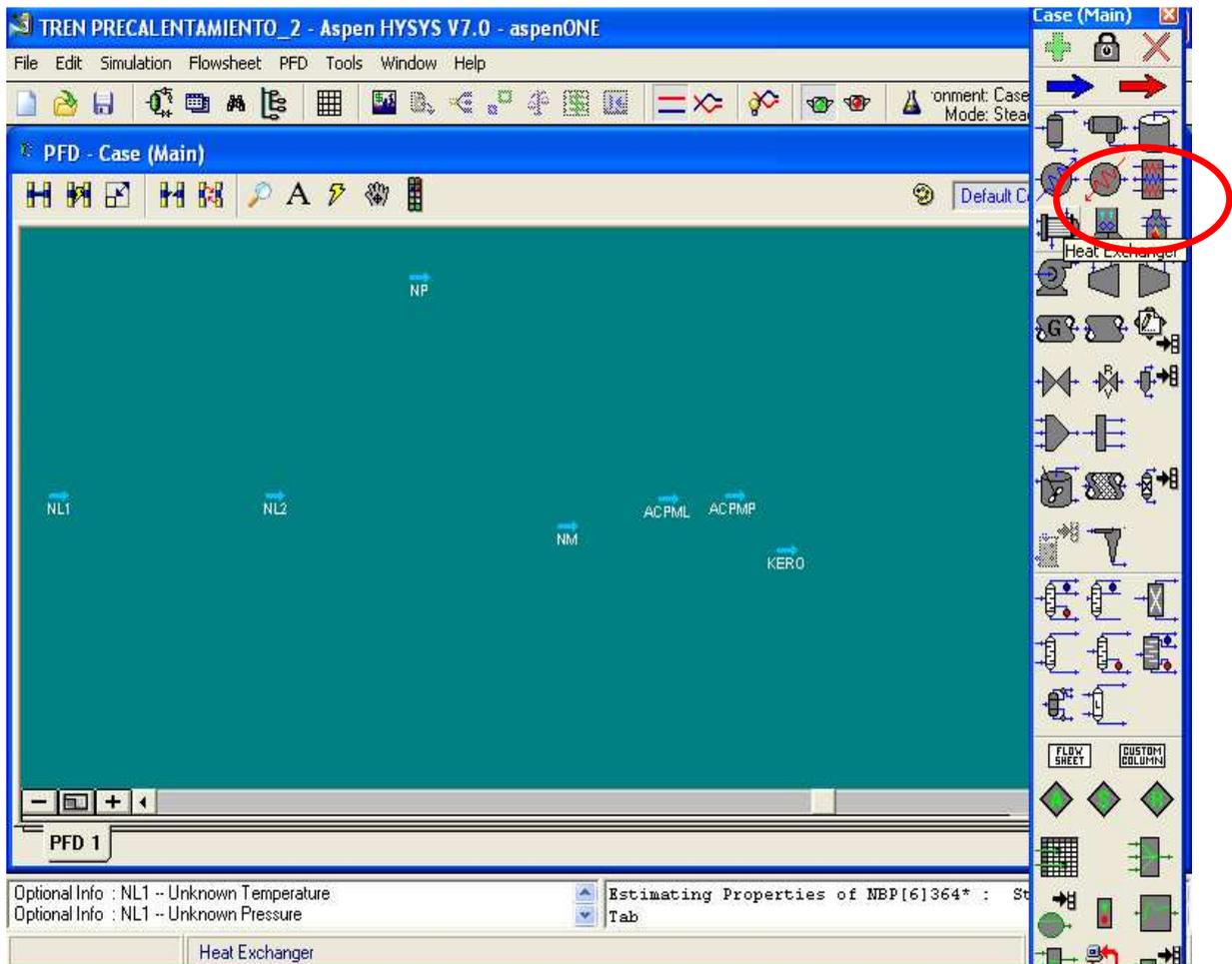


Figura 2.28. Selección de un intercambiador de calor.

Se colocó al intercambiador seleccionado sobre el PFD. Por defecto, el nombre del intercambiador seleccionado fue E-100, como se indica en la figura 2.29.

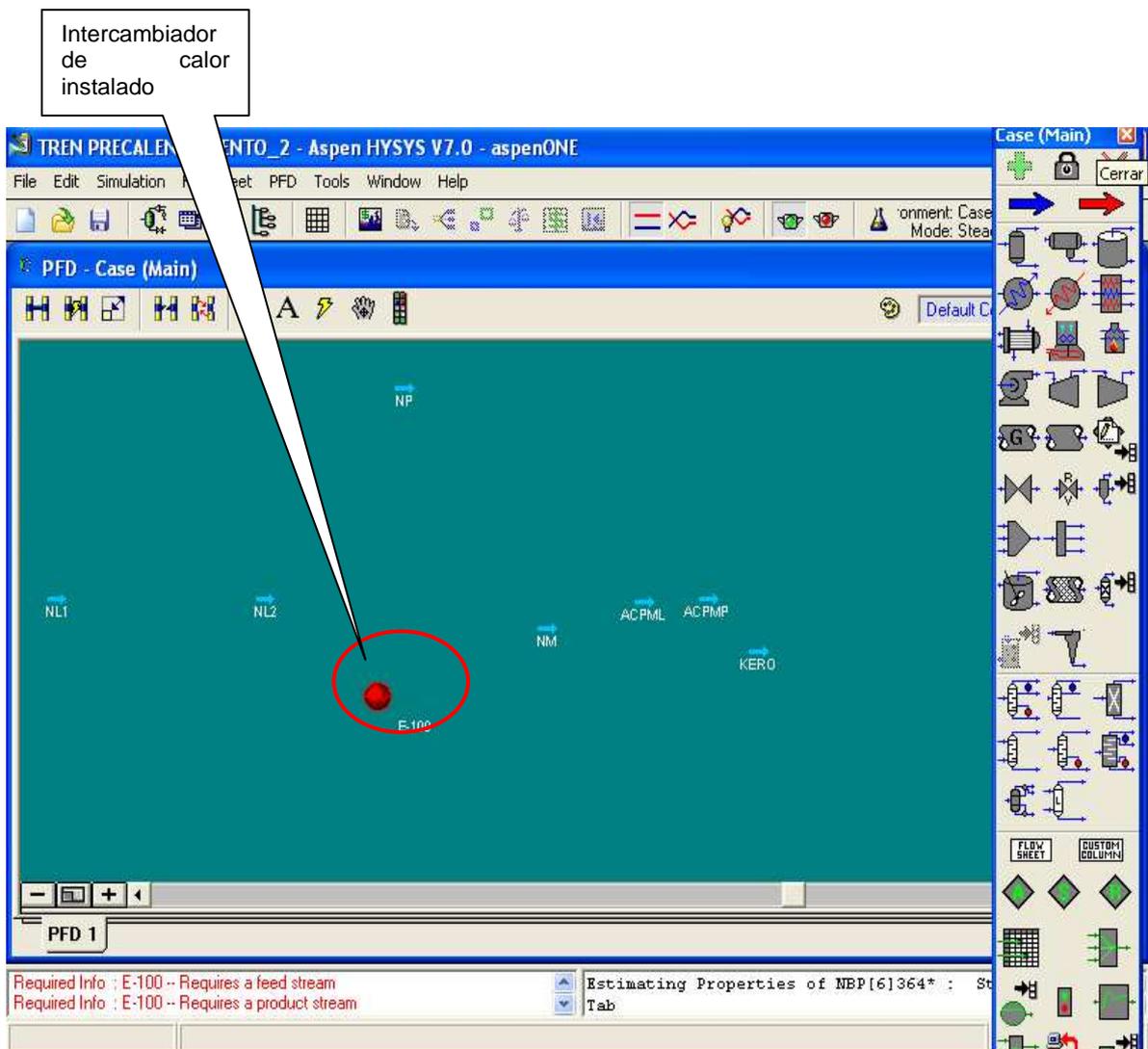


Figura 2.29. Intercambiador de calor instalado en el PFD del proceso.

Se abrió la ventana de propiedades del equipo inicialmente designado por defecto como E-100 y posteriormente designado CE-1. En ella, asegurándose que la pestaña “Design” estuviera activa, en la opción “Connections” se ingresaron las corrientes de entrada y salida a y desde los tubos, y las corrientes de entrada y salida a y desde la coraza, y el nombre del intercambiador, como se indica en la figura 2.30.

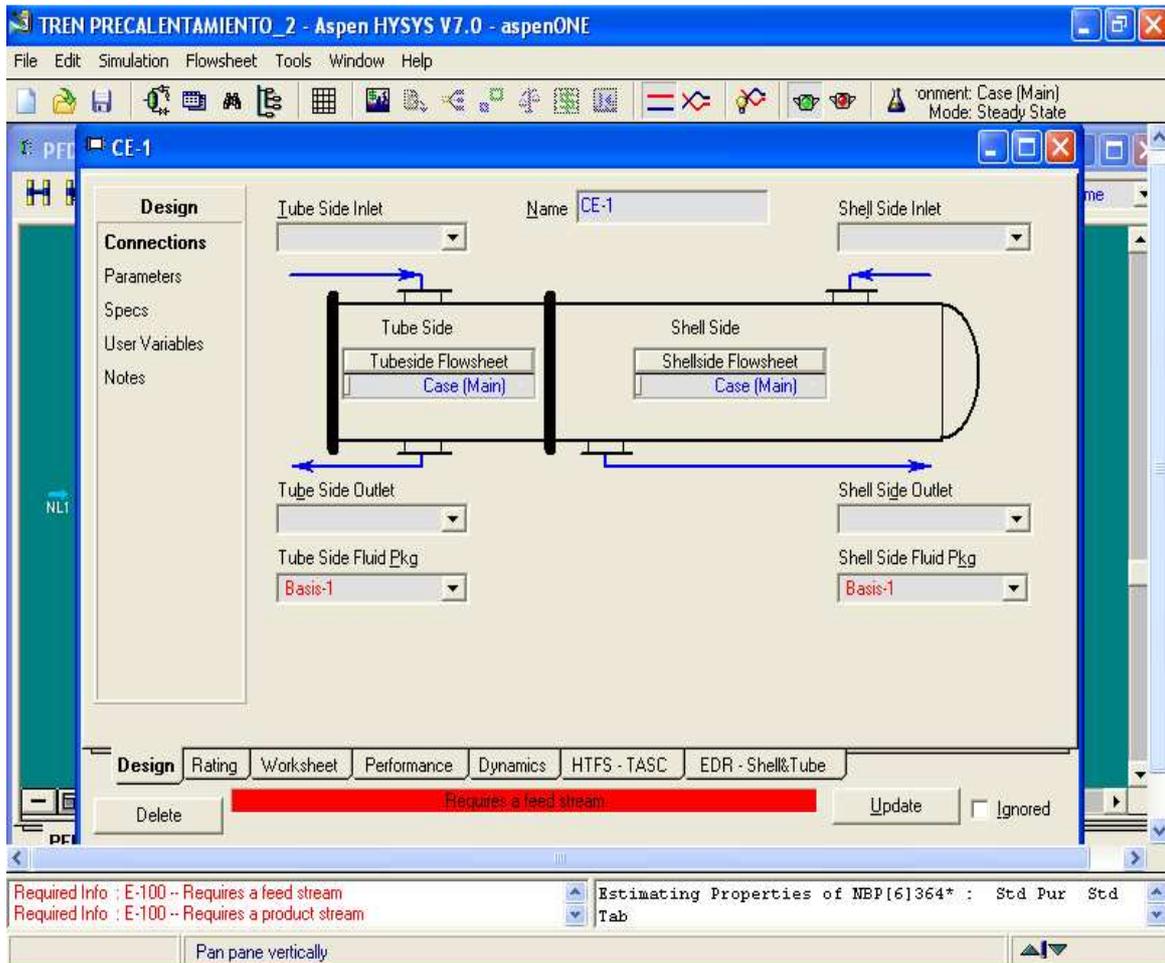


Figura 2.30. Ventana de propiedades del intercambiador de calor instalado.

En la pestaña “Design”, opción “Parameters” se seleccionó la opción “Dynamic Rating” y se ingresaron los datos de campo para los valores de caída de presión en el lado de los tubos y la coraza, como se muestra en la figura 2.31.

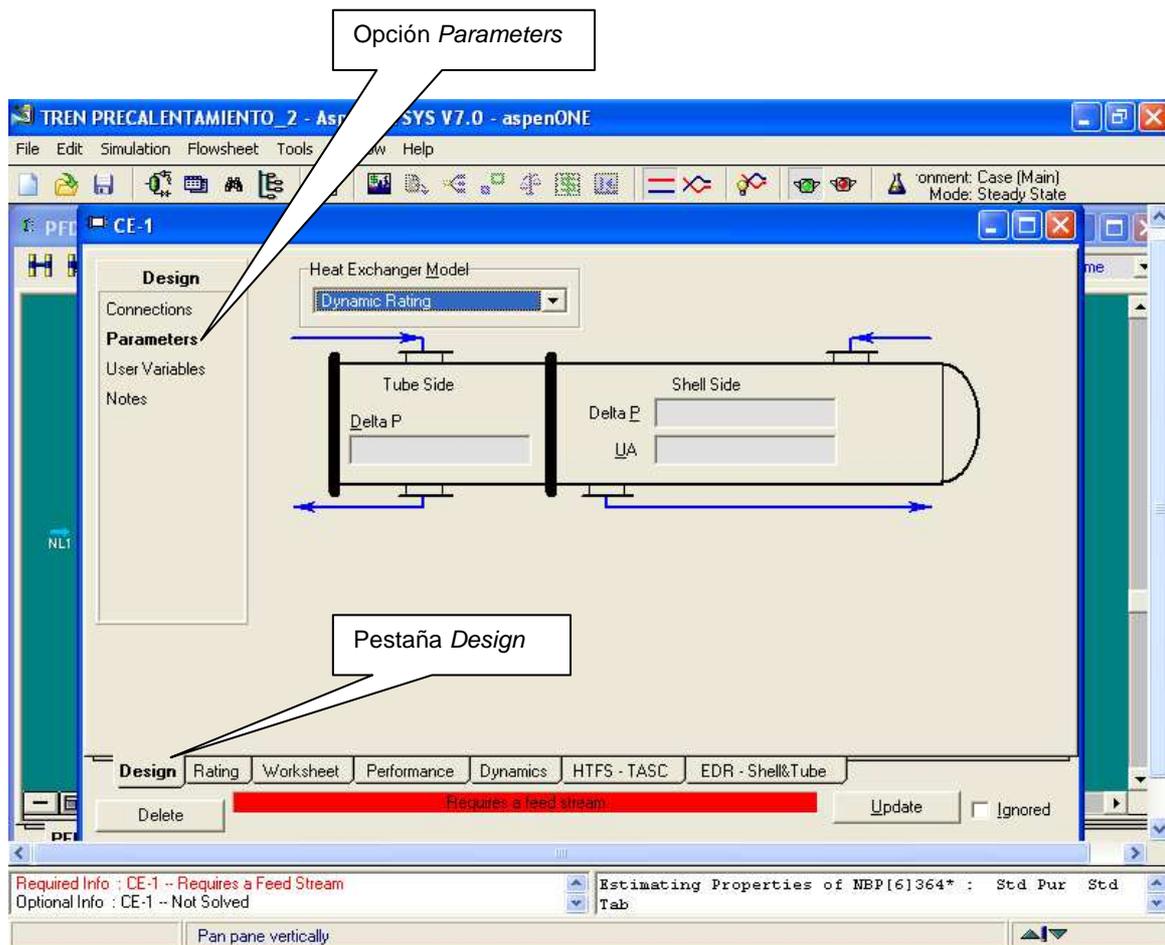


Figura 2.31. Definición del modelo de funcionamiento del intercambiador de calor instalado.

En la pestaña “Rating”, opción “Sizing” se activó la opción “Overall” y se ingresaron los datos mecánicos del equipo: número de pasos por la coraza, número de corazas en serie, número de corazas en paralelo, pasos por los tubos por coraza, posición del intercambiador y tipo TEMA del intercambiador, como se muestra en la figura 2.32 y figura 2.33.

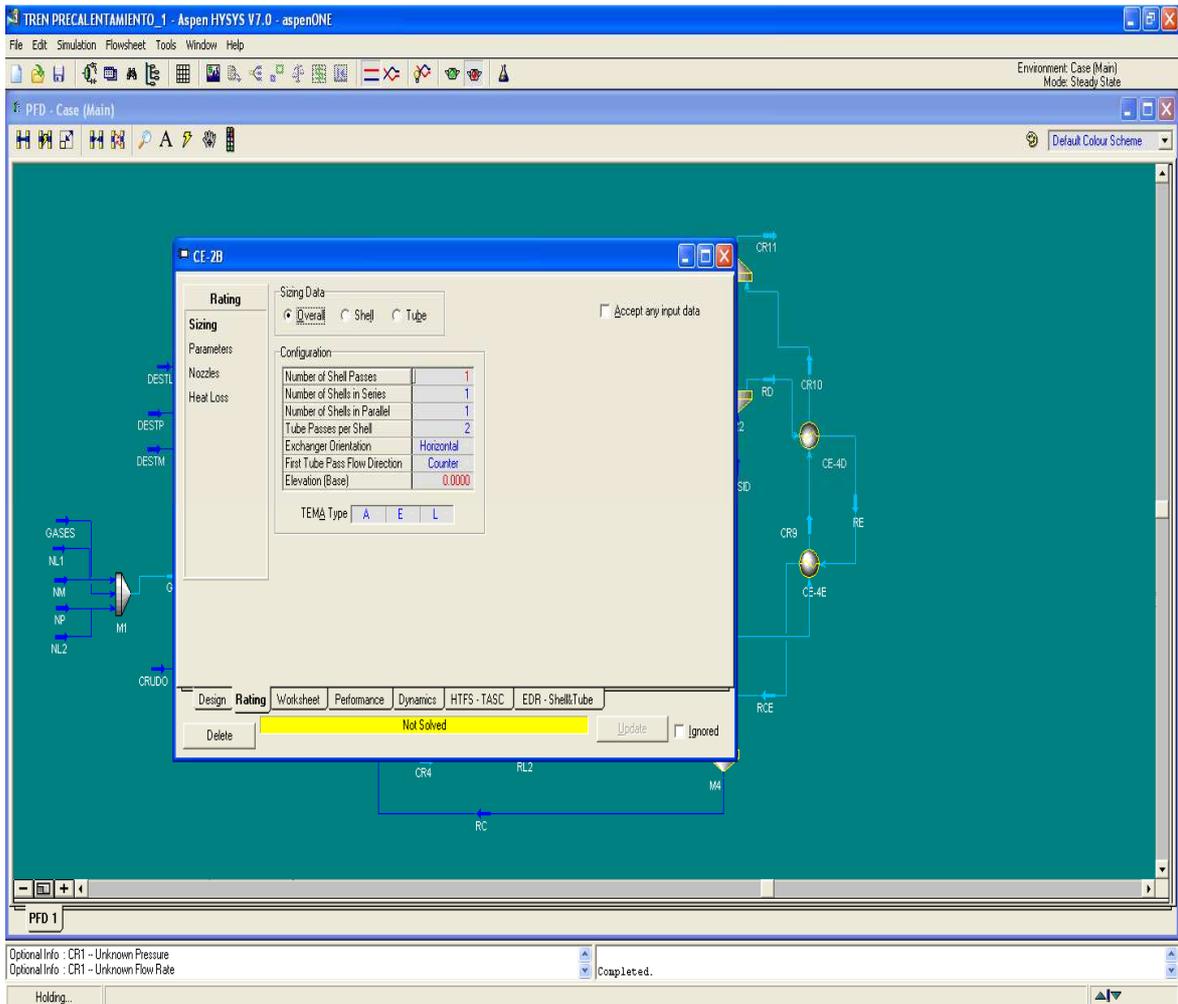


Figura 2.32. Dimensionamiento del intercambiador de calor instalado.

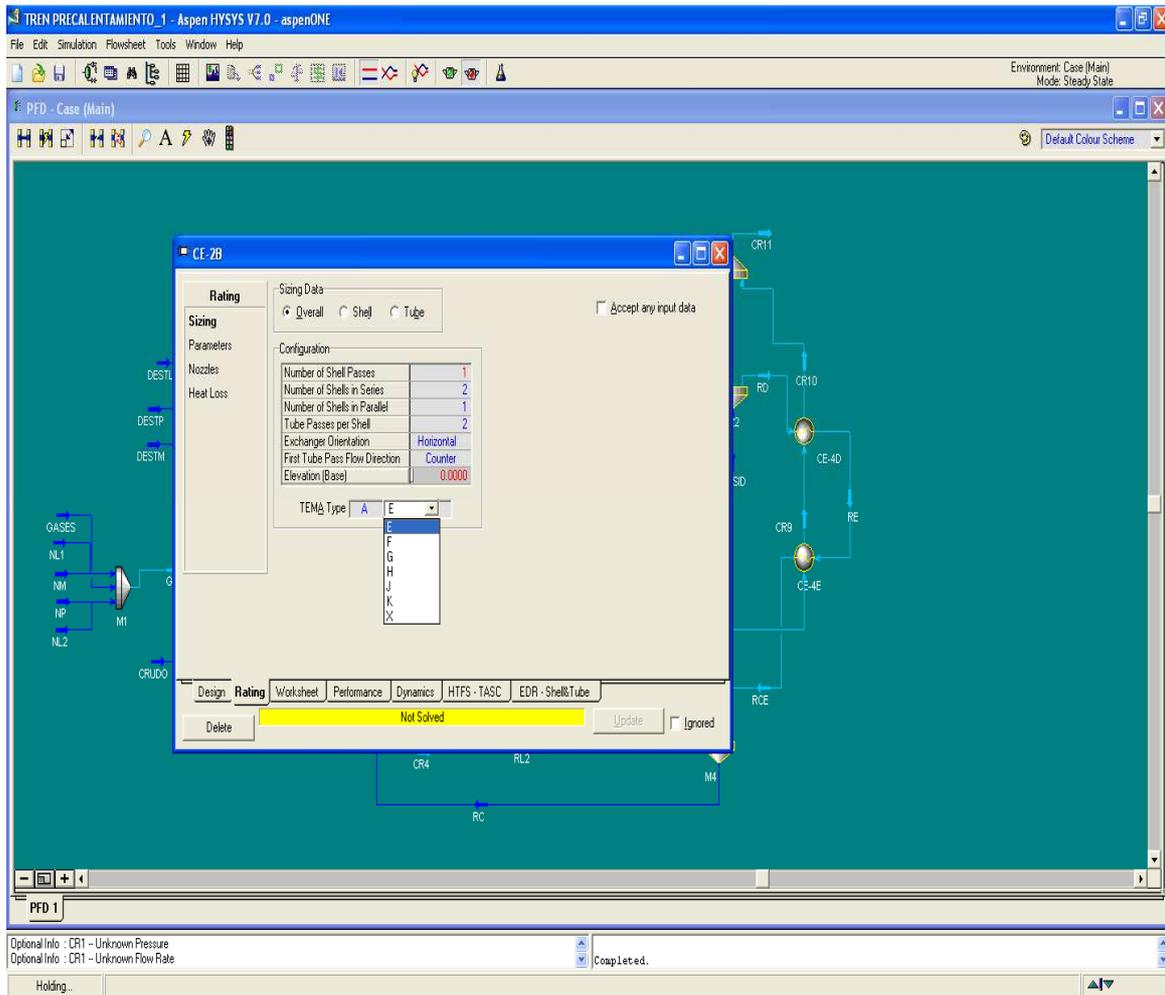


Figura 2.33. Definición de tipo TEMA del intercambiador.

Se activó la opción “Shell” (coraza) para ingresar las especificaciones de la coraza: diámetro de la coraza, número de tubos en la coraza, espaciamiento de los tubos, disposición de los tubos, factor de ensuciamiento de la coraza. Se ingresaron también las especificaciones de los deflectores de la coraza como tipo, espaciamiento, porcentaje de corte y orientación, como se indica en la figura 2.34.

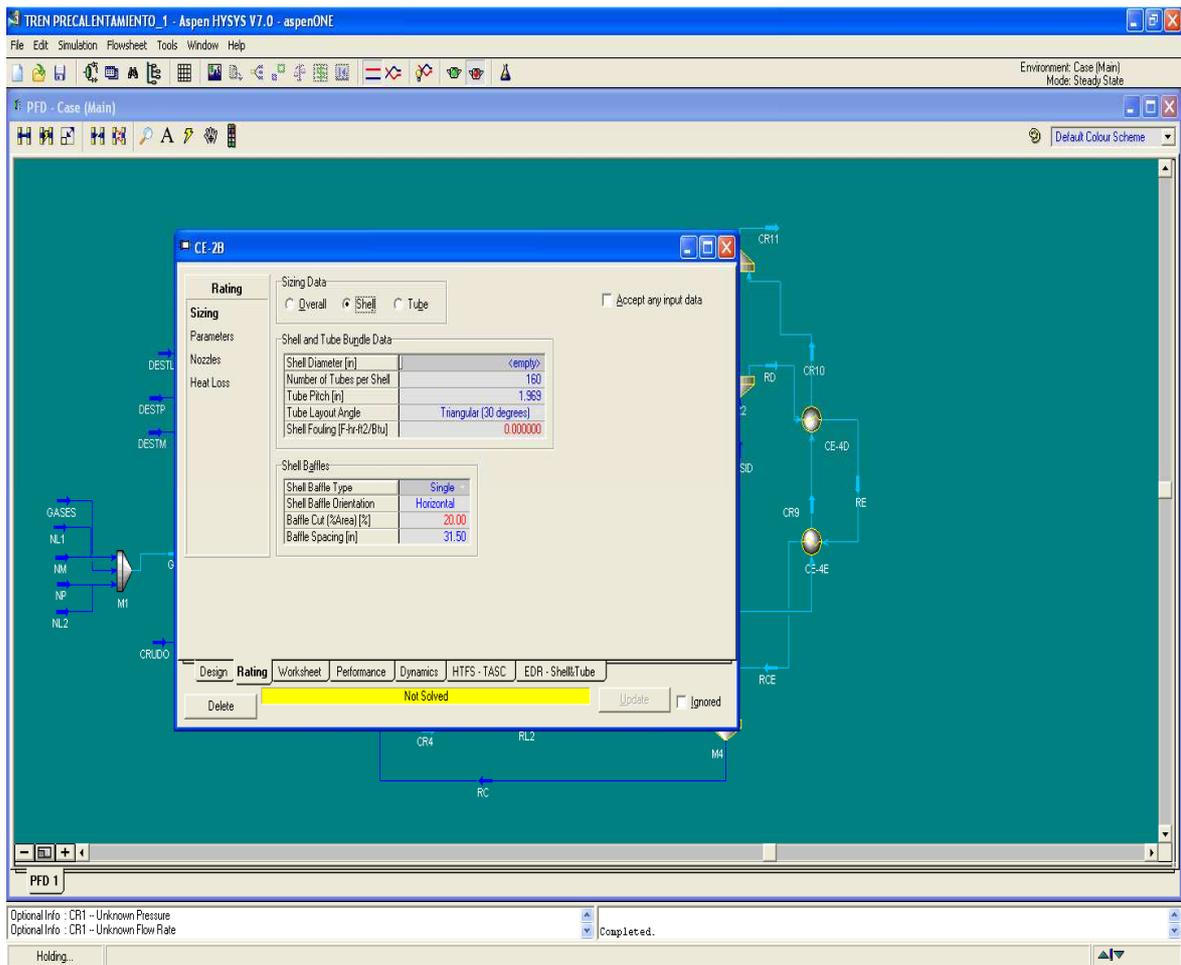


Figura 2.34. Dimensionamiento de la coraza del intercambiador de calor.

Finalmente, se activó la opción “Tube” (tubos) para ingresar los valores del diámetro interno y externo de los tubos, así como su longitud, como se muestra en la figura 2.35.

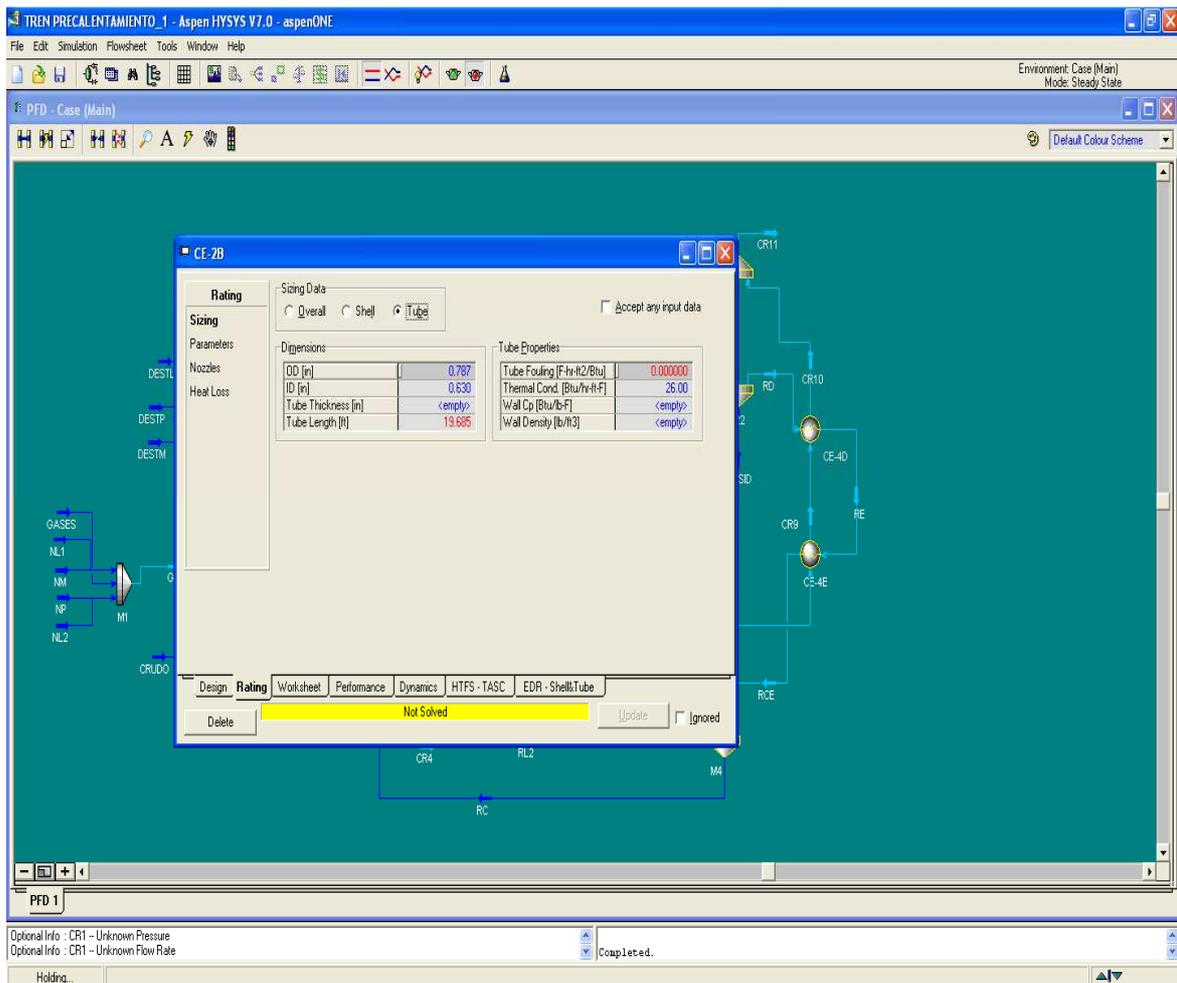


Figura 2.35. Dimensionamiento del lado de los tubos del intercambiador de calor.

De la misma manera se procedió con todos los intercambiadores de calor que forman parte del tren de precalentamiento de crudo.

En el ANEXO III se presenta el PFD del proceso de precalentamiento de crudo simulado en Hysys.

2.3 ANÁLISIS DE LOS RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

En el Capítulo 3 se verá que el análisis de los resultados de la simulación se realiza en base a las propiedades fisicoquímicas de cada una de las corrientes que salen de cada equipo del tren de precalentamiento. Estas propiedades se obtienen de la simulación que se realiza a partir de las propiedades termodinámicas de ingreso al primer equipo del proceso. Las variables de estado producidas por Hysys se examinaron de manera holística para establecer que eran valores coherentes y razonables en comparación a lo estipulado en bibliografía. Por lo tanto, para analizar las propiedades y características se tomaron como referencia valores ideales para cada una de ellas citados en bibliografía

2.4 PROPUESTAS DE CONFIGURACIONES ALTERNATIVAS AL PROCESO

Al analizar los resultados de la simulación del tren de precalentamiento de crudo mediante análisis de las propiedades de estado de la corriente de crudo y determinando que está en estado líquido, se procedió a estudiar dos configuraciones alternativas al actual proceso de destilación primario, para determinar su influencia en el desempeño energético del mismo. Las configuraciones propuestas son:

2.4.1 ALTERNATIVA 1: IMPLEMENTACIÓN DE UNA TORRE PRE-FLASH

En primera instancia se propone implementar una torre pre-flash ubicada a la salida del tren de precalentamiento de crudo y antes del horno, compuesta por platos, denominada de esta manera debido a que se ubicará antes de la columna de fraccionamiento principal y en ella ocurrirá una separación preliminar de una fracción de componentes contenidos en el crudo.

De esta manera, se propone aprovechar la entalpía de la corriente de crudo resultante del tren de precalentamiento.

La torre pre-flash funcionará mediante inyección de vapor por el fondo de la torre y en función de la temperatura del tope de la torre se determinará la obtención de gasolina o rubber solvent como producto terminado.

Como se ilustra en la figura 2.36, la torre pre-flash constaría de un condensador en el tope de torre desde donde se envía el condensado al separador; una bomba de retroalimentación que alimenta parte de la fracción líquida a la columna para poder controlar la temperatura de torre y con ella controlar la obtención de los productos deseados, ya sea gasolina o rubber solvent; y dos bombas, una en operación y otra en relevo, para llevar los fondos de la torre flash al horno TH-2.

La configuración que se propone es la que se muestra en la figura 2.36.

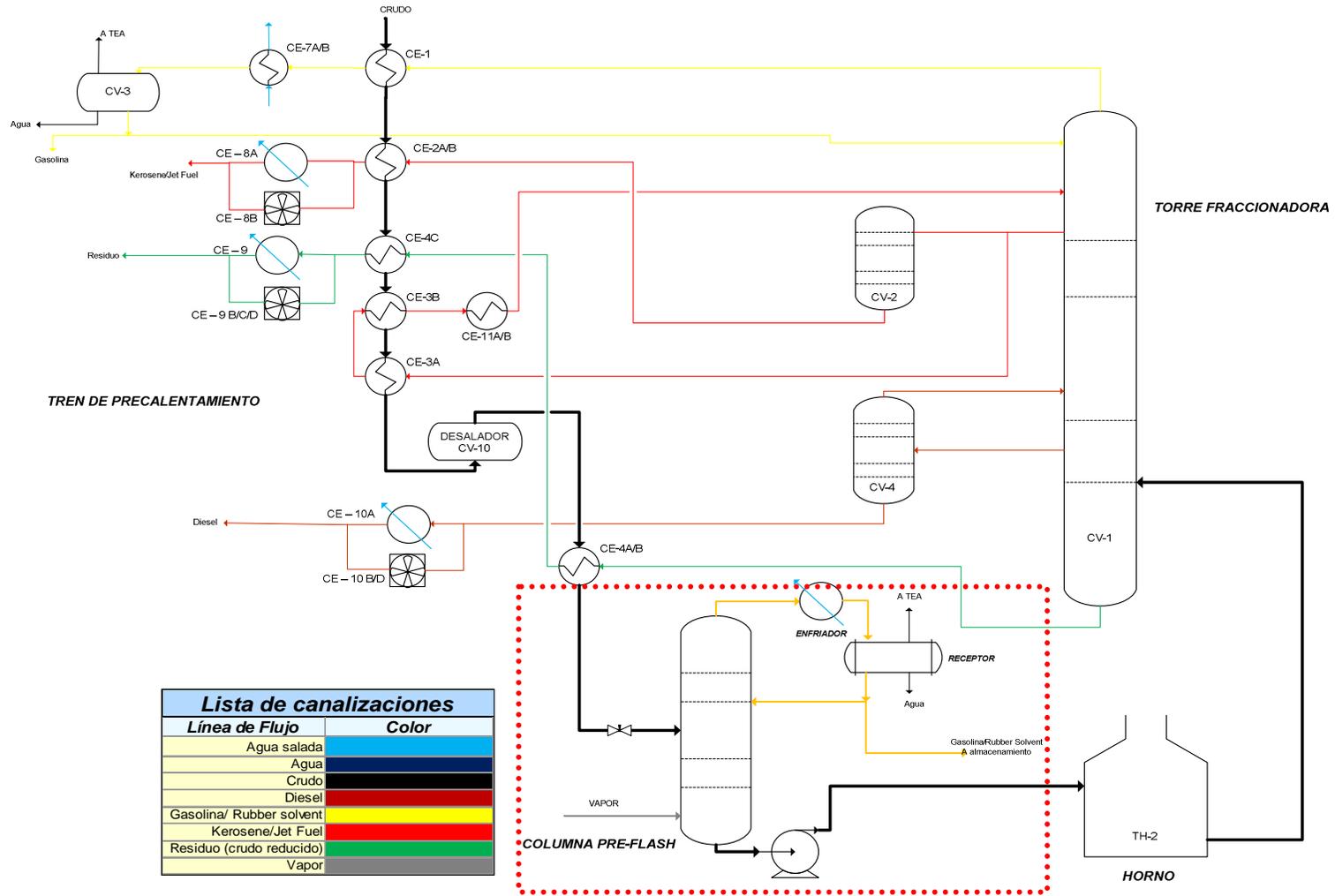


Figura 2.36. Diagrama básico de la configuración propuesta con la implementación de una torre pre-flash en la unidad de destilación atmosférica de RLL

Como se observa en la figura 2.36, la torre pre-flash tendrá como corriente de alimentación el crudo proveniente del tren de precalentamiento, y como corrientes de salida gasolina (o rubber solvent) por el tope de la torre y el crudo flasheado por el fondo de la misma.

La separación en la torre pre-flash propuesta ocurrirá por la caída de presión producida en el crudo al pasar de la tubería de alimentación a la torre, de 6 pulgadas de diámetro, hasta la torre pre-flash, de notoriamente mayor diámetro, de acuerdo a la ley de la continuidad de flujo en tubería. Además, la caída de presión ocurrirá por la acción de una válvula de estrangulamiento en la línea de ingreso del crudo a la torre pre-flash. Debido a esta disminución de presión, la temperatura de ebullición del crudo disminuirá lográndose la vaporización de una fracción del crudo alimentado. La inyección de vapor sobrecalentado por el fondo de la torre facilitará la separación de los vapores de cima para la obtención ya sea de gasolina o rubber solvent, debido a que el vapor inyectado actúa sobre los hidrocarburos disminuyendo su presión parcial y estableciendo nuevos equilibrios vapor-líquido. Esto favorece la vaporización de los componentes más volátiles.

2.4.2 ALTERNATIVA 2: IMPLEMENTACIÓN DE UN TAMBOR PRE-FLASH

Como segunda alternativa, se propone la implementación de un tambor pre-flash en lugar de la torre pre-flash descrita anteriormente.

Debido a que uno de los objetivos principales del presente trabajo es lograr una disminución de la carga térmica del horno, las dos configuraciones propuestas mantienen la misma ubicación relativa dentro del actual proceso de refinación de la planta Universal.

El tambor pre-flash propuesto tendría como alimentación la corriente de crudo precalentada, y tendría como corrientes de salida el vapor separado, que saldría por el domo del tambor; y el líquido separado, por el fondo del tambor.

Esta configuración se indica en la figura 2.37.

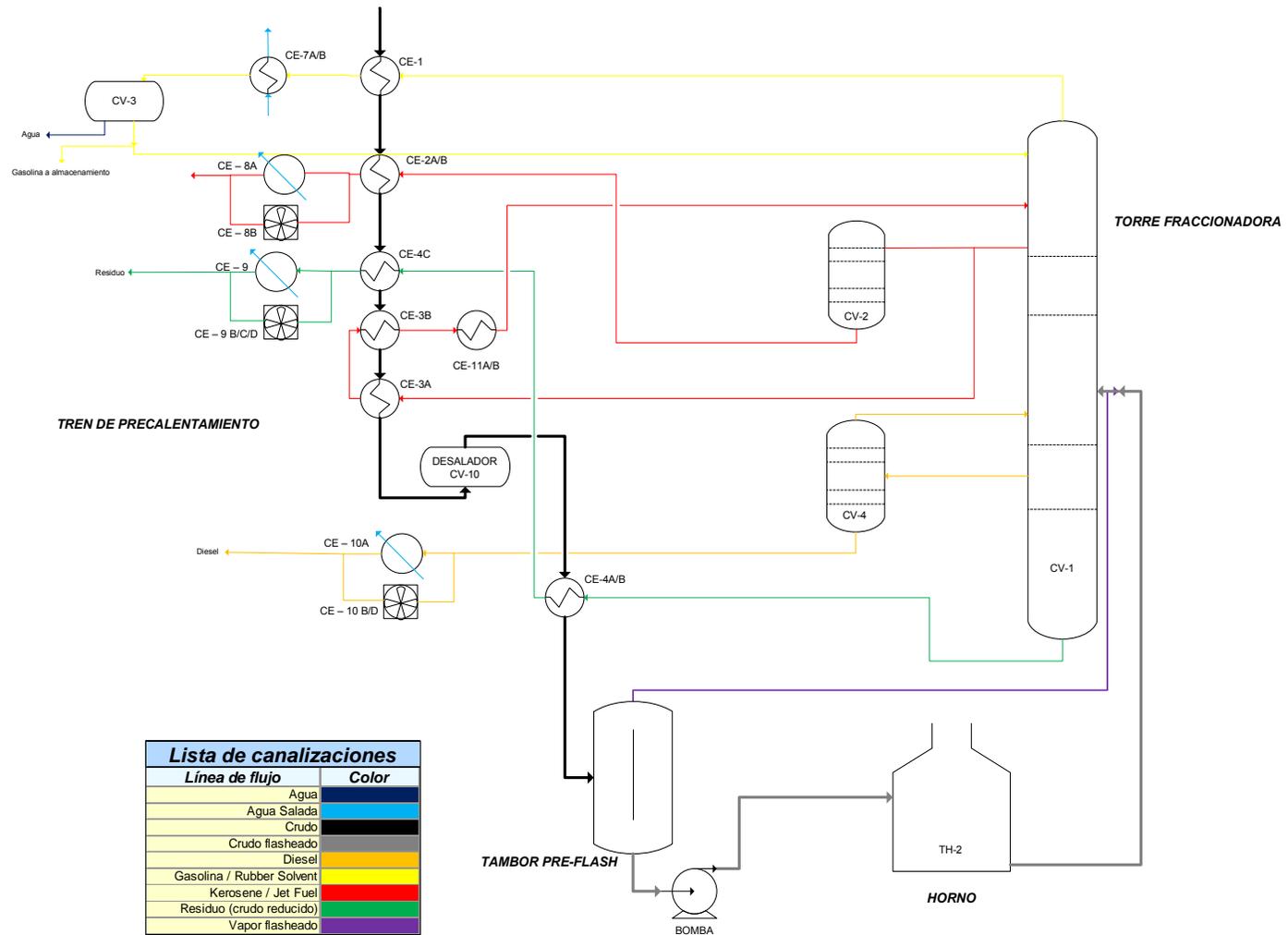


Figura 2.37. Diagrama de la configuración propuesta con la implementación de un tambor pre-flash en la unidad de destilación atmosférica RLL

Para lograr la separación deseada, se manipularía únicamente la presión del tambor pre-flash para determinar el punto de ebullición de la fracción gasolina o rubber solvent, sea cual fuere el caso, y facilitar su separación por el tope del tambor pre-flash. Los resultados obtenidos para cada valor de presión del tambor pre-flash ensayado se presentan en el ANEXO IV.

Se establecerían como variables de operación del tambor pre-flash aquellas que permitieren maximizar o minimizar la cantidad de vapor obtenida, con el fin de evaluar el comportamiento del dispositivo en cada uno de los casos, así como la factibilidad de implementación en función del tamaño físico del tambor obtenido

2.5 SELECCIÓN DE LA MEJOR ALTERNATIVA

Una vez formuladas las dos configuraciones alternativas al proceso de precalentamiento de crudo, se procedió a estudiar su influencia en la carga térmica del horno TH-2 del proceso en cuestión.

Las dos configuraciones analizadas se originan en la necesidad de disminuir la carga térmica del horno TH-2. Por esta razón, se requirió determinar cuál de las dos configuraciones es la que minimiza la carga térmica del horno. Para ello se analizó la variación de entalpía en cada alternativa formulada.

Adicionalmente, fue necesario evaluar las ventajas adicionales que brindaría su implementación al proceso de refinación de la Planta Universal, tales como obtención de productos terminados de interés, disminución o aumento de la carga global de crudo a la planta, comportamiento y posibilidad de invariabilidad de los equipos existentes en el proceso.

Para estudiar la obtención de productos intermedios de interés, fue necesario evaluar la temperatura de cima de la torre pre-flash así como las propiedades termodinámicas y características fisicoquímicas de dicha corriente. Valores que fueron obtenidos como resultado de la simulación en Hysys de dicho dispositivo.

La variación en la carga global de crudo a la planta Universal se evaluó con base en la cantidad de crudo separado en cada dispositivo planteado, es decir, el caudal de carga al horno TH-2 logrado por cada dispositivo.

3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

3.1 RESULTADOS DE LA SIMULACIÓN

El crudo que ingresa a la planta Universal pasa por una serie de intercambiadores de calor donde incrementa su temperatura hasta una apropiada para aplicar el fraccionamiento atmosférico de la corriente de crudo. Esta temperatura puede variar entre 190 °C y 280 °C, aproximadamente. De acuerdo a la simulación del proceso, la corriente de crudo que sale del tren de precalentamiento, denominada CROUT tiene las características que se muestran en la tabla 3.1.

Tabla 3.1. Condiciones de la corriente de crudo (CROUT) a la salida del tren de precalentamiento de crudo

CORRIENTE CROUT		
	General	Fase Líquida
Fracción de Vapor/Líquido	0,00	1,00
Temperatura (°C)	195,00	195,00
Presión (kPa)	1 384,00	1 384,00
Flujo Molar (kgmol/h)	148,60	148,60
Flujo Másico (kg/h)	$5,91 \times 10^4$	$5,91 \times 10^4$
Flujo ideal estándar (m³/h)	66,24	66,24
Flujo de Calor (kJ/h)	$-1,02 \times 10^8$	$-1,02 \times 10^8$

Los valores correspondientes a las condiciones con las que sale la corriente de crudo del tren de precalentamiento, se pueden observar en la tabla 3.1. Permiten establecer el estado físico en el que se encuentra la corriente de crudo para posteriormente determinar las configuraciones más óptimas con base en sus propiedades termodinámicas.

Al presentar una fracción de fase líquida igual a 1, se puede afirmar que la corriente de crudo se encuentra en estado líquido. Además de ello, es importante

determinar y analizar los valores de temperatura de burbuja y temperatura de rocío de la mezcla líquida para verificar el estado de la misma. En la tabla 3.1 se observa que la presión de la corriente de crudo CROUT es 1 384 kPa. Para este valor de presión, la temperatura de burbuja y la temperatura de rocío de la corriente de crudo son 428,9 °C y 720,4 °C, respectivamente.

La corriente de crudo sale del tren de intercambio de calor con una temperatura de 195 °C, claramente menor que la temperatura de burbuja de la mezcla; esto indica que bajo las condiciones de presión y temperatura alcanzadas por el intercambio calórico no existe ebullición de los componentes, lo cual es importante para evitar que en el proceso de desalado exista fase gaseosa, misma que, de existir, afectaría considerablemente el desempeño del equipo, desalador codificado como CV-10 en planta Universal, y provocaría el retiro de operación del equipo.

En el ANEXO III se detalla las propiedades de la corriente de crudo CROUT a las condiciones de salida del tren de precalentamiento de crudo. Las propiedades presentadas en la tabla 3.1 constituyen la base del análisis objeto de este trabajo.

3.2 DE LAS CONFIGURACIONES ALTERNATIVAS PROPUESTAS

3.2.1 ALTERNATIVA 1: TORRE PRE-FLASH

Después de realizar la simulación del comportamiento de la torre pre-flash en el programa Hysys, las corrientes presentaron las condiciones resumidas en la tabla 3.2.

Tabla 3.2. Condiciones de las corrientes de entrada y salida de la torre pre-flash propuesta

NOMBRE	ALIMENTACIÓN	FONDOS	LÍQUIDO	VAPOR ALIMENTADO A COLUMNA	GASES
Fracción de fase Vapor	0,00	0,00	0,00	1,00	1,00
Temperatura (°C)	195,00	183,26	49,01	340,00	49,03
Presión (kPa)	1 418,22	266,79	170,27	1 135,54	170,27
Flujo Molar (kgmol/h)	244,48	192,89	53,31	8,56	$1,28 \times 10^{-2}$
Flujo Másico (kg/h)	59 063,88	54 759,55	4 334,94	154,22	0,69
Flujo Volumétrico (m ³ /h)	66,24	60,31	5,96	0,15	$1,00 \times 10^{-3}$
Entalpía molar (kJ/kgmol)	$-4,29 \times 10^5$	$-5,15 \times 10^5$	$-1,76 \times 10^5$	$-2,31 \times 10^5$	$-1,10 \times 10^5$
Entropía Molar (kJ/kgmol °C)	541,40	637,20	29,93	178,20	72,86
Flujo de Calor (kJ/h)	$-1,05 \times 10^8$	$-9,94 \times 10^7$	$-9,36 \times 10^6$	$-1,98 \times 10^6$	$-1,42 \times 10^3$

Por lo tanto, para las condiciones de salida del tren de precalentamiento de la corriente de crudo CROUT, la torre pre-flash implementada tiene las características presentadas en la tabla 3.3.

Tabla 3.3. Especificaciones físicas y operacionales de la torre pre-flash propuesta

TORRE PRE-FLASH	
Altura (m)	8,5
Diámetro (m)	1,5
Número de platos	17

Tabla 3.3. Especificaciones físicas y operacionales de la torre pre-flash propuesta
(continuación...)

Tipo de platos	perforados
Plato de alimentación	12
Razón de reflujo	0,65
Reflujo (m³/h)	3,88
Flujo de alimentación	66,24
Flujo de vapores de cima (m³/h)	1,00×10 ⁻³
Flujo de destilado (m³/h)	5,96
Flujo de fondos de torre (m³/h)	60,31
Retención por plato (m³)	8,84×10 ⁻²

En la tabla 3.4 se presenta las especificaciones físicas del condensador parcial, equipo auxiliar de la torre pre-flash.

Tabla 3.4. Especificaciones físicas del condensador parcial de vapores de cima de la torre pre-flash propuesta

CONDENSADOR PARCIAL	
Diámetro (m)	1,19
Longitud (m)	1,79
Volumen (m³)	2,00
Orientación	Horizontal
Retención (m³)	1,00

La torre pre-flash propuesta es de platos perforados. En la tabla 3.5 se presenta a detalle las especificaciones de los platos perforados componentes de la torre pre-flash propuesta.

Tabla 3.5. Detalle de los platos perforados internos a la torre pre-flash propuesta

PLATOS PERFORADOS	
Altura del rebosadero (m)	5,00×10 ⁻²
Largo del rebosadero (m)	1,20
Espaciamiento entre platos (m)	0,50
Volumen del plato (m³)	0,88
Volumen DC (m³)	8,84×10 ⁻²
Diámetro (m)	1,50
Líneas de flujo	1
Factor de goteo	1,00
Tipo de vertedero lateral	Recto
Tipo de bajante	vertical

El detalle las propiedades físico-químicas tanto de las corrientes de entrada como las de salida de la torre pre-flash propuesta obtenidas mediante simulación en Hysys se presentan en el ANEXO V.

3.2.2 ALTERNATIVA 2: TAMBOR PRE-FLASH

Luego de realizar la simulación del comportamiento del proceso de refinación de la planta Universal al implementar un tambor pre-flash que permita obtener la mínima cantidad de vapor posible, se obtuvo como resultado un tambor pre-flash de las características presentadas en la tabla 3.6.

Tabla 3.6. Especificaciones del tambor pre-flash propuesto para mínima obtención de vapor

Presión dentro del tambor (kPa)	190,80
Temperatura del tambor (°C)	186,70
Porcentaje Líquido-Volumen (%)	20,00
Altura (m)	5,54
Diámetro (m)	1,60
Volumen (m³)	11,14

Para las especificaciones del tambor pre-flash indicadas en la tabla 3.6, las condiciones de operación del tambor pre-flash para lograr la mínima separación de la corriente de crudo son las detalladas en la tabla 3.7.

Tabla 3.7. Condiciones de operación del tambor pre-flash para mínima separación de vapor.

	ALIMENTACIÓN	LÍQUIDO	VAPOR
Vapor	0,00	0,00	1,00
Temperatura (°C)	195,00	186,65	186,65
Presión (kPa)	1 418,22	190,75	190,75
Flujo Molar (kgmol/h)	244,48	191,50	52,98
Flujo volumétrico (m³/h)	66,24	59,75	6,49
Flujo calórico (kJ/h)	-1,05×10 ⁸	-9,76×10 ⁷	-7,39×10 ⁶

Debido a que el porcentaje de separación logrado para las condiciones mínimas de separación es exiguo, se procedió a evaluar el comportamiento del proceso de refinación de la planta Universal al implementar un tambor pre-flash que permita obtener la máxima cantidad de vapor posible, obteniéndose como resultado un tambor pre-flash de las características presentadas en la tabla 3.8.

Tabla 3.8. Especificaciones del tambor pre-flash propuesto para máxima obtención de vapor

Presión dentro del tambor (kPa)	0,66
Temperatura del tambor (°C)	177,40
Porcentaje Líquido-Volumen (%)	50,00
Altura (m)	40,54
Diámetro (m)	11,58
Volumen (m³)	4 271,00

Implementando a la unidad de destilación actual un tambor pre-flash de las dimensiones y características indicadas en la tabla 3.8, las condiciones de operación para lograr la separación máxima posible de la corriente de alimentación son las indicadas en la tabla 3.9.

Tabla 3.9. Condiciones operacionales del tambor pre-flash propuesto para máxima separación de vapor

	ALIMENTACIÓN	LÍQUIDO	VAPOR
Vapor	0,00	0,00	1,00
Temperatura (°C)	195,00	177,44	177,44
Presión (kPa)	1 383,75	0,66	0,66
Flujo Molar (kgmol/h)	148,55	81,75	66,80
Flujo volumétrico (m³/h)	66,24	51,38	14,86
Flujo calórico (kJ/h)	-1,02×10 ⁸	-8,44×10 ⁷	-1,78×10 ⁷

Como se observa en la tabla 3.8, el tambor pre-flash para lograr la máxima separación de la corriente de crudo resultó ser un tanque de dimensiones exorbitantes e imposible de implementar en el proceso de refinación de la Planta Universal de la RLL, razón por la cual se procedió a evaluar, como se ha dicho, otras características que permitan establecer la mejor alternativa entre las establecidas.

Al comparar el comportamiento de la columna de fraccionamiento en el esquema actual con su comportamiento en el esquema propuesto al implementar un tambor pre-flash, se puede observar que efectivamente se cumple lo estipulado por fuentes bibliográficas; esto es, una disminución del flujo líquido-vapor al inyectar en la columna el vapor procedente del tambor pre-flash, como se observa en la figura 3.1.

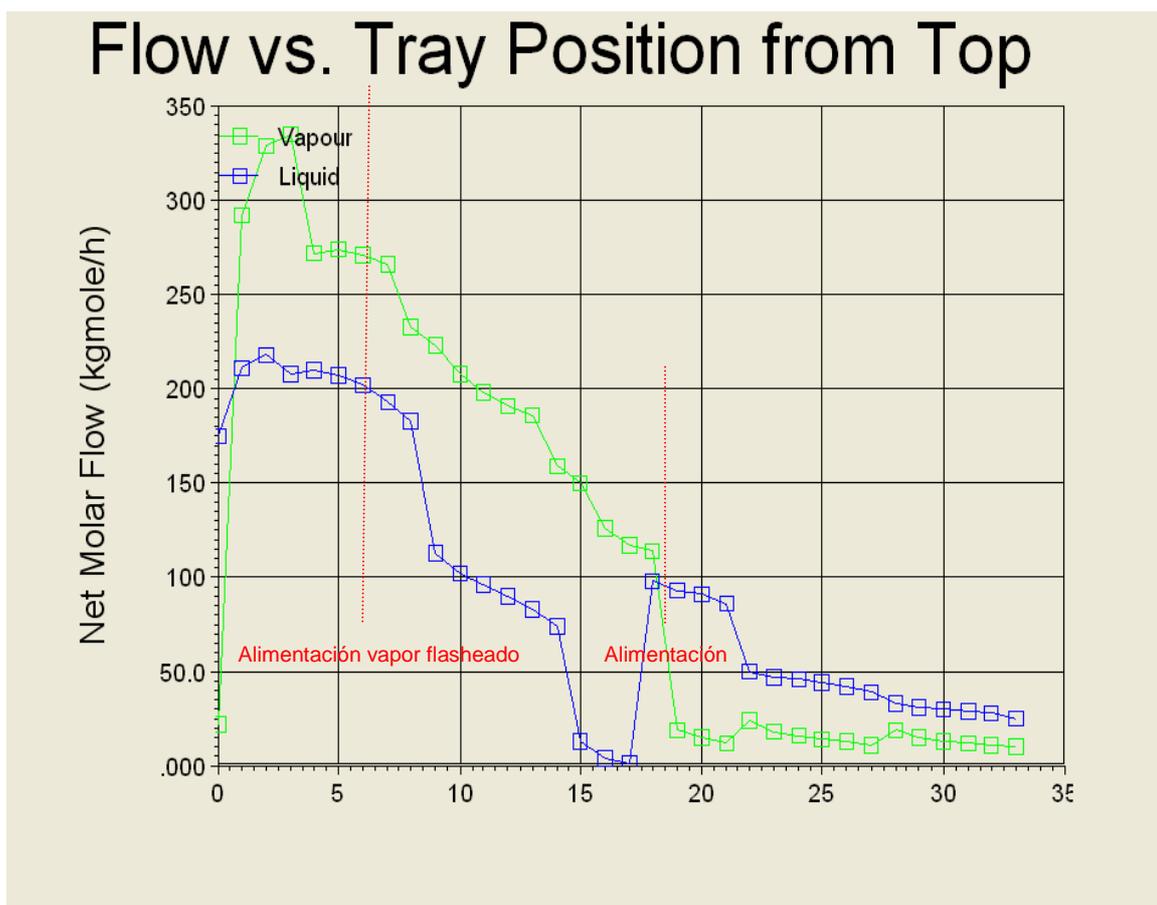


Figura 3.1. Distribución del flujo neto molar por plato en la columna CV-1 con implementación de un tambor pre-flash en el proceso de refinación.

El detalle de los resultados globales de la simulación del tambor pre-flash implementado tanto para minimización como para maximización de la separación de crudo, se presenta en el ANEXO VI.

3.3 DE LA CONFIGURACIÓN SELECCIONADA

El horno TH-2 es considerado como uno de los cuellos de botella del proceso de refinación de la planta Universal, por lo que se analizó la influencia de las dos configuraciones propuestas en el comportamiento del horno. En la tabla 3.10 se presenta una comparación cuantitativa de la influencia de las configuraciones propuestas sobre la termodinámica del proceso.

Tabla 3.10. Influencia de las configuraciones propuestas sobre la termodinámica del proceso de refinación de crudo

CONDICIÓN DE LA ALIMENTACIÓN AL HORNO TH-2	SITUACIÓN ACTUAL	TORRE PRE-FLASH	TAMBOR PRE-FLASH
Carga al Horno TH-2 (m ³ /h)	66,24	60,31	59,75
Disminución (%)	0,00	8,95	9,79
Entalpía Molar (kJ/kgmol)	-4,29×10 ⁵	-5,15×10 ⁵	-5,09×10 ⁵
Variación de Entalpía Molar (kJ/kgmol)	---	85 600,00	80 200,00

Como se observa en la tabla 3.10, con la implementación de un tambor pre-flash entre el tren de precalentamiento de crudo y el horno se logró la mayor disminución de la carga térmica del horno con respecto al comportamiento actual. Sin embargo, al ser éste un valor ligeramente mayor al obtenido con la implementación de una torre pre-flash en la misma ubicación dentro del proceso de la planta Universal, aproximadamente 9%, fue necesario analizar factores adicionales para determinar la mejor alternativa entre las establecidas.

El principal objetivo de una planta de refinación de crudo es la obtención de productos terminados de interés, y todos los esfuerzos de mejora u optimización siguen este enfoque. Al implementar un tambor pre-flash para lograr la mínima

separación líquido-vapor de la corriente de crudo proveniente del tren de precalentamiento, el líquido separado en el tambor se dirige al horno TH-2 para continuar con su proceso de calentamiento previo al fraccionamiento, y el vapor separado en él, a pesar de no ser alimentado al horno, no puede ser considerado un producto terminado debido a la somera separación que ocurre en un dispositivo flash como un tambor. El vapor separado en el tambor propuesto aún contiene una cantidad considerable de compuestos ligeros y pesados que requieren de un proceso más exhaustivo para lograr separar todos aquellos compuestos de interés que están presentes en él. En la tabla 3.11 se presenta la composición del vapor proveniente del tambor pre-flash propuesto, considerando únicamente los componentes más relevantes. La composición detallada del vapor del tambor pre-flash se encuentra en el ANEXO VI.

Tabla 3.11. Composición del vapor separado en el tambor pre-flash propuesto

COMPONENTE	FRACCIÓN MOLAR
NBP[0]-25	0,050
NBP[0]-11	0,050
NBP[0]2	0,050
NBP[0]17	0,050
NBP[0]30	0,050
NBP[0]44	0,050
NBP[0]59	0,060
NBP[0]73	0,080
NBP[0]86	0,090
NBP[0]101	0,096
NBP[0]113	0,085
NBP[0]128	0,062
NBP[0]142	0,057
NBP[0]156	0,049
NBP[0]169	0,029
NBP[0]184	0,021
NBP[0]198	0,016
NBP[0]212	0,012

Con base en los valores presentados en la tabla 3.11, se pudo establecer la necesidad de ingresar el vapor proveniente del tambor pre-flash a la torre fraccionadora CV-1 para de esta manera poder obtener productos terminados de interés.

Caso contrario ocurre con la configuración que incluye a una torre pre-flash en el proceso de refinación de crudo. En este caso, al implementar una torre fraccionadora previa a la columna de destilación principal, la separación es más completa y se logra obtener un producto de interés de esta separación. El tope de la torre pre-flash tiene una temperatura de 128,1 °C, y el valor aproximado de temperatura de cima para obtener como producto rubber solvent está entre los 40 °C y 136 °C, por lo que al implementar esta configuración es posible obtener rubber solvent como producto de la separación en la torre pre-flash.

Además de la obtención de un producto terminado, se disminuye la carga térmica del horno TH-2 en un 8,95%, manteniendo constante la carga inicial de crudo al proceso, lo que añade un beneficio a esta alternativa. Por otro lado, al implementar una torre pre-flash se evita la introducción de livianos a la columna fraccionadora principal, torre CV-1, por lo que la carga de alimentación a la misma es menor a la alimentación actual. De esta manera, es posible acceder a una carga adicional a la torre CV-1, mediante el incremento de la alimentación total de crudo a la Planta Universal.

A pesar que una torre fraccionadora implica la adición de varios equipos adicionales así como varias corrientes energéticas, la obtención de rubber solvent y la disminución de la carga térmica del horno hacen que la implementación de una torre pre-flash entre el tren de precalentamiento de crudo y el horno sea la mejor alternativa establecida.

Al adicionar una torre pre-flash dentro del sistema de precalentamiento de crudo, la corriente del fondo de la torre pre-flash se convierte en una corriente relevante en la determinación de las características del proceso global de refinación de crudo, debido a que esta corriente será alimentada al horno para posteriormente

ser alimentada a la existente torre fraccionadora CV-1 y llevar a cabo el proceso de separación para la obtención de productos terminados. Entonces, la corriente de fondos de la torre se encontró a las condiciones presentadas en la tabla 3.12.

Tabla 3.12. Condiciones del fondo de la torre pre-flash seleccionada

NOMBRE	FONDOS
Fracción de fase Vapor	0,00
Temperatura (°C)	183,27
Presión (kPa)	266,79
Flujo Molar (kgmol/h)	192,89
Flujo Másico (kg/h)	54 759,55
Flujo Volumétrico (m³/h)	60,31
Entalpía molar (kJ/kgmol)	-5,15×10 ⁵
Entropía Molar (kJ/kgmol °C)	637,20
Flujo de Calor (kJ/h)	-9,94×10 ⁷
Temperatura de burbuja (°C)	183,30
Presión a la temperatura de burbuja (kPa)	266,90
Temperatura de Rocío (°C)	662,90
Presión a la temperatura de rocío (kPa)	1,46×10 ⁻⁶

El valor de la fracción de fase vapor es uno de los indicadores del estado físico en el que se encuentra la corriente en el proceso. Como se observa en la tabla 3.12, este valor para la corriente de alimentación al horno es cero. Sin embargo, se observa también que el valor de temperatura de la corriente de alimentación al horno TH-2, la corriente proveniente del fondo de la torre pre-flash seleccionada, es 183,27 °C, valor dentro del resultado esperado y a que la torre pre-flash fue diseñada con inyección de vapor en el fondo de la torre y no con rehervidor, por lo tanto al no existir ingreso de una corriente energética, la corriente que sale por el fondo de la torre debe tener una temperatura menor a la temperatura de alimentación de crudo. Al calcular el valor de la temperatura de burbuja y de rocío de la mezcla a estas condiciones, se pudo determinar que ésta sale del fondo de la torre pre-flash en punto de burbuja, es decir, a la temperatura de salida de la

torre pre-flash ya existe formación de vapor y la mezcla líquida está en equilibrio con este vapor formado. El valor de cero correspondiente a la fracción de fase vapor simplemente indica que la formación de vapor en la mezcla es mínima aún pues implica la formación de la primera burbuja de vapor.

También se pudo observar que los fondos de la torre pre-flash tienen un flujo volumétrico de 60,31 m³/h, valor menor al flujo actual de 66,24 m³/h. Con la implementación de la torre pre-flash se logró una disminución de la carga del horno en 8,95% con lo cual, RLL podría aumentar la carga global de alimentación de crudo a la planta en el mismo porcentaje.

3.4 DE LAS CONDICIONES DEL HORNO TH-2

El horno TH-2 es considerado uno de los cuellos de botella del proceso de la planta Universal de RLL, razón por la cual fue necesario considerar la influencia de la implementación de cualquier dispositivo sobre el desempeño y comportamiento de este equipo. Debido a que la corriente de fondos de torre es la corriente de alimentación al horno, es necesario continuar con su análisis y estudio. Como se observa en la tabla 3.12, la corriente de salida del fondo de la torre, a una temperatura aproximada de 183 °C, posee una temperatura menor que la corriente proveniente del tren de precalentamiento, corriente que en el esquema actual de la planta es alimentada directamente al horno TH-2 para alcanzar la temperatura óptima. A pesar de alimentar al horno una corriente de menor temperatura, la carga térmica del horno necesaria para llevar a la corriente a la temperatura óptima para su fraccionamiento resultó invariable con respecto al valor actual.

Los resultados del desempeño energético del horno para las condiciones de salida de la torre pre-flash seleccionada, se encuentran tabulados en la tabla 3.13.

Tabla 3.13. Desempeño por zonas del horno TH-2 para la torre pre-flash seleccionada.

ZONA	PRESIÓN (kPa)	TEMPERATURA (°C)	FRACCIÓN DE VAPOR	ENTALPÍA (kJ/kgmol)
Alimentación	266,80	183,30	0,00	$-5,15 \times 10^5$
Salida	280,60	340,00	0,45	$-3,78 \times 10^5$

Como se observa en la tabla 3.13, el valor de la fracción de fase vapor para el horno en la zona de salida de la corriente es de 0,45 a diferencia de la zona de alimentación que posee un valor de cero. La función de un horno dentro de un proceso de refinación es acondicionar a la corriente de crudo a las condiciones máximas posibles para lograr una óptima separación en la torre fraccionadora, logrando así una disminución de los requerimientos energéticos y físicos para el fraccionamiento, lo cual se logra llevando a la corriente líquida a las condiciones de equilibrio líquido-vapor, manteniendo aún a la corriente en estado líquido. Por esta razón, con la implementación de una torre pre-flash se logró un valor de fracción de vapor de 0,45 en la zona de salida del horno debido a que la corriente fue sometida a un proceso de calentamiento severo para llevarla a las condiciones de equilibrio líquido-vapor.

La temperatura de la corriente de salida del horno registró un valor de 340 °C, igual al valor de la corriente de crudo en el proceso actual. Este valor se mantuvo constante con el fin de analizar exclusivamente la influencia de la torre pre-flash en el proceso de refinación, sin alterar sus condiciones actuales, pudiendo de esta manera determinar la factibilidad de su implementación. Con base en estas consideraciones y con el uso del programa de simulación Hysys, se determinó el requerimiento energético del horno para estas nuevas condiciones, resultando un flujo de calor requerido de $2,6 \times 10^7$ kJ/h. En la tabla 3.14 se presenta la comparación del desempeño energético del horno para las condiciones actuales de operación y para las condiciones logradas con la implementación de la torre pre-flash propuesta.

Tabla 3.14. Comparación del desempeño energético del horno TH-2 para las condiciones actuales de operación y para las condiciones estudiadas

CONDICIÓN	TEMPERATURA ALIMENTACIÓN (°C)	PRESIÓN ALIMENTACIÓN (kPa)	FLUJO DE CALOR (kJ/h)
Actual	195,0	1 384,0	$2,6 \times 10^7$
Con Torre Pre-flash	183,3	266,8	$2,6 \times 10^7$

Como se observa en la tabla 3.14, el flujo de calor requerido por el horno TH-2 para alcanzar las condiciones de presión y temperatura óptimas para el fraccionamiento de la corriente de crudo en la columna CV-1 en los dos casos analizados es el mismo, por lo que la implementación de la torre pre-flash no tendría mayor impacto sobre el actual desempeño energético del horno, es decir, este equipo permanece invariable tanto en dimensiones como en condiciones de operación con la implementación de la torre pre-flash.

3.5 DEL DESEMPEÑO Y PROPIEDADES DE LA TORRE PRE-FLASH Y SUS COMPONENTES

Como resultado del estudio y análisis de las configuraciones propuestas, se obtuvo una torre pre-flash de 17 platos perforados, un condensador parcial y bombas para reflujo y alimentación al horno TH-2. En la figura 3.2 se observa el perfil de temperatura de la torre propuesta. En él se observa que la temperatura en cada plato aumenta al disminuir la altura de la torre, es decir, la temperatura mayor corresponde a la temperatura registrada en el fondo de la torre. Asimismo, se observa que entre el plato 11 y plato 12, contados desde arriba, existe un cambio abrupto de la tendencia creciente de la temperatura. Este comportamiento indica que en esta posición ocurre el flasheo de la corriente de alimentación para dar paso a la separación paulatina y constante de todos sus componentes a lo largo de la torre pre-flash. Se observa además que la temperatura en el primer

plato contado desde arriba es de aproximadamente 110 °C y la temperatura en el fondo de la misma es de 180 °C aproximadamente.

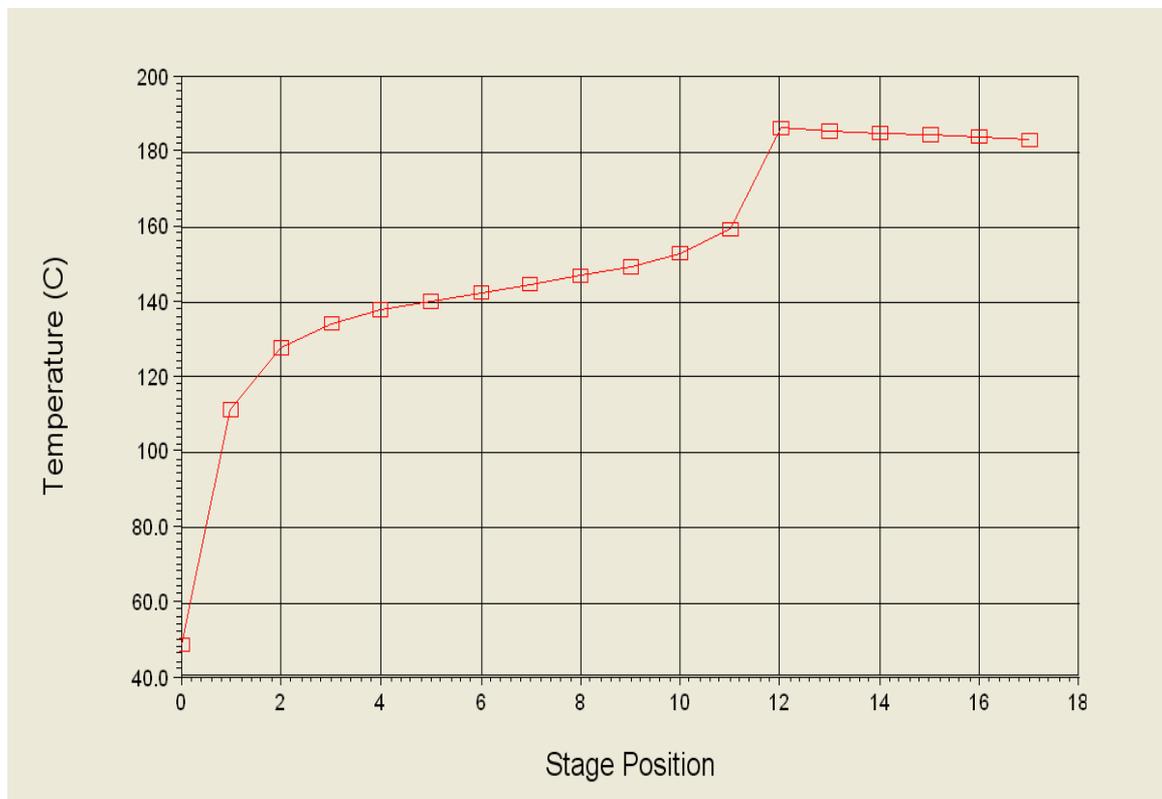


Figura 3.2. Perfil de temperatura de la torre pre-flash seleccionada.

Del mismo modo, en la figura 3.3 se presenta el perfil de presión de la torre pre-flash seleccionada. En esta figura se observa que la presión a lo largo de la torre varía linealmente lo cual es lógico puesto que la presión es un factor determinante en el proceso de separación que debe ser controlado a precisión ya que afecta directamente al equilibrio líquido-vapor de la corriente.

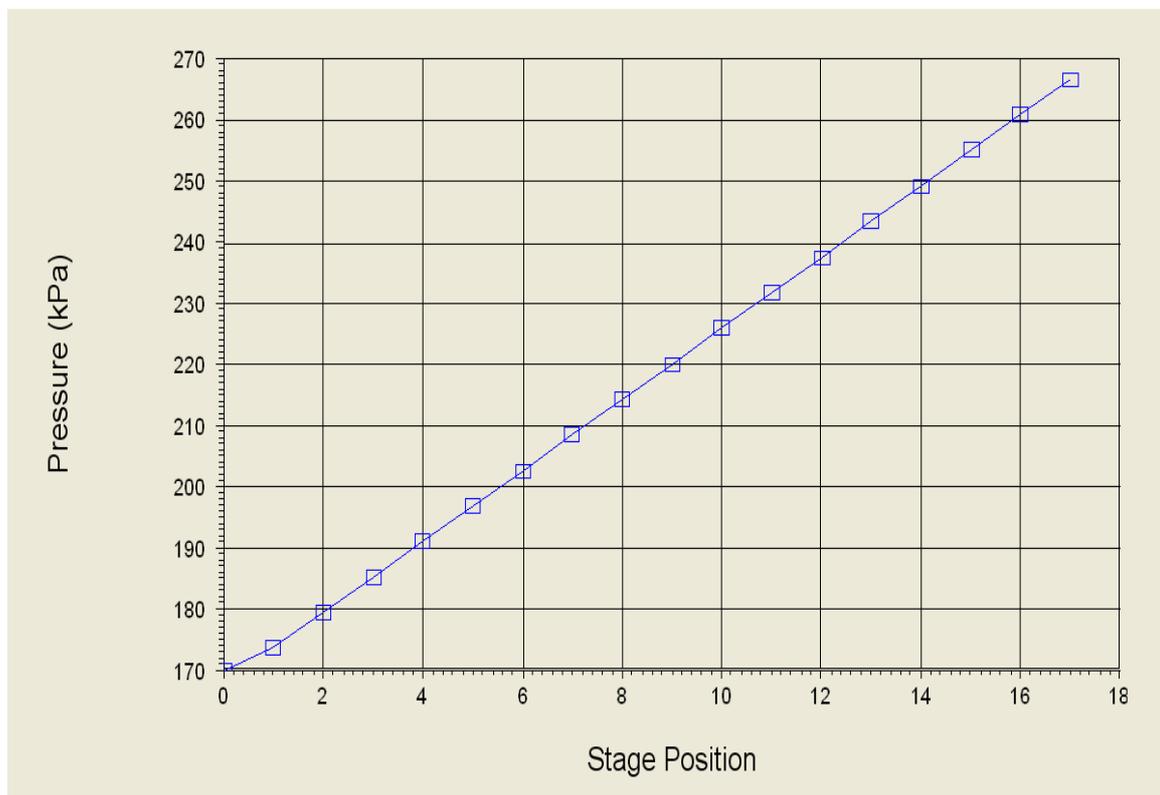


Figura 3.3. Perfil de presión de la torre pre-flash seleccionada

Simultáneamente, en la tabla 3.15 y tabla 3.16 se presentan los valores del perfil de temperatura y presión de la torre pre-flash, respectivamente. En la tabla 3.15 se aprecia que la temperatura en el primer plato contado desde arriba es de 111,7 °C y la temperatura en el plato 17 es de 183,3 °C, por lo que con esta configuración fue posible obtener rubber solvent como producto terminado, el cual es una mezcla de hidrocarburos livianos que destilan entre los 40 °C y 136 °C. En la Tabla 3.16 se observa la tendencia ascendente del perfil de presión de la torre pre-flash. Además, es posible advertir que la diferencia de presión entre platos está dentro del rango aconsejable, de 0,4 kPa a 1,07 kPa, lo que significa que para las condiciones de entrada establecidas por la corriente de crudo proveniente del tren de precalentamiento, la torre pre-flash propuesta está correctamente diseñada y funcionando dentro de rangos permitidos.

Tabla 3.15. Valores de temperatura por plato de la torre pre-flash seleccionada.

	TEMPERATURA (°C)
Condensador Parcial	49,01
Plato 1	111,7
Plato 2	128,1
Plato 3	134,3
Plato 4	137,9
Plato 5	140,6
Plato 6	142,8
Plato 7	144,9
Plato 8	147,0
Plato 9	149,6
Plato 10	153,0
Plato 11	159,5
Plato 12	186,6
Plato 13	185,6
Plato 14	185,1
Plato 15	184,8
Plato 16	184,3
Plato 17	183,3

Tabla 3.16. Valores de presión por plato de la torre pre-flash seleccionada.

	PRESIÓN (kPa)
Condensador Parcial	170,3
Plato 1	173,7
Plato 2	179,5
Plato 3	185,4
Plato 4	191,2
Plato 5	197,0
Plato 6	202,8
Plato 7	208,6
Plato 8	214,4
Plato 9	220,3
Plato 10	226,1
Plato 11	231,9
Plato 12	237,7
Plato 13	243,5
Plato 14	249,3
Plato 15	255,2
Plato 16	261,0
Plato 17	266,8

En la tabla 3.17 se resume las especificaciones de la torre pre-flash seleccionada, de la que se puede resaltar el valor de razón de reflujo de 0,65. Este valor podría afectar directamente al enriquecimiento del vapor y podría provocar inundaciones de la torre en caso de no ser controlado efectivamente.

Tabla 3.17. Especificaciones operacionales de la torre pre-flash seleccionada

TORRE PRE-FLASH	
Razón de Reflujo	0,65
Flujo de vapores de cima (m³/h)	$1,00 \times 10^{-3}$
Flujo de destilado (m³/h)	5,96
Caudal de Reflujo (m³/h)	3,88
Flujo de Productos de Fondo (m³/h)	60,31

Los equipos adicionales de la torre pre-flash son fundamentales para lograr las condiciones necesarias para la separación requerida así como para el buen funcionamiento de la torre. En la tabla 3.18, se presenta las características del condensador parcial, equipo adicional a la torre pre-flash, cálculos realizados mediante el uso del programa de simulación Hysys.

Tabla 3.18. Especificaciones físicas de los equipos auxiliares de la torre pre-flash seleccionada.

CONDENSADOR	
Diámetro (m)	1,19
Longitud (m)	1,79
Volumen (m³)	2,00
Orientación	Horizontal
Retención (m³)	1,00

A pesar que la implementación de la torre pre-flash no influye de manera relevante sobre la carga térmica del horno TH-2, es la mejor alternativa de entre las propuestas debido a que con la torre pre-flash se logra obtener rubber solvent, producto terminado de interés, y se logra una disminución del caudal y de la temperatura de entrada al horno TH-2. A pesar de implementar un equipo completo adicional al actual proceso de operación de la Planta Universal, no fue necesario producir ninguna corriente extra de energía; la energía requerida por el horno TH-2 es igual a la actual, y el vapor inyectado al fondo de la torre pre-flash es vapor sobrecalentado que se obtiene del serpentín de sobrecalentamiento del horno de la Planta Parsons, ubicada también en la RLL. De esta manera, fue efectivo el ahorro energético propuesto y además se logró obtener un producto terminado de interés con la implementación de una torre pre-flash.

4. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

4.1 CONCLUSIONES

- Con la simulación del comportamiento del actual tren de precalentamiento, se determinó que la corriente de crudo resultante se encuentra en estado líquido, a una temperatura de 195 °C y una presión de 1 384 kPa. Bajo estas condiciones la corriente no se encuentra en condiciones de punto de burbuja ni de punto de rocío.
- La implementación de un tambor pre-flash que permita maximizar la separación de la corriente de crudo en líquido y vapor, no resultó factible puesto que era necesario un tanque de 40 m de altura y 11 m de diámetro, con una presión de 0,66 kPa. Por el contrario, la adición de un tambor pre-flash que funcione bajo condiciones mínimas de separación de la corriente de crudo en líquido y vapor, resultó físicamente factible puesto que resultó necesario un tanque de 5 m de altura y 1 m de diámetro, con una presión de 190 kPa.
- El tambor pre-flash establecido como factible, permitió una disminución de la carga térmica del horno en un 9,8%.
- La implementación de una torre pre-flash de 17 platos teóricos tipo perforado con un condensador parcial, permitió una disminución de la carga térmica del horno en un 8,95%.
- La torre pre-flash propuesta para las condiciones requeridas, permitió obtener rubber solvent como producto terminado previo a la destilación atmosférica actual.

- Se escogió a la torre pre-flash como la mejor alternativa entre las establecidas debido a que con ella fue posible obtener un producto terminado de interés, rubber solvent, directamente de la separación flash, sin la adición de ninguna corriente de energía extra al proceso.
- Al implementar la torre pre-flash propuesta, se mantienen inalterables los equipos del tren de precalentamiento, el horno TH-2 y la torre CV-1, debido a que cumplen con los requerimientos energéticos necesarios para lograr dicha implementación.
- Con la implementación de la torre pre-flash no es necesario incrementar ni disminuir el requerimiento energético del horno TH-2, puesto que las condiciones actuales de operación son suficientes para el correcto funcionamiento de la torre pre-flash.
- Al implementar la torre pre-flash propuesta, es viable aumentar la carga inicial de crudo a la planta en 8,95%, 11 000 BPD aproximadamente, ya que la torre pre-flash es capaz de separar este porcentaje y permitir al horno mantener su carga inicial de 10 000 BPD, sin sobrecargarlo.

4.2 RECOMENDACIONES

- La torre flash implementada provoca una caída de presión permitiendo separar los ligeros. Esta disminución de presión debe ser compensada con bombas a la salida de la torre para llevar el crudo al horno TH-2, por lo que es recomendable la implementación de dos bombas a la salida de la torre pre-flash, una para operación y otra para relevo.
- Al implementar la torre pre-flash propuesta dentro del proceso de destilación atmosférico de la Planta Universal, se obtendría una mejora en las condiciones de operación del horno TH-2. Es recomendable complementar la disminución de la carga térmica lograda con un exhaustivo control y mejoramiento de los elementos del horno, en especial de los quemadores, ya que esto permitiría disminuir la temperatura de los gases de combustión que salen por la chimenea y por tanto, RLL operaría con un proceso más amigable con el medio ambiente.
- Dado a que las operaciones de refinación de crudo son primordiales para la economía del país, es de vital importancia priorizar su eficiencia operacional; por lo que es recomendable hacer extensivo este estudio al proceso de refinación de la Planta Parsons, tercera planta de RLL, para lograr un ahorro energético así como un incremento en la capacidad de refinación global de RLL mediante la posible implementación de una torre pre-flash.

BIBLIOGRAFÍA

1. AEA-Technology, 2000, "Thermodynamics and Hysys", Manual de Usuario, Estados Unidos.
2. Al-Dossary, A., Al-Juaid, M., Brusamolino, C., Meloni, R., Mertzanis, V., y Harismiadis, V, 2009, "Optimize Plant Performance Using Dynamic Simulation", Hydrocarbon Processing, ejemplar de Junio de 2009.
3. ApenTech, 2008, "Aspen Hysys. Tutorials and Applications V7.0.", Burlington, Estados Unidos.
4. Aspen Technology, 2012, "AspenTech", <http://www.aspentech.com>, (Enero, 2012).
5. AspenTech., 2005, "Hysys 2004.2 Simularion Basis", Burlington, Estados Unidos.
6. Bagajewicz, M., 1998, "On the Design Flexibility of Crude Atmospheric Plants", Chemical Engineering Communications", No. 166.
7. Bagajewicz, M. y Ji, S., 2001, "Rigorous Procedure for the Design of Conventional Atmospheric Crude Fractionation Units. Part I: Targeting.", Industrial & Engineering Chemistry Research, No. 40, pp. 617-626.
8. Banks, J., 1998, "Handbook of simulation: Principles, Methodology, Advances, Applications and Practice", Wiley-Interscience Publication, Estados Unidos.
9. CEA Engineering Software Technology, 2008, "CEA Software", <http://www.cea-int.com>, (Julio, 2011).
10. Chemstations Deutschland GmbH, 2011, "ChemCAD Process Simulation", <http://www.chemstations.de/englisch/products/>, (Agosto, 2011).

11. Chemstations, 2009, "Chemcad User's guide. CC-Steady State and CC-Batch Tutorial. Getting Started with ChemCAD", Manual de Usuario, Houston, Texas, Estados Unidos.
12. Direct Industry, 2011, "Direct Industry. The Virtual Industrial Exhibition", www.directindustry.com/prod/cea/calculation-software-for-pressure-vessels-heat-exchangers-and-columns.html, (Mayo, 2011).
13. Errico, M., Tola, G., y Mascia, M., 2009, "Energy Saving in a Crude Distillation Unit by a Preflash Implementation", Applied Thermal Engineering, No. 29, pp. 1642-1647.
14. Gary, J., y Handwerk, G., 2003, "Refino del Petróleo", 1ra. Edición, Editorial Reverté, Sevilla, España.
15. Golden, S. W., "Prevent preflash drum foaming," Hydrocarbon Processing, Ejemplar de Mayo 1997, pp. 141 – 153.
16. Inham, J., Dunn, I., Heinzle, E., Prenosil, J., y Snape, J., 2007, "Chemical Engineering Dynamics: An Introduction to Modelling and Computer Simulation", 3ra. Edición, Editorial Wiley-VCH, Alemania.
17. Invensys Operations Management, 2011, "PRO/II Comprehensive Process Simulation", http://iom.invensys.com/EN/Pages/SimSciEsscor_ProcessEngSuite_PROII.aspx, (Junio, 2011).
18. Invensys Software Datasheet, 2010, "PRO/II Comprehensive Process Simulation", Invensys Software Datasheet, Texas, Estados Unidos, p. 6.
19. Ji, S., y Bagajewicz, M., 2002, "Design of crude fractionation units with preflashing or prefractionation: energy targeting", Industrial & Engineering Chemistry Research, No. 41.

20. Law, A., y Kelton, D., 2000, "Simulation Modeling and Analysis", 3ra. Edición, Editorial McGraw Hill, Estados Unidos.
21. Miller, W., y Osborne, H., 1938, "History and Development of Some Important Phases of Petroleum Refining in the United States", The Science of Petroleum ,Oxford University Press, Vol. 2.
22. Nelson, W. L., 1958, "Petroleum Refinery Engineering", 4a. Edición, Editorial McGraw-Hill, Nueva York, Estados Unidos.
23. Oil&Gas, A., 2011, "Invensys: The Benefits of Refinery Simulation", Arabian Oil and Gas, <http://www.arabianoilandgas.com/article-9300-invensys-the-benefits-of-refinery-simulation/>, (Agosto, 2011).
24. Schlumberger, 2005. "PIPESIM Suite User Guide", Manual de Usuario, 1ra. Edición, Houston, Texas, Estados Unidos.
25. Schlumberger, 2007, "PIPESIM Fundamentals. Training and Exercise Guide", Manual de Usuario, 1ra. Edición, Houston, Texas, Estados Unidos.
26. Wauquier, J. P, 2004, "El Refino del Petróleo. Petróleo Crudo. Productos Petrolíferos. Esquemas de Refinación", 1ra. Edición, Editorial Díaz de Santos, Madrid, España.
27. Yahyaabadi, R., "Solving hydraulic problems in crude preheat train networks", Hydrocarbon Processing, Ejemplar de Noviembre 2005, pp. 89 – 95.
28. Yahyaabadi, R., 2006, "Rethink placement of preflash drum in crude preheat train network", Hydrocarbon Processing, Ejemplar de Agosto de 2006.

ANEXOS

ANEXO I

SOFTWARES DE SIMULACIÓN

Tabla I.1. Comparación de simuladores de procesos

Process Simulator Comparison

Category		<i>DESIGN II for Windows™</i>	Hysys®	Pro/II	ProMax®	Aspen Plus®	Chem CAD
General	1-Click Data Export to MS Excel	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Component Library	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Thermodynamic Options	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Recycle Convergence	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Gas Processing	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Batch Simulation		+	+		+	+
	Dynamic Simulation		+	+		+	+
	Heat Exchanger Rating	✓	+	+	✓	+	+
	Strong Electrolytes		+	✓		+	✓
	Pipeline Networks		+	+		+	+
	Mixed Amines	✓	+	✓	✓	+	
Claus Process	✓	+	+	✓	+	+	
Unit Modules	Rigorous Distillation Columns	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Batch Distillation Column	✓	+	✓		✓	✓
	Pipeline	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Heat Exchangers	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Flash	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Reactors	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Pumps & Compressors	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Storage Tanks			+		+	+
Interface	Windows Based GUI	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Text Based UI	✓					
Training	Onsite	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Offsite	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Seminar	✓	✓	✓	✓	✓	✓
Support and Upgrades	Usage Support	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Expert Process Support	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Support by Phone	✓	✓	✓	✓	✓	✓
	Support by E-mail	✓	✓	✓	✓	✓	✓

Legend	
✓	Standard Feature
+	Available Feature for Additional License and/or Fee

ANEXO II

INFORMACIÓN REFINERÍA LA LIBERTAD

ASSAY DEL CRUDO REFINERÍA LA LIBERTAD

Tabla II. 1. Características Fisicoquímicas del crudo

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C (60°F)	Calculada	API	27.1
Densidad a 15.0°C	D 5002	Kg/m ³	891.6
Azufre	D 4294	% m	0.983
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	7.02
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Presión de Vapor	D 323	psi	4.23
Punto de Fluidez	D 97	°C	-2.8
Constante grav/visc., VGC	D 2501		0.852
Insolubles n-C7	D 3279	% m	5.4
Factor de Caracterización K	UOP-375		11.80
Viscosidad @ 40°C (104°F)	D 445	cSt	17.68
Viscosidad @ 50°C (122°F)	D 445	cSt	13.00
Cenizas	D 482	% m	0.027
Agua y Sedimento	D 96	% v	0.10
Sal	ARUBA	lb/1000lbs	3.81
CONTENIDO DE METALES			
Vanadio		ppm	113.000
Niquel		ppm	45.180
Sodio		ppm	10.580
Hierro		ppm	5.430
Cobre		ppm	0.112
Aluminio		ppm	1.310
Magnesio		ppm	0.448
Calcio		ppm	2.570
Punto de Inflamación	D 56	°C	-6.0
Ceras	UOP-46 Mod.	%m	5.20

Tabla II.2. Destilación TBP del crudo corregida a 760 mmHg

%V	T (°C)	%V	T (°C)
1.36	15.0	47.77	353.0
1.68	30.0	49.40	363.0
2.64	45.0	50.98	371.1
2.99	60.0	53.43	410.0
4.34	75.0	55.88	423.7
5.39	90.0	58.33	441.3
7.90	107.2	60.78	441.9
9.71	120.0	63.23	455.0
11.58	135.0	65.68	469.0
14.35	151.6	68.14	488.4
17.39	170.0	70.59	500.8
19.06	185.0	73.04	519.3
21.66	198.9		
23.64	215.0		
26.71	230.0		
29.69	248.8		
31.44	260.0		
33.34	270.0		
34.89	280.0		
36.46	290.0		
38.59	300.0		
40.64	310.0		
41.66	315.5		
44.11	330.0		
46.48	343.3		

Tabla II.3. Composición de Gases

GAS	% VOLUMEN*	% PESO*
Metano + Etano	0.026	0.010
Propano	0.269	0.159
Isobutano	0.193	0.128
Butano	0.798	0.546
TOTAL	1.286	0.843

Tabla II.4. Características Fracción Nafta Liviana 1

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	90.8
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	636.4
Punto inicial destilación	D 86	°C	25.3
5% Volumen recobrado a,		°C	29.5
10% Volumen recobrado a,		°C	30.3
20% Volumen recobrado a,		°C	31.6
30% Volumen recobrado a,		°C	32.8
40% Volumen recobrado a,		°C	34.0
50% Volumen recobrado a,		°C	35.1
60% Volumen recobrado a,		°C	36.4
70% Volumen recobrado a,		°C	37.9
80% Volumen recobrado a,		°C	40.1
90% Volumen recobrado a,		°C	44.3
95% Volumen recobrado a,		°C	50.2
Punto final		°C	73.1
Residuo		% v	0.8
Rendimiento/Crudo		% v	1.76
		% m	1.32
Azufre	D 4294	% m	<0.015
Número de octano claro RON	D 2699		M.I.
Presión de vapor Reid	D 323	psi	18.47
Factor K	UOP-375		12.92
Azufre Mercaptano	D 3227	% m	0.0003
ANÁLISIS PLANO			
Naftenos		%v	3.9
Parafinas		%v	51.3
Iso-Parafinas		%v	44.4
Aromáticos		%v	0.2

Tabla II.5. Características fracción Nafta Liviana 2

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	65.4
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	718.3
Punto Inicial destilación	D 86	°C	68.4
5% Volumen recobrado a,		°C	75.3
10% Volumen recobrado a,		°C	76.8
20% Volumen recobrado a,		°C	78.5
30% Volumen recobrado a,		°C	79.9
40% Volumen recobrado a,		°C	81.7
50% Volumen recobrado a,		°C	83.8
60% Volumen recobrado a,		°C	86.2
70% Volumen recobrado a,		°C	89.0
80% Volumen recobrado a,		°C	92.6
90% Volumen recobrado a,		°C	97.3
95% Volumen recobrado a,		°C	100.5
Punto final		°C	116.5
Residuo		% v	0.5
Rendimiento/Crudo		% v	4.84
		% m	4.11
Azufre	D 4294	% m	<0.015
Número de octano claro RON	D 2699		66.4
Presión de vapor Reid	D 323	psi	3.86
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Factor K	UOP-375		12.02
Azufre Mercaptano	D 3227	% m	0.0003
ANALISIS PIANO			
Naftenos		%v	40.3
Parafinas		%v	23.9
Iso-Parafinas		%v	32.6
Aromáticos		%v	3.2

Tabla II.6. Características Fracción Nafta Media

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	57.9
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	756.7
Punto Inicial destilación	D 86	°C	108.2
5% Volumen recuperado a.		°C	116.5
10% Volumen recuperado a.		°C	117.7
20% Volumen recuperado a.		°C	119.4
30% Volumen recuperado a.		°C	121.3
40% Volumen recuperado a.		°C	123.4
50% Volumen recuperado a.		°C	125.7
60% Volumen recuperado a.		°C	128.3
70% Volumen recuperado a.		°C	131.0
80% Volumen recuperado a.		°C	134.6
90% Volumen recuperado a.		°C	140.0
95% Volumen recuperado a.		°C	144.7
Punto final		°C	162.6
Residuo		% v	0.6
Rendimiento/Crudo		% v	6.39
		% m	5.64
Azufre	D 4294	% m	<0.015
Número de octano claro RON	D 2699		52.9
Presión de vapor Reid	D 323	psi	1.06
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Factor K	UOP-375		12.00
Naftaleno	D 1840	% v	0.03
Punto de congelación	D 2386	°C	<-75.0
Punto de humo	D 1322	mm	28.6
Azufre Mercaptano	D 3227	% m	0.0003
ANALISIS PIANO			
Naftenos		%v	35.9
Parafinas		%v	17.6
Iso-Parafinas		%v	36.5
Aromáticos		%v	8.7

Tabla II.7. Características Fracción Nafta Pesada

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	47.1
Densidad a 15.0 °C	D 4052	Kg/m ³	791.8
Punto inicial destilación	D 86	°C	153.6
5% Volumen recuperado a.		°C	157.2
10% Volumen recuperado a.		°C	158.7
20% Volumen recuperado a.		°C	161.2
30% Volumen recuperado a.		°C	163.0
40% Volumen recuperado a.		°C	164.9
50% Volumen recuperado a.		°C	167.0
60% Volumen recuperado a.		°C	169.4
70% Volumen recuperado a.		°C	172.4
80% Volumen recuperado a.		°C	175.9
90% Volumen recuperado a.		°C	180.8
95% Volumen recuperado a.		°C	185.1
Punto final		°C	202.8
Residuo		% v	0.6
Rendimiento/Crudo		% v	7.34
		% m	6.51
Azufre	D 4294	% m	0.016
Número de octano claro RON	D 2699		43.11
Presión de vapor Reid	D 323	psi	0.34
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Factor K	UOP-375		11.69
Color Saybolt	D 156		30
Naftalenos	D 1840	% v	0.13
Punto de congelación	D 2386	°C	<-75.0
Punto de inflamación	D 56	°C	37.0
Punto de humo	D 1322	mm	21.1
Punto de Nube	D 2500	°C	<-33.0
Índice de Cetano Calculado	D 4737		35.2
Azufre Mercaptano	D 3227	% m	<0.0003
Punto de Anilina	D 611	°C	53.0
ANÁLISIS PIANO			
Naftenos		%v	18.9
Parafinas		%v	16.1
Iso-Parafinas		%v	28.6
Aromáticos		%v	29.8

Tabla II.8. Características Fracción Kerosene

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	39.9
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	825.3
Punto inicial destilación	D 86	°C	206.8
5% Volumen recobrado a,		°C	210.1
10% Volumen recobrado a,		°C	211.1
20% Volumen recobrado a,		°C	212.1
30% Volumen recobrado a,		°C	213.7
40% Volumen recobrado a,		°C	215.4
50% Volumen recobrado a,		°C	217.2
60% Volumen recobrado a,		°C	219.3
70% Volumen recobrado a,		°C	221.8
80% Volumen recobrado a,		°C	224.8
90% Volumen recobrado a,		°C	229.4
95% Volumen recobrado a,		°C	233.2
Punto final		°C	239.6
Residuo		% v	1.0
Rendimiento/Crudo		% v	7.99
		% m	7.40
Azufre	D 4294	% m	0.102
Color Saybolt	D 156		25
Índice de Cetano Calculado	D 4737		41.6
Factor K	UOP-375		11.63
Punto de fluidez	D 97	°C	<-33.0
Punto de congelación	D 2386	°C	-51.0
Punto de Inflamación	D 56	°C	83.0
Punto de humo	D 1322	mm	16.5
Punto de Nube	D 2500	°C	<-33.0
Naftalenos	D 1840	% v	3.01
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.0003
Punto de Anilina	D 611	°C	58.3
Viscosidad @ 40°C (104°F)	D 445	cSt	1.68
Viscosidad @ 50°C (122°F)	D 445	cSt	1.38

Tabla II.9. Características Fracción A.C.P.M Liviano

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	34.5
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	852.2
Punto inicial destilación	D 86	°C	260.4
5% Volumen recuperado a,		°C	264.9
10% Volumen recuperado a,		°C	265.6
20% Volumen recuperado a,		°C	267.3
30% Volumen recuperado a,		°C	269.3
40% Volumen recuperado a,		°C	271.3
50% Volumen recuperado a,		°C	273.7
60% Volumen recuperado a,		°C	276.4
70% Volumen recuperado a,		°C	280.1
80% Volumen recuperado a,		°C	284.5
90% Volumen recuperado a,		°C	290.5
95% Volumen recuperado a,		°C	294.9
Punto final		°C	304.8
Residuo		% v	1.1
Rendimiento/Crudo		% v	12.08
		% m	11.54
Azufre	D 4294	% m	0.453
Índice de Cetano Calculado	D 4737		50.6
Factor K	UOP-375		11.68
Punto de fluidez	D 97	°C	-21.0
Punto de inflamación	D 93	°C	123.0
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Punto de Nube	D 2500	°C	-20.0
Azufre Mercaptano	D 3227	% m	0.0003
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.0039
Punto de Anilina	D 611	°C	66.3
Viscosidad @ 40°C (104°F)	D 445	cSt	3.18
Viscosidad @ 50°C (122°F)	D 445	cSt	2.66

Tabla II.10. Características Fracción A.C.P.M Pesado

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	29.7
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	877.5
Punto inicial destilación	D 86	°C	320.2
5% Volumen recuperado a,		°C	323.9
10% Volumen recuperado a,		°C	324.6
20% Volumen recuperado a,		°C	326.1
30% Volumen recuperado a,		°C	327.3
40% Volumen recuperado a,		°C	328.8
50% Volumen recuperado a,		°C	330.4
60% Volumen recuperado a,		°C	332.3
70% Volumen recuperado a,		°C	334.7
80% Volumen recuperado a,		°C	337.8
90% Volumen recuperado a,		°C	342.3
95% Volumen recuperado a,		°C	347.1
Punto final		°C	351.6
Residuo		% v	1.2
Rendimiento/Crudo		% v	9.51
		% m	9.36
Azufre	D 4294	% m	0.856
Índice de Cetano Calculado	D4737		57.4
Factor K	UOP-375		11.72
Punto de fluidez	D 97	°C	3.0
Punto de inflamación	D 93	°C	168.0
Número de neutralización	D 664	mg KOH/g	<0.1
Nitrógeno Básico	UOP- 269	% m	0.027
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.0304
Índice de Refracción @ 20°C	D 1218		1.4890
Punto de Nube	D 2500	°C	6.0
Punto de Anilina	D 611	°C	74.7
Viscosidad @ 40°C (104°F)	D 445	cSt	8.19
Viscosidad @ 50°C (122°F)	D 445	cSt	6.10

Tabla II.11. Características Fracción Destilado Liviano

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	24.7
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	905.2
Destilación	D 2887 Extendido		
Punto inicial destilación		°C	347.6
5% Volumen recuperado a.		°C	365.0
10% Volumen recuperado a.		°C	371.0
20% Volumen recuperado a.		°C	380.0
30% Volumen recuperado a.		°C	386.1
40% Volumen recuperado a.		°C	392.9
50% Volumen recuperado a.		°C	399.3
60% Volumen recuperado a.		°C	406.4
70% Volumen recuperado a.		°C	415.0
80% Volumen recuperado a.		°C	426.9
90% Volumen recuperado a.		°C	442.3
95% Volumen recuperado a.		°C	457.7
Punto final		°C	508.0
Residuo		% v	-
Rendimiento/Crudo		% v	5.36
		% m	5.44
Azufre	D 4294	% m	1.086
Residuo Carbón Micro	D 4630	% m	<0.10
Factor K	UOP-375		11.78
Punto de fluidez	D 97	°C	27.0
CONTENIDO DE METALES	ICP-MS		
Vanadio		mg/Kg	0.011
Níquel		mg/Kg	0.006
Nitrógeno Básico	UOP- 269	% m	0.036
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.1027
Índice de Refracción @ 70°C	D 1218		1.4841
Punto de Anilina	D 611	°C	78.9
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		% m	4.67
Diaromáticos		% m	3.74
Triaromáticos		% m	4.48
Tetraaromáticos		% m	1.69
Viscosidad @ 40°C (104°F)	D 445	cSt	28.09
Viscosidad @ 50°C (122°F)	D 445	cSt	18.76

Tabla II.12. Características Fracción Destilado Medio

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	23.1
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	914.6
Destilación	D 2887 Extendido		
Punto Inicial destilación		°C	360.6
5% Volumen recuperado a,		°C	380.8
10% Volumen recuperado a,		°C	391.4
20% Volumen recuperado a,		°C	405.6
30% Volumen recuperado a,		°C	417.5
40% Volumen recuperado a,		°C	427.3
50% Volumen recuperado a,		°C	436.3
60% Volumen recuperado a,		°C	445.4
70% Volumen recuperado a,		°C	455.1
80% Volumen recuperado a,		°C	467.1
90% Volumen recuperado a,		°C	484.3
95% Volumen recuperado a,		°C	500.3
Punto final		°C	545.9
Residuo		% v	-
Rendimiento/Crudo		% v	10.80
		% m	11.08
Azufre	D 4294	% m	1.076
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	<0.10
Factor K	UOP-375		11.85
Punto de fluidez	D 97	°C	36.0
CONTENIDO DE METALES	ICP-MS		
Vanadio		ppm	0.033
Níquel		ppm	0.015
Nitrógeno Básico	UOP-269	% m	0.045
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.1407
Índice de Refracción @ 70°C	D 1218		1.4892
Punto de Anilina	D 611	°C	M.L.
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		% m	4.50
Diaromáticos		% m	3.33
Triaromáticos		% m	4.05
Tetraaromáticos		% m	1.70
Viscosidad @ 80°C (176°F)	D 445	cSt	12.50
Viscosidad @ 100°C (212°F)	D 445	cSt	7.33

Tabla II.13. Características Fracción Destilado Pesado

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	19.9
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	934.0
Destilación	D 6352		
Punto inicial destilación		°C	387.2
5% Volumen recuperado a.		°C	439.2
10% Volumen recuperado a.		°C	451.5
20% Volumen recuperado a.		°C	465.6
30% Volumen recuperado a.		°C	475.8
40% Volumen recuperado a.		°C	484.7
50% Volumen recuperado a.		°C	493.4
60% Volumen recuperado a.		°C	501.4
70% Volumen recuperado a.		°C	510.0
80% Volumen recuperado a.		°C	521.5
90% Volumen recuperado a.		°C	537.0
95% Volumen recuperado a.		°C	551.4
Punto final		°C	605.0
Residuo		% v	-
Rendimiento/Crudo		% v	8.00
		% m	8.38
Azufre	D 4294	% m	1.260
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	0.53
Factor K	UOP-375		11.91
Punto de fluidez	D 97	°C	48.0
CONTENIDO DE METALES	ICP-MS		
Vanadio		mg/Kg	0.259
Níquel		mg/Kg	0.145
Nitrógeno Básico	UOP- 269	% m	0.065
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.2130
Índice de Refracción @ 70°C	D 1218		1.5016
Punto de Anilina	D 611	°C	88.9
Tipo de Carbono Aromático	UV-VIS		
Monoaromáticos		% m	4.47
Diaromáticos		% m	3.18
Triaromáticos		% m	4.16
Tetraaromáticos		% m	2.27
Viscosidad @ 80°C (176°F)	D 445	cSt	37.52
Viscosidad @ 100°C (212°F)	D 445	cSt	18.16

Tabla II.14. Características Fracción Crudo Reducido

PRUEBA	METODO	UNIDAD	RESULTADO
Gravedad a 15.6°C	Calculada	API	13.2
Densidad a 15.0°C	D 4052	Kg/m ³	977.1
Azufre	D 1552	% m	1.623
Residuo Carbón Micro	D 4530	% m	13.29
CONTENIDO DE METALES			
Vanadio		ppm	205.280
Níquel		ppm	85.720
Sodio		ppm	9.570
Hierro		ppm	8.220
Cobre		ppm	0.121
Aluminio		ppm	2.140
Magnesio		ppm	0.509
Calcio		ppm	2.950
Insolubles n-C7	D3279	% m	9.4
Punto de fluidez	D 97	°C	33.0
Viscosidad @ 80°C (176°F)	D 445	cSt	361.89
Viscosidad @ 100°C (212°F)	D 445	cSt	127.00
Rendimiento/Crudo		% v	48.81
		% m	53.28
Nitrógeno Básico	UOP- 269	% m	0.045
Nitrógeno Total	D 3228	% m	0.5653
Tipo de Carbono Aromático			
Monoaromáticos		% m	4.57
Diaromáticos		% m	3.36
Triaromáticos		% m	4.19
Tetraaromáticos		% m	3.56
Ceras	DIN	%m	7.50
ANALISIS SARA			
Saturados	D 2549	% m	32.0
Aromáticos		% m	38.0
Resinas		% m	19.7
Asfaltenos		% m	10.3

ANEXO III
TREN DE PRECALENTAMIENTO DE CRUDO SIMULADO

ANEXO IV

CLASIFICACIÓN DEL CRUDO

Tabla IV.1. Clasificación del crudo de acuerdo a su densidad másica

Crudo	Densidad (g/cm³)	Densidad (° API)
Extrapesado	>1,0	10,0
Pesado	1,0 - 0,92	10,0 - 22,3
Mediano	0,92 - 0,87	22,3 - 31,1
Ligero	0,87 - 0,83	31,1 - 39
Superligero	< 0.83	> 39

Tabla IV.2. Clasificación de la base del crudo de acuerdo al valor del factor Kuop

Kuop	Base del Crudo
<11,4	Base Nafténica
11,4 – 12,2	Base Intermedia
>12,2	Base Parafínica

(Wauquier, 2004)

ANEXO V

CONFIGURACIÓN PROPUESTA A: TORRE PRE-FLASH

Tabla V.1. Propiedades físico-químicas del rubber solvent.

RUBBER SOLVENT

Requisitos	Unidad	Mínimo*	Máximo	Método Ensayo
Punto de Inflamación	°C	49	--	--
Punto de Congelamiento	°C	123		
Ensayo de destilación 10% 95%	°C °C	210 1		
Punto Final	°C	25		
Residuo	% en V	96.55		
Color	Saybolt			
Presión de Vapor REID a 37.8°C	kPa	0.891		
Gravedad Específica a 15.6°C				
* Valores Típicos ** 1kPa = 0.01 kgf/cm ² = 0.10 N/cm ² = 0.145 lbf/pulg ²				

Petrocomercial, Unidad de Programación de Abastecimiento de combustibles, 2008.

CARACTERÍSTICAS

Productos obtenidos mediante el proceso de destilación atmosférica de crudos livianos de bajo contenido de azufre. Están constituidos por fracciones de hidrocarburos livianos que destilan entre los 40 a 205° C. La constitución química de las fracciones componentes hacen que estos productos tengan una alta presión de vapor y por consiguiente una alta volatilidad.

En razón de la presencia preponderante de hidrocarburos parafínicos, la densidad de los productos fluctúa entre 0.67 - 0.84 Kg/ lt. y son de aspecto blanquecino transparente.

USOS

Son utilizados en la preparación de diluyentes, fabricación de pinturas, ceras para pisos, lacas y barnices, en la industria de llantas como agentes de vulcanización del caucho, lavado en seco, en la industria química para la preparación de diversos productos de limpieza de equipos y maquinaria.

ANEXO VI
CONFIGURACIÓN PROPUESTA B: TAMBOR PRE-FLASH

Tabla VI.1. Dimensiones del tambor pre-flash obtenidas a diferentes condiciones de operación

ΔP (kPa)	P_{tambor} (kPa)	T_{tambor} (°C)	Flujo Volumétrico VAPOR (BPD)	Flujo Volumétrico LÍQUIDO (BPD)	DIMENSIONES DEL TAMBOR	
					Altura (m)	Diámetro (m)
1.378,95	4,7298	184,22	1.518	8.482	13,84	3,81
1.379,29	4,4540	184,00	1.541	8.459	13,87	3,96
1.379,64	4,1093	183,72	1.573	8.427	14,94	4,26
1.380,33	3,4198	183,06	1.645	8.355	16,50	4,70
1.381,02	2,7303	182,22	1.732	8.268	18,67	5,30
1.381,71	2,0408	181,22	1.843	8.157	21,87	6,25
1.382,40	1,3514	179,78	1.996	8.004	24,00	6,86
1.383,09	0,0662	177,44	2243	7.757	40,54	11,58

