

SIMULACIÓN Y ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO DE LA ZONA DE
PRECALENTAMIENTO Y HORNOS DE LA SECCIÓN DE CRAQUEO TÉRMICO
DE UNA UNIDAD VISCORREDUCTORA.

JAIRO ANDRÉS GARCÍA GALLON.

JONATHAN LEONARDO ORDUZ CORREDOR.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO-QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA

2015

SIMULACIÓN Y ESTUDIO DEL COMPORTAMIENTO DE LA ZONA DE
PRECALENTAMIENTO Y HORNOS DE LA SECCIÓN DE CRAQUEO TÉRMICO
DE UNA UNIDAD VISCORREDUCTORA.

JAIRO ANDRÉS GARCÍA GALLON.

JONATHAN LEONARDO ORDUZ CORREDOR.

TRABAJO DE GRADO

PRESENTADO COMO REQUISITO PARA OPTAR POR EL TITULO DE
INGENIERO QUÍMICO.

DIRECTOR.

PROF. CRISÓSTOMO BARAJAS FERREIRA. ING. QUIMICO, M.SC.

UNIVERSIDAD INDUSTRIAL DE SANTANDER
FACULTAD DE INGENIERIAS FISICO-QUIMICAS
ESCUELA DE INGENIERIA QUIMICA

2015

Agradecimientos

A Crisostomo Barajas director del proyecto por la cooperación recibida a lo largo de este trabajo, su contribución para que este proyecto pudiera seguir adelante fue fundamental.

Al Ingeniero Elkin Yesid Grimaldos ya que sus conocimientos de la refinería, aportes y ayuda fueron valiosos para que el proyecto finalizara de la forma esperada.

A los profesores de la escuela de ingeniería química de la Universidad Industrial de Santander ya que sus aportes en el conocimiento de la ciencia y la ingeniería han sido de gran importancia para comprender todo proceso que se ha desarrollado a lo largo de este proyecto.

Dedicatoria.

A mis padres principalmente debo agradecerlos todo el esfuerzo, amor y comprensión que me han dado; ya que este ha sido el pilar fundamental para llegar hasta aquí, donde ellos siempre serán los destinatarios de mi amor y todo mi orgullo.

A mi hermano Cristian y sobrino Esteban Bonilla porque han estado incondicionalmente con su amor y cariño, siempre estarán a mi lado donde estaremos apoyándonos incondicionalmente.

A mi familia que ha sido una fuente de apoyo en los momentos más importantes y duros de mi vida, siempre tendrán mi agradecimiento y eterna gratitud. En especial mis tíos Didier Fernando Gelvez, Betty García Guerrero, Alicia García y María Evelia Gayón, mis abuelas Marina Guerrero y María Gayón.

A todos mis amigos siempre tendrán un espacio en mi corazón ya que ellos siempre han estado ahí para levantarme en los momentos más duros, y finalmente a todas las personas que han sido parte fundamental de mi crecimiento personal y profesional no queda más que agradecerles por todo lo que han hecho por mí.

Jairo Andrés García Gallón

A Mi mamá María Antonia porque siempre confió en mí.

A mi papá Oscar por que siempre me apoyo y es mi ejemplo a seguir.

A mis hermanas Kelly y Daniela que siempre me han estado conmigo.

*A Patricia Triana quien se convirtió en el pilar fundamental de mi vida y
quien me acompañó para hacer todo esto posible.*

*A todos mis amigos y compañeros con quienes compartí momentos y
experiencias enriquecedoras que ayudaron en mi formación integral.*

Jonathan Leonardo Orduz.

TABLA DE CONTENIDO

Introducción.....	15
1 Metodología.....	22
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.....	22
1.2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.....	22
1.3 SELECCIÓN DE DATOS DE ENTRADA.....	23
1.4 CRUDO CASTILLA.....	23
1.5 GAS NATURAL.....	24
1.6 MODELO TERMODINÁMICO.....	25
1.7 SIMULACIÓN.....	25
1.7.1 Ingreso de componentes.....	26
1.7.2 Selección del paquete de fluidos o modelo termodinámico.....	26
1.7.3 Equipos y desarrollo del proceso.....	28
1.7.4 Proceso sin precalentamiento.....	32
2 Resultados.....	33
2.1 EQUIPOS.....	33
2.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA ALCANZAR LA TEMPERATURA ÓPTIMA DE SALIDA DE HORNOS (711,9 °F).....	34
2.3 EFECTO DE LA ZONA DE PRECALENTAMIENTO EN EL FUNCIONAMIENTO DE LOS HORNOS.....	35
3 Conclusiones.....	36
4 Recomendaciones.....	37
Bibliografía.....	38
Anexos.....	41

LISTA DE FIGURAS

Figura 1. Unidad viscorreductora	18
Figura 2 Diagrama de procesos de la <i>topping</i> U200 en la refinería de Barrancabermeja.	19
Figura 3. Diagrama del horno de la viscorreductora	21
Figura 4. Diagrama de bloques de la metodología	22
Figura 5. Diagrama de flujo de la simulación	25
Figura 6. Zona de precalentamiento	28
Figura 7. Bomba de carga de crudo.....	28
Figura 8. Intercambiador de calor	29
Figura 9. Tambor de carga.....	29
Figura 10. Mezclador: Inyector de vapor de agua.....	30
Figura 11. Zona de Hornos	30
Figura 12. Divisor de corriente	31
Figura 13. Hornos	31
Figura 14. Simulación sin zona de precalentamiento.....	32

LISTA DE TABLAS

Tabla 1. Propiedades del crudo Castilla	23
Tabla 2. Composición de gas natural.....	24
Tabla 3 Composición y propiedades del crudo Castilla	27
Tabla 4. Comparación de variables reales de la viscorreductora y las simuladas como procesadora de crudo pesado.....	33
Tabla 5. Análisis de disponibilidad de equipos de la Viscorreductora II.....	34
Tabla 6. Condiciones de operación para alcanzar la temperatura óptima	34
Tabla 7. Flujo de gas natural.....	35
Tabla 8. Viscosidad del flujo de crudo que ingresa a los hornos	35

ANEXOS

Anexo: A Corriente de crudo de entrada.....	41
Anexo: B Corriente de gas natural	44
Anexo: C Corriente de aire.....	47
Anexo: D Bomba de carga.....	50
Anexo: E Intercambiador de calor.....	52
Anexo: F Tambor de carga.	54
Anexo: G Mezclador: Inyector de vapor de agua.	57
Anexo: H Separador de corriente.....	59
Anexo: I Hornos.	61
Anexo: J Corriente de salida de hornos.	67
Anexo: K Corriente de gas natural.	71
Anexo: L Corriente de entrada a horno.....	74

RESUMEN.

Título: Simulación y estudio del comportamiento de la zona de precalentamiento y hornos de la sección de craqueo térmico de la unidad viscorreductora.*

Autor(es): Jairo Andrés García Gallón y Jonathan Leonardo Orduz Corredor**

Palabras claves: Viscorreductora, *Topping*, Crudo Pesado, Simulación, Hornos, Precalentamiento.

Descripción:

El mercado de la industria petroquímica es un mercado dinámico, en el cual la oferta y demanda del petróleo y sus productos derivados de los procesos de refinación han cambiado en los últimos años. Las perspectivas de producción que hoy maneja la industria de la refinación en Colombia son diferentes a su actual modelo de operación, por eso se han sugerido cambios en diferentes zonas de la refinería más grande del país. Es por eso que se ha propuesto que la que funciona hoy como unidad viscorreductora II perteneciente a la refinería de Barrancabermeja, propiedad de Ecopetrol S.A, que actualmente convierte fondos de destilación primaria o demex en asfalto, gasóleo y trazas de nafta principalmente, sea transformada en un planta procesadora de crudo o *topping* que tome crudo de tipo pesado y que produzca fracciones medias de crudo como: nafta, diesel, jet-a y crudo reducido. Para este fin se requiere hacer una simulación utilizando el software Aspen HYSYS 8.1 y crudo castilla como materia prima para analizar el comportamiento de la zona de precalentamiento y hornos de esta unidad. Este estudio tendrá como objetivo comparar los resultados calculados mediante el simulador con los valores actuales de las variables de proceso de la viscorreductora y así determinar la viabilidad de la conversión a planta procesadora de crudo pesado.

* Proyecto de grado

** Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Crisostomo BarajasFerreira Ing. Químico, M.SC.

ABSTRACT.

Title: Study and simulation of the behavior of the pre-heating zone and ovens of the thermic cracking of the viscosity reduction unit.*

Author(s): Jairo Andrés García Gallón y Jonathan Leonardo Orduz Corredor.**

Key words: Viscosity Reduction Unit, Topping, heavy oil, Simulation, Ovens, Preheating.

Description:

The industrial petrochemical market is dynamic, the demand and supply from petroleum and its derivate products have changed over the last few years. The production prospects now manages the refining industry in Colombia are different from their current operating model, Many changes are suggest in different areas of refinery. This is why, it was proposed that the now operating viscosity reduction unit II, belonging to the Barrancabermeja's refinery property of Ecopetrol S.A. Which turns the bottoms from primary distillation or demex in asphalt, diesel oil and naphtha mostly, be transformed into a plant processing heavy oil or *topping*, producing mid-fractions of crude, such as: naphtha, diesel, jet-a, reduce crude. In order to achieve this, it is necessary to do a simulation using the software Aspen HYSYS 8.1 and castilla crude as raw material to analyze the behavior in the pre-heating and ovens in this zone. This study will have as main objective to compare the calculated results obtained through simulation with the process real values and, with this, determine the viability of the change toward a heavy oil processor plant

* Proyecto de grado

** Universidad Industrial de Santander. Facultad de Ingenierías Físicoquímicas. Escuela de Ingeniería Química. Director: Crisostomo BarajasFerreira Ing. Químico, M.SC.

INTRODUCCIÓN.

El petróleo es la materia prima que hoy mueve al mundo, así como todos sus derivados producto de procesos de refinación. Los combustibles son el principal motivo por el cual el crudo se ha convertido en la materia prima más importante del planeta. Nuestro país no es ajeno a esta realidad ya que actualmente se encuentra entre las 25 naciones más productoras de petróleo y aunque una buena parte del mismo es exportada, otra gran cantidad es llevada hacia las principales refinerías del país: Barrancabermeja, Tibú, La Dorada, El Guamo y Cartagena.

La refinería de Barrancabermeja (Santander) propiedad de Ecopetrol S.A. es la más grande de Colombia, en esta se obtiene 24 productos diferentes, por lo tanto ha sido el corazón energético del país y un gran participante en las industrias derivadas del producto del petróleo. Muchas de las plantas que pertenecen al complejo industrial han sufrido cambios totales o parciales dentro de su funcionamiento a lo largo de los años, pero ese proceso se ha acelerado debido al aumento en la extracción de crudo en el territorio nacional; las diferentes exigencias del mercado cambiante y el aumento de petróleo con una mayor grado API (*American Petroleum Institute*) que entra como carga a la refinería.

Una de las plantas que ha presentado pocos cambios desde su fundación es la unidad Viscosreductora II que pertenece al departamento de refinación de fondos. Pero los nuevos retos a los que se enfrentan hoy Ecopetrol y la refinería en particular sugieren que se realice un cambio drástico en el funcionamiento de esta. Este conjunto de equipos hoy tiene como fin procesar fondos procedentes de procesos de destilación primaria o demex y transformarlos en nafta, gasóleo y asfalto entre otros. La gerencia de la refinería ha propuesto que esta unidad sea convertida en una procesadora de crudo pesado para producir destilados medios: Jet A-1, diesel, gasóleo principalmente. Esta transformación debe darse usando los equipos ya existentes, sin que sus variables de diseño se vean afectadas.

Este proyecto tiene como fin la simulación y el estudio del comportamiento de la zona de precalentamiento y los hornos pertenecientes a la sección de craqueo térmico de la Viscosreductora II en una conversión a planta procesadora de crudo pesado, usando aspen HYSYS.

Para tal fin se utilizó crudo de tipo castilla como carga y se estudió el comportamiento de la zona de precalentamiento al igual que la de los dos hornos.

Donde la temperatura de salida del sistema es una variable fundamental en el funcionamiento de toda la planta. Los cambios que se darán en esta etapa serán cruciales en el desarrollo del proceso de refinación y afectaran el funcionamiento de toda la refinería.

Para poder desarrollar esta investigación se han propuesto tres objetivos específicos: el primero, comparar el comportamiento de las variables de proceso con respecto a las de diseño de los equipos de la viscorreductora en la conversión a planta procesara de crudo pesado. El segundo, estudiar el efecto de la zona de precalentamiento en el funcionamiento de los hornos y por ultimo buscar las variables de entrada al proceso necesarias para alcanzar a la temperatura optima de salida de los hornos y comprobar que a estas condiciones el proceso puede ser llevado a cabo con los mismos equipos.

REFINERÍA DE BARRANCABERMEJA.

La refinería de Barrancabermeja (Santander) propiedad de Ecopetrol S.A. fue fundada el 18 de febrero de 1922.

El complejo se extiende en un área de 254 hectáreas, en las que se distribuyen más de cincuenta modernas plantas y unidades de proceso, tratamiento, servicios y control ambiental; Entre ellas están cinco unidades *topping*, cuatro unidades de ruptura catalítica, dos plantas de polietileno y plantas de alquilación, ácido sulfúrico, parafinas, aromáticos y plantas para el procesamiento de residuos.

La Refinería hoy en día abastece los siguientes los siguientes productos: Gasolina de motor (extra y corriente), Jet-A1, diesel, Avigas, gas propano, azufre, ceras, bases lubricantes, polietileno de baja densidad, aromáticos, asfaltos, disolventes alifáticos, entre otros.

UNIDAD VISCORREDUCTORA II.

La Unidad Viscorreductora II de la Refinería de Ecopetrol Gerencia Refinería de Barrancabermeja es la infraestructura destinada a la obtención de asfalto, donde por medio de este se obtiene productos como gasolina, combustóleo, GLP (gas licuado de petróleo) y diesel. Este proceso está distribuido en cinco secciones en la Unidad Viscorreductora II.

- La sección de carga y precalentamiento.
- La sección craqueo térmico.
- La sección fraccionamiento.

- La sección Estabilización.
- La Sección Despojo.

La sección de carga y precalentamiento es la etapa de la unidad en donde los fondos demex provenientes de la planta de desasfaltado se acumulan en tanques calientes de almacenamiento. Más adelante son llevados por bombas de carga para ser bombeado a la unidad de la viscorreductora donde hay una inyección de ALC (aceite liviano de ciclo) para un proceso de dilución y así mejorar su fluidez al disminuir su viscosidad.

Los fondos demex que son llevados a la sección de carga son calentados. Primero por un intercambiador de calor, por el cual fluye por uno de sus lados de los tubos: gasóleo caliente, producto de la bandeja de la torre de fraccionamiento. Donde el calor es aprovechado para calentar la carga y así disminuir costos.

La sección de craqueo térmico es realizada por medio de dos hornos, donde se elabora un proceso de calentamiento donde se controla la temperatura a la salida que será enviada a la sección de fraccionamiento.

El flujo que sale de la sección de carga y precalentamiento se dividen en cuatro corrientes que llegan a los serpentines de los hornos, donde a cada serpentín se le une un flujo de vapor para evitar el taponamiento y una posible falla.

El gas combustible del suministro a los hornos entra a la unidad por el lado norte hacia el tambor del gas combustible, donde se divide en cada serpentín que consta de doce quemadores que son controlados por medio de válvulas; la carga de fondos por cada serpentín entra al horno por la zona de convección, donde se calienta recuperando el calor de los gases de combustión. Luego este entra a la zona de radiación en donde empieza alcanzar la temperatura de reacción.

Las temperaturas del proceso en los hornos de la viscorreductora se monitorean en diferentes puntos a lo largo de los 49 tubos de cada serpentín en la zona, donde se genera un proceso de ruptura térmica entre (780- 810) °F.

La sección de fraccionamiento recibe la corriente caliente proveniente de los hornos de la sección de craqueo térmico en forma de líquido y gas, donde la parte líquida caliente entra a la torre por la zona flash a través de cierta boquilla generando flujo vertical. Los hidrocarburos livianos son flasheados y pasan a la parte superior y los hidrocarburos pesados son lavados con gasóleo para lavar los vapores pesados y poder ser llevados hacia el fondo.

De la torre fraccionadora se dividen tres corrientes. Una corriente pesada de fondo asfalto que va a la sección de despojo; una corriente lateral de gasóleo, la cual se utiliza para calentamiento y generación de vapor; y finalmente una corriente de cima de vapores de nafta y gases, luego de pasar por un proceso de condensación y reflujo van hacia la sección de estabilización.

La sección de estabilización tiene 30 platos tipo válvula y recibe la corriente de nafta que proviene de la torre fraccionadora. El objetivo de la es reducir la presión de vapor de la nafta que viene de la Torre Fraccionadora.

La sección de despojo trata el gasóleo que se genera a la salida de los fondos de la sección de fraccionamiento y un excedente de gasóleo; donde las fracciones más livianas y pesadas de gasóleo, por efecto de alta temperatura, vaporización instantánea y baja presión, se despojan y hacen salir gasóleo y gases más livianos por la cima de la despojadora y la fracción pesada asfalto por el fondo. Finalmente el asfalto es diluido con ALC para ser llevado al tanque de almacenamiento como producto final con el nombre de combustóleo.

Figura 1. Unidad Viscorreductora.

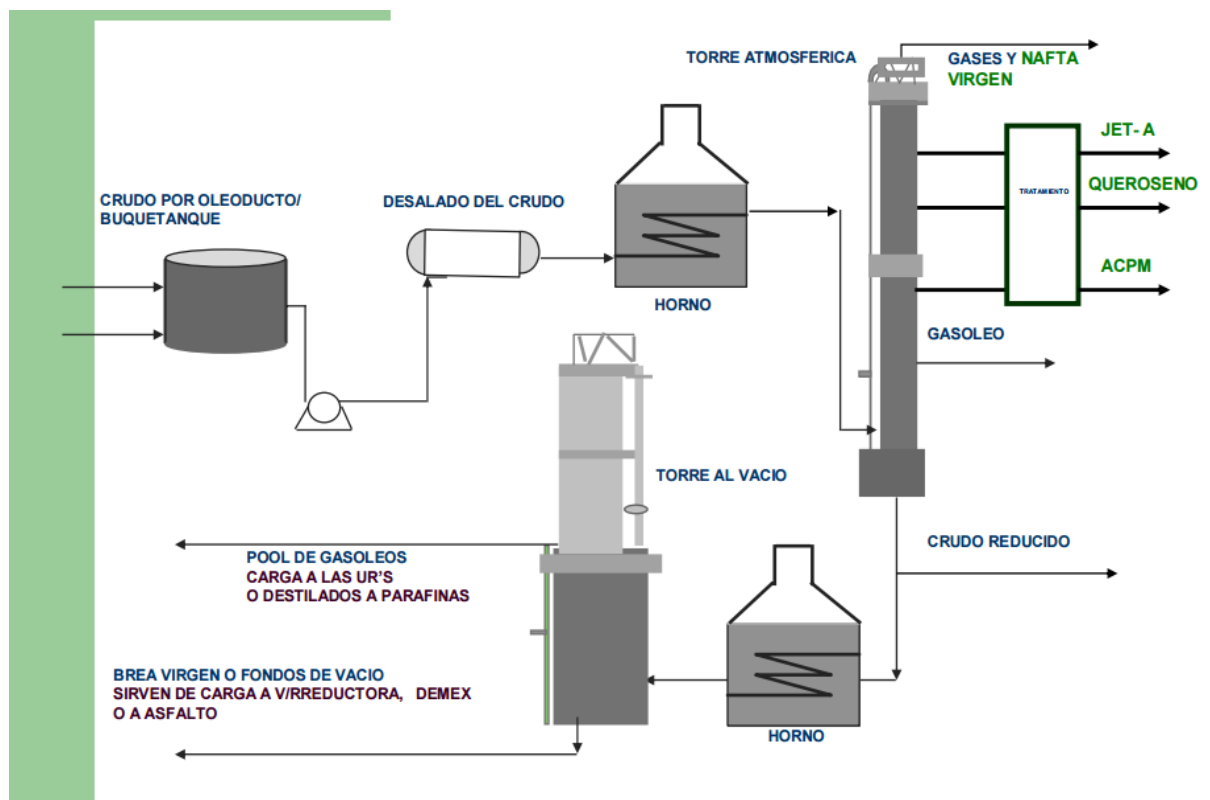


TOPPING O PROCESADORA DE CRUDO PESADO

Es un proceso físico de separación del crudo en diferentes fracciones. Basado principio de la destilación, donde se calienta una mezcla líquida hasta su ebullición, los vapores liberados de esta son más ricos en los componentes más volátiles; a su vez, estos vapores se condensan y la mezcla líquida obtenida se calienta nuevamente, repitiendo cierto número de veces esta operación. Se consigue separar las diferentes fracciones del petróleo, desde las más ligeras hasta las más pesadas, según las diversas exigencias.

En Colombia; Ecopetrol posee una unidad *topping* (denominada *topping* U200) ubicada en la refinería de Barrancabermeja, que posee una carga aproximada de 80000 BDP de crudo y tiene un ciclo de corrida: lado atmosférico y lado vacío.

Figura 2 Diagrama de procesos de la *topping* U200 la refinería de Barrancabermeja.



La unidad *Topping* comienza con un proceso de precalentamiento donde el crudo que ingresa entra a 90 °F para salir a una temperatura aproximadamente de 250 °F. Este precalentamiento se da por medio de intercambiadores de calor.

Los crudos que entran a este proceso siempre llegan con impurezas, que tienen que ser removidas tales como agua y sales de sodio , calcio y magnesio; también se presentan productos corrosivos para ser extraídos como H₂S, azufre y finalmente ciertos sólidos y lodos que no implican un valor económico para la planta y deben ser removidos del crudo a través de un proceso de desalación de crudos, que consiste en precalentar el crudo a 280 °F , luego es sometido a un campo eléctrico para extraer la mayor cantidad de sales y agua, finalmente se obtiene un crudo con un porcentaje muy pequeño de sales y pasa al horno para el proceso de calentamiento.

Después de que pasen por el proceso de precalentamiento se emplean los hornos que están antes de las torres fraccionadoras, este proceso utiliza combustibles en los hornos para el proceso de calentamiento y así lograr que el crudo alcance una temperatura de 690 °F y obtener un porcentaje de vaporizado entre 45% y 55%.

Una vez que sale del primer horno este llega a uno de los procesos fundamentales de la planta *topping*; es el proceso de destilación atmosférica por el cual es logrado por torres despojadoras, donde el producto que sale va al siguiente horno para finalmente pasar al proceso de destilación por vacío así lograr retirar un 40% de gasóleo.

FUNCIONAMIENTO DE LAS UNIDADES A SIMULAR.

Viscorreductora II

La sección de la planta que se estudiará en el presente trabajo es la de craqueo térmico, los equipos que allí se emplean son un intercambiador de calor y dos hornos con dos serpentines cada uno, dos intercambiadores de precalentamiento de la carga, un tambor de carga y las bombas de transferencia de carga.

Precalentamiento: Intercambiador.

El flujo de fondos de carga pasa a precalentarse al lado tubos del intercambiador de fondos demex. En la sección del casco de este fluye gasóleo de la bandeja de la T-2801 (torre fraccionadora) y precalienta la carga que fluye por el lado tubos con el propósito de economizar gas combustible en los hornos. El flujo de carga se divide a los serpentines de los hornos en cuatro corrientes.

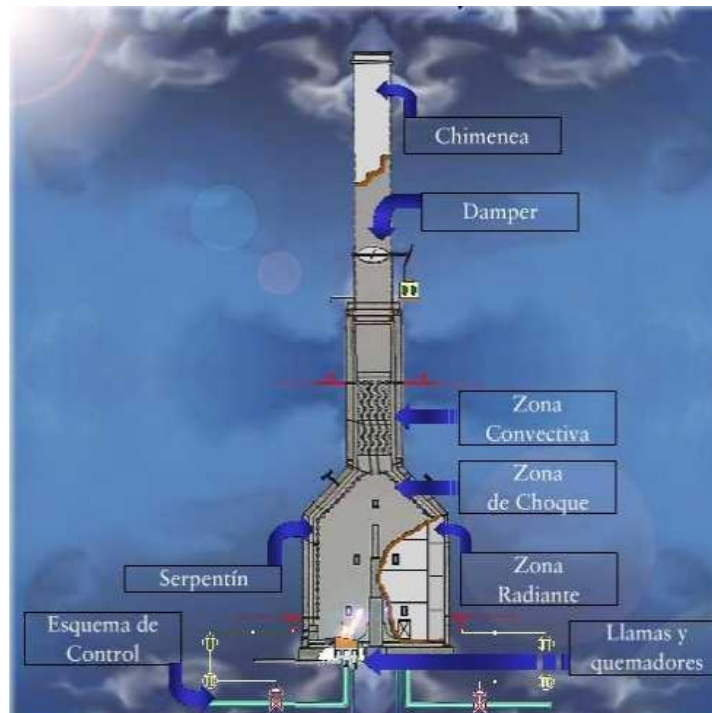
Hornos.

La línea de carga proveniente de la bomba de carga de fondos provenientes de la zona de carga y precalentamiento se divide en cuatro corrientes que pasan a los serpentines de los dos hornos. Cada serpentín de cada horno se opera a un flujo máximo, con el propósito de disminuir el tiempo de residencia de la carga en los hornos y aumentando su velocidad espacial.

Se realiza este control de relación entre la carga y el vapor, para mantener y controlar el tiempo de residencia en los hornos. El gas combustible de suministro a los hornos proviene del bloque III y se divide en dos corrientes, una para cada horno. El gas combustible va a 12 quemadores, 6 en cada uno de los hornos.

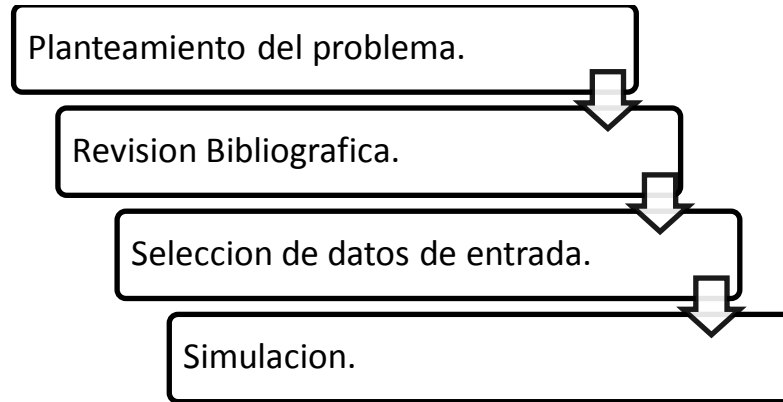
La carga de fondos por cada serpentín entra al horno por la zona de convección, donde se calienta recuperando el calor de los gases de combustión. Luego, entra a la zona de radiación en donde se empieza alcanzar la temperatura de reacción. Cada horno está compuesto por 49 tubos. La reacción de ruptura térmica se inicia en el horno entre (780-810) °F. El flujo de proceso continúa calentándose y alejándose de la zona de radiación.

Figura 3. Diagrama del horno de la viscorreductora.



1 METODOLOGÍA.

Figura 4. Diagrama de bloques de la metodología.



1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

La gerencia de la refinería de Barrancabermeja propiedad de Ecopetrol S.A. ha propuesto que la unidad Viscosreductora II, que hoy usa como materia prima fondos de procesos de destilación primaria de crudo sea transformada en una planta que convierte crudo pesado en fracciones medias como el jet y el diesel. Donde este cambio se debe dar de tal forma que los equipos que componen la viscosreductora no sean modificados y que las nuevas condiciones a los que sean sometidos estén dentro de las variables de diseño de los mismos. Dos etapas son cruciales en ambos procesos: el calentamiento y la separación; Para que la destilación que separara los componentes se den de manera óptima donde es crucial que la temperatura de salida de los hornos en la zona de carga y precalentamiento sea la apropiada (711, 9 °F).

1.2 REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA.

A lo largo de la investigación se realizó constantemente la búsqueda de información relacionada con los temas de interés en diferentes fuentes como libros, proyectos de grado, artículos, páginas web y manuales. Los temas claves, hornos, modelo termodinámico, crudo pesado, gas natural.

Algunas fuentes de información son: los manuales de operación de la viscosreductora, manuales de *ASPEN HYSYS*, artículos sobre refinación de crudos de pesados y funcionamiento de hornos.

1.3 SELECCIÓN DE DATOS DE ENTRADA.

Cualquier simulación de un proceso requiere disponer del valor de las propiedades fisicoquímicas y termodinámicas de las mezclas de los compuestos que circulan entre los distintos equipos de la planta, teniendo en cuenta todas las condiciones del proceso como composición, presión y temperatura que puedan llegarse a verificar en la operación de la misma. La selección de estas técnicas es crucial para un cálculo preciso de los equipos y corrientes de la planta simulada. No basta con que el simulador cuente con los mejores algoritmos de cálculo, los más rápidos y estables, si hemos realizado una elección incorrecta del método de predicción de propiedades y los resultados que obtengamos en la simulación tendrán poco o nada que ver con la realidad.

Tres aspectos fueron fundamentales para dar inicio a la simulación: la elección del crudo que ingresa como materia prima, el gas natural usado como combustible en los hornos y lo más importante el modelo termodinámico.

1.4 CRUDO CASTILLA.

Castilla o Castilla Blend es un crudo pesado con un API de 18,8° y 1,97% que resulta de la mezcla del crudo de Castilla con otros crudos pesados producidos en campos de la región de los Llanos. A continuación se muestra algunas propiedades físicas del crudo castilla.

Tabla 1. Propiedades del crudo Castilla.

CARACTERISTICAS	UNIDADES	VALOR TIPICO
Azufre	% másico	2,2
Cenizas	% másico	0,8
Agua por destilación	% volumen	0,6
Punto de inflamación	° C	82,7
Viscosidad a 40 ° C	mm ² / s	1360
Viscosidad a 40 ° C	mm ² / s	668
Vanadio	mg/Kg	320
Niquel	mg/Kg	99
Hierro	mg/Kg	32
Sodio	mg/Kg	2

La carga de crudo que entra a los procesos de refinación en Barrancabermeja es en realidad una mezcla de petróleo extraído en diferentes regiones del país, donde el mayor porcentaje es de tipo pesado. Este tipo de crudo tiene una alta densidad y un conjunto de propiedades que son equiparables a la mezcla anteriormente descrita y por eso este fue escogido como modelo usado para la carga de la unidad.

1.5 GAS NATURAL.

El gas natural constituye una importante fuente de energía fósil liberada por su combustión. Es una mezcla de hidrocarburos gaseosos ligeros que se extrae normalmente en el subsuelo continental o marino. La composición del gas natural incluye diversos hidrocarburos gaseosos, con predominio del metano, por sobre el 90% y en proporciones menores etano, propano, butano, pentano y pequeñas proporciones de gases inertes como dióxido de carbono y nitrógeno. El gas natural usado en la viscorreductora es una mezcla de varios gases naturales, con diferentes proporciones de componentes como metano, etano y propano e inclusive de otros gases combustibles generados en diferentes procesos en otras plantas del complejo industrial.

El modelo usado en la simulación es un compuesto básico que aún es usado actualmente en la unidad Visorredutora II; con 3 componentes básicos que son etano, propano y butano, donde se desprecian otros componentes que se encuentran en un porcentaje muy bajo al respecto de los ya mencionados, con alrededor de un porcentaje del 0,5%.

Tabla 2. Composición del gas natural.

Sustancia	Composición %
Propano(C ₃ H ₈)	65
Butano(C ₄ H ₁₀)	15
Etano(C ₂ H ₆)	20

1.6 MODELO TERMODINÁMICO.

Para el tratamiento y simulación de hidrocarburos los manuales de ASPEN HYSYS recomiendan el uso del modelo que tiene como base la ecuación de estado de Peng-Robinson (PR), Además goza de una amplia aceptación en aplicaciones de la industria del gas, petróleo y petroquímica.

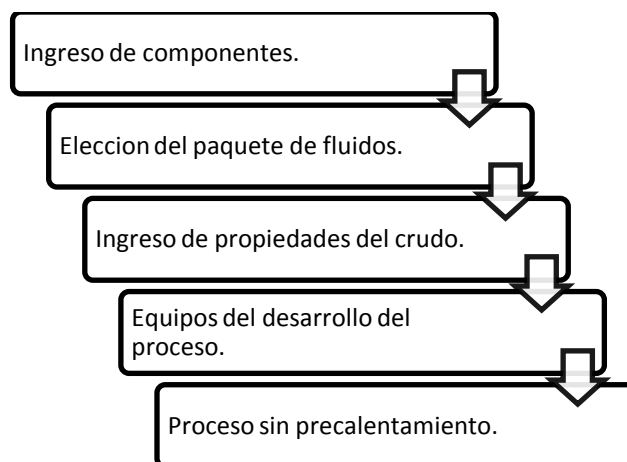
Este modelo es ampliamente usado en la termodinámica de la ingeniería química. Ya que proporciona mejores predicciones para las densidades de líquidos mejor que la ecuación de Soave-Redlich-Kwong. Este requiere el uso de tres propiedades por compuesto puro: T_c (temperatura crítica), P_c (presión crítica) y el factor acéntrico (w).

Peng-Robinson es un modelo es ideal para el cálculo de la densidad del líquidos para los sistemas de hidrocarburos. El modelo debe proporcionar una precisión razonable cerca del punto crítico, sobre todo para los cálculos del factor de compresibilidad y la densidad del líquido, cumple con extender su rango de aplicabilidad en Presión y Temperatura y también en tratamientos especiales para algunos de los componentes clave y para tener una mayor base de datos del parámetro de interacción binaria.

1.7 SIMULACIÓN.

La versión de ASPEN HYSYS utilizada para desarrollar este proyecto fue 8.0 y los pasos para desarrollarla se ven el siguiente diagrama de bloques.

Figura 5. Diagrama de flujo de la simulación.



1.7.1 Ingreso de componentes. El primer paso que se dio durante la simulación fue la inclusión de todos y cada uno de los componentes que están involucrados en el proceso que se pretende modelar. Estos se encuentran con todas y cada una de sus propiedades en la base de datos del programa.

Inicialmente se ingresó la información concerniente al crudo en este caso el tipo Castilla con alrededor de 22 componentes entre ellos agua, metano, etano, propano, oxígeno, nitrógeno etc. (Información sobre este crudo ver anexo A). Los compuestos que componen el gas natural y aire que ingresan para producir la combustión que calienta los serpentines dentro de los hornos, tienen como base parte de los componentes del crudo, ya no hay necesidad de ingresarlos nuevamente. (Información anexo B y C de cada corriente). Además se incluyen algunos componentes producto de la combustión que salen del sistema a través de las chimeneas de los hornos como el CO y el CO₂.

1.7.2 Selección del paquete de fluidos o modelo termodinámico. HYSYS utiliza el concepto de paquete fluido o Fluid Package como el contenido de toda la información necesaria para desarrollar cálculos de propiedades físicas y evaporaciones espontáneas de corrientes. El paquete de fluido permite toda la información como: propiedades, componentes, componentes hipotéticos. Después de especificar los componentes este es el paso a seguir. Donde el paquete de fluidos se utiliza para calcular las propiedades termodinámicas, mezclas de simulación y el fenómeno de transporte de los componentes. Por lo tanto, es muy importante escoger la correcta selección del paquete de fluidos. Para este caso como ya se ha explicado la elección fue Peng- Robinson.

Ingreso de propiedades del crudo.

Para este fin se ingresaron algunas de las propiedades del crudo como lo son el peso molecular, la densidad estándar o gravedad específica y viscosidad a diversas temperaturas, además la composición del crudo en porcentaje volumétrico. Estos datos se presentan en la siguiente tabla.

Tabla 3 Composición y propiedades del crudo Castilla.

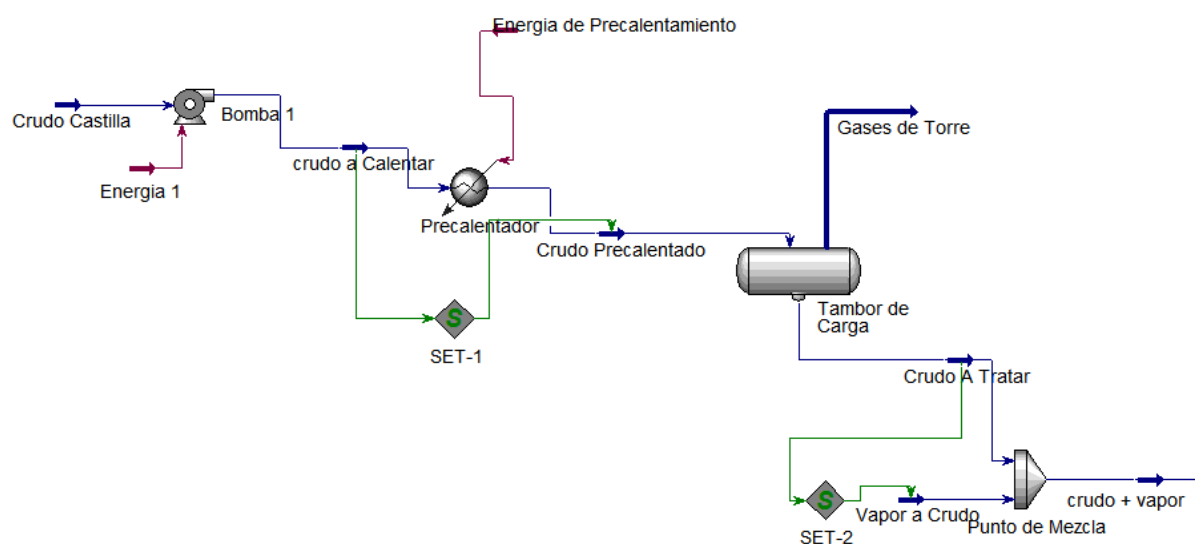
CRUDO			
PROPIEDADES FISICAS		DESTILACIÓN SIMULADA	
Densidad a 15%, g/cc	0,98	%VOL	°C
°API	13,4	PIE	53,9
Cenizas, %p	0,093	5	157,5
Carbón Conradson, %p	15,17	10	236,2
Insolubles n-C7, %p	15,5	15	278,4
Insolubles n-C5, %p	18,98	20	312,4
Nitrógeno Total, ppm	4664	25	343
Viscosidad a 50 °C, cSt	971,6	30	371,4
Viscosidad a 80 °C, cSt	144,6	35	400,5
Viscosidad a 100 °C, cSt	58	40	427,8
Índice de refracción, 20 °C	1,57	45	454,1
Azufre Horiba-D 4249	2,16	50	482,6
Metales, ppm		55	514,7
Vanadio	311,7	60	548,8
Niquel	78,2	% Rec	60,1

Tomado de Altgelt, K. and Boduszynski, M., 1994. "Composition and analysis of heavy petroleum fractions". Marcel Dekker Inc., New York.

Después de que estos datos fueron registrados en el programa aparece la corriente de entrada en la hoja de trabajo de HYSYS.

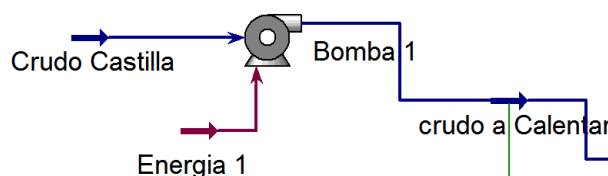
1.7.3 Equipos y desarrollo del proceso. La primera zona es una zona de precalentamiento, compuesta por una bomba de carga del crudo, un intercambiador, un separador de fases, y dos operaciones lógicas del tipo set.

Figura 6. Zona de precalentamiento.



El crudo castilla se carga al sistema a través de una bomba que lleva el crudo de 12,7 a 160 psia (ver anexo D).

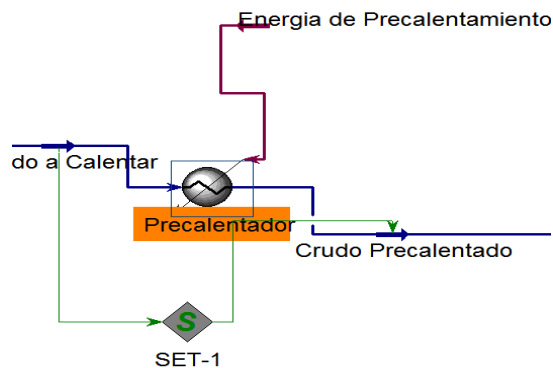
Figura 7. Bomba de carga de crudo



Seguidamente pasa a una sección de precalentamiento en donde utilizando la integración energética se precalienta el crudo, utilizando una corriente proveniente

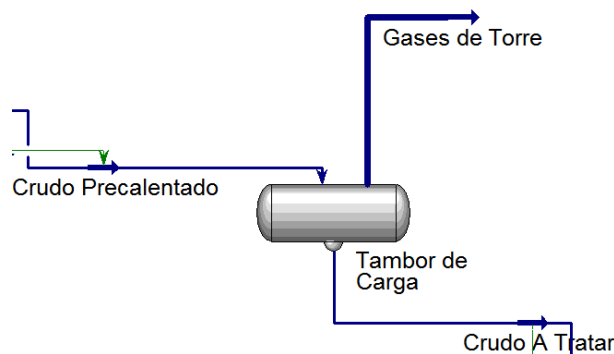
de la torre de destilación para precalentar la mezcla de crudo; además aquí se utiliza un set que mantiene la temperatura y la presión de salida, esto se usó por qué no hay datos existentes del diesel que debería usarse para calentar y para que estos datos de salida sea la indicados para que el proceso se de de forma optima. Esta zona lleva el crudo de (77,23- 127,2) °F. (Ver anexo E)

Figura 8. Intercambiador de calor.



El siguiente paso es un tambor de carga. Que tiene como fin mantener la presión balanceada con los vapores de cima de la torre fraccionadora para dar la presión adecuada para la operación de carga de crudo a los hornos. (Ver anexo F)

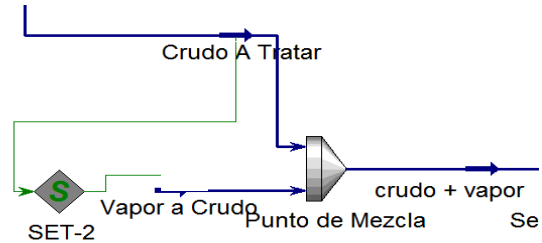
Figura 9. Tambor de carga.



Luego de pasar por el tambor de carga, la corriente va a un mezclador en donde es mezclado con vapor de agua, esto se hace con el fin de calentar la mezcla aun más y dar al crudo otras propiedades necesarias para un mejor desempeño del proceso. Esta zona cuenta con un segundo set que modifica la cantidad de vapor

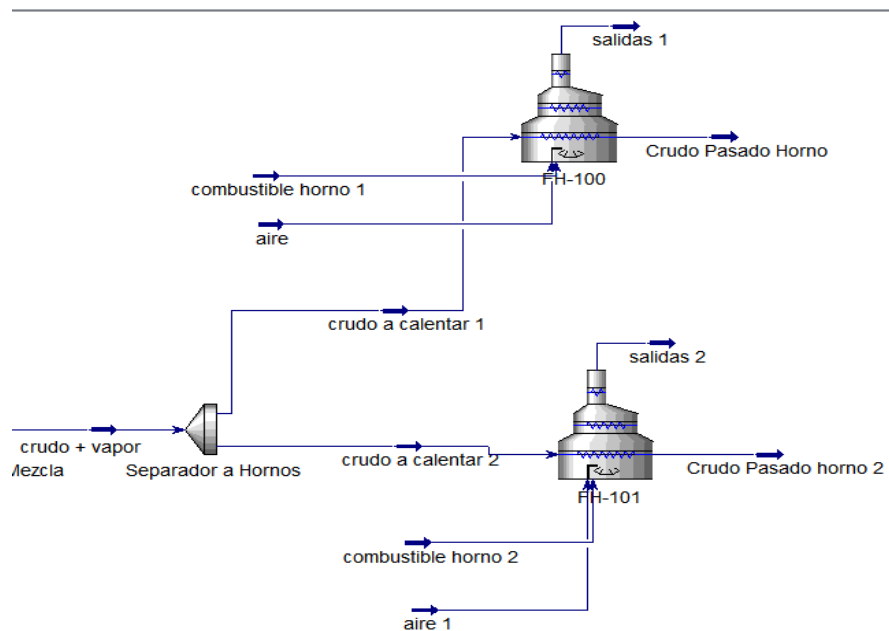
que entra al separador dependiendo de la cantidad de crudo que entre al mismo. Aquí se inyecta un vapor de 611 psia. (Ver anexo G).

Figura 10. Mezclador: Inyector de vapor de agua.



La segunda zona es aquella donde se encuentran los hornos, están compuestos por un separador de corriente y dos hornos.

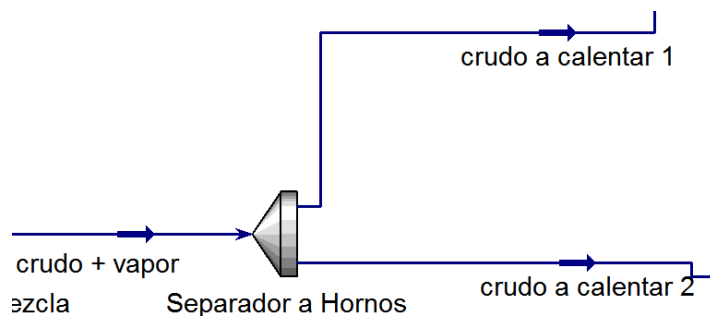
Figura 11. Zona de hornos.



En esta parte lo primero que aparece es un separador de flujo que por razones de diseño trabaja con el flujo máximo de entrada, pero el flujo total supera la

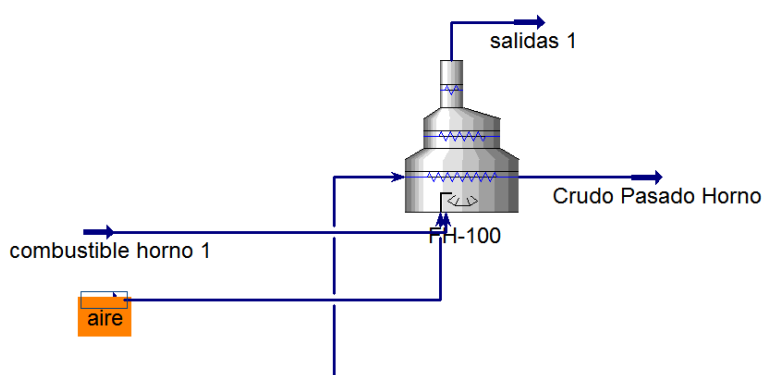
capacidad de cada uno de los hornos, es por eso que se separa la corriente de de crudo en dos corrientes cada una con el 50% del flujo de entrada (ver anexo H).

Figura 12. Divisor de corriente.



Finalmente se llega a los dos hornos que tienen cada uno entrada de crudo que ha sido precalentado. Una entrada de aire en una proporción de 65 % de oxígeno y 35 % nitrógeno, esta información proviene del manual de Viscorreductora II y es que este es el usado en la unidad, por cuestiones prácticas entra en exceso evitando la combustión incompleta, aunque no se puede suprimir totalmente. La última entrada es el combustible que es llevado a los quemadores, se usa gas natural, su composición se encuentra en la tabla 2, el flujo máximo de operación es del 75% para evitar daños en los equipos (ver anexo I).

Figura 13. Hornos.

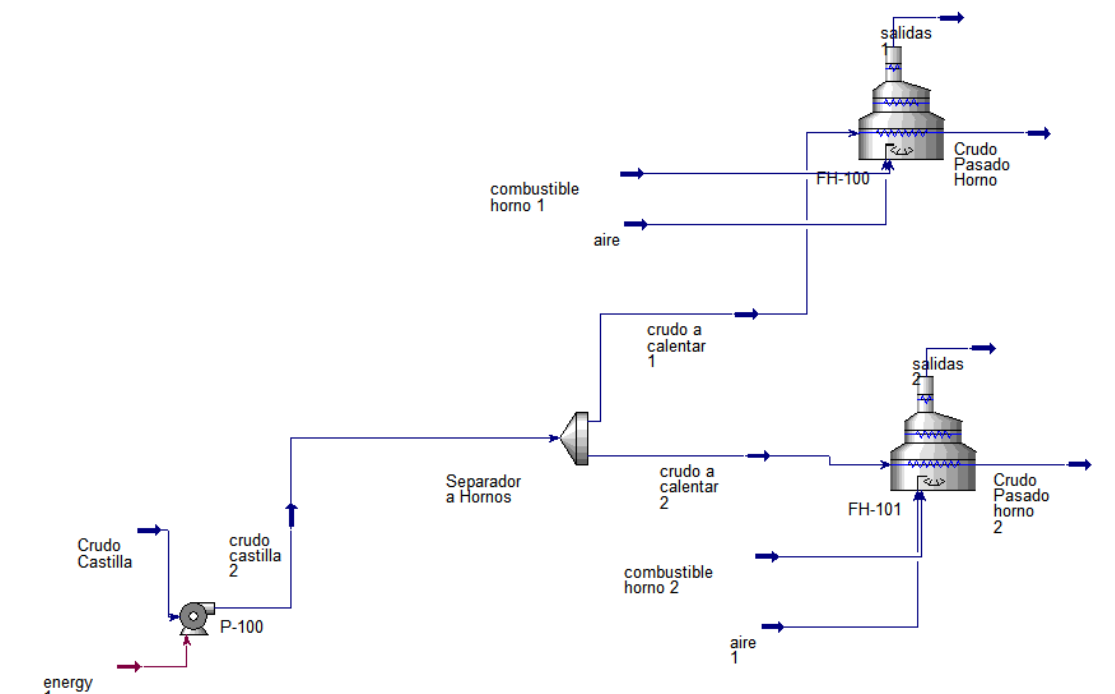


Por último cada uno de los hornos tiene dos salidas, una es la chimenea que expulsa los gases de combustión que al salir a una alta temperatura pueden usarse en calentamiento de otras corrientes. La segunda y más importante corriente en todo el sistema: la salida de crudo caliente que tiene como variable clave la temperatura que ser de 710 °F para evitar el craqueo térmico y además estar a las condiciones necesarias para que la torre de destilación que continua en la proceso pueda hacer una separación óptima (ver anexo J).

1.7.4 Proceso sin precalentamiento. Por último para hacer uno de los análisis de los objetivos propuestos se realizo la simulación sin la etapa de precalentamiento para ver como esto afectaría el sistema.

Se observa que desaparecen el intercambiador, el separador de fase y el mezclador que inyectaba vapor de agua a la corriente. Los hornos y la corriente de entrada a los mismos se ven claramente modificadas.

Figura 14. Simulación sin zona de precalentamiento.



2 RESULTADOS.

2.1 EQUIPOS.

Tabla 4. Comparación de variables reales de la viscorreductora II y las simuladas como procesadora de crudo pesado.

Equipos.	Estado en viscorreductora.			Simulación como Procesadora de crudo pesado.				
	Carga.	API	Presión.	Carga.	API	Presión.		
Bomba de carga.	18000 BPD	-2 a 2	169 PS1a	24000 BPD	18	147,3 PS1a		
Intercambiador de precalentamiento.	Sustancia usada para calentar.	Duty.	Temperatura de salida.	Sustancia usada para calentar.	Duty.	Temperatura de salida.		
	Gasóleo	ND	150 °F	Diesel	6,96*10 ⁶ btu/hr	127 °F		
Tambor de carga.	Flujo.	Presión interna.	Flujo.	Presión interna.				
	18.000 BPD	180,3 PS1a	24000 BPD	157,7 PS1a				
Mezclador.	Flujo de entrada.	Presión de vapor de entrada.	Flujo de entrada.	Presión de vapor de entrada.				
	18.000 BPD	600 PS1a	24000 BPD	611,2 PS1a				
Divisor de corriente.	Flujo de entrada (FE).	Flujos de salida (50%FE).	Flujo de entrada (FE).	Flujos de salida (50%FE).				
	18660 BDP	9330 BPD	24660 BDP	12330 BPD				
Hornos.	Craqueo Térmico	Flujo de gas.	Temperatura de salida.	Flujo de aire.	Craqueo térmico.	Flujo de gas.	Temperatura de salida.	Flujo de aire.
	Si	N.D*	810 °F	N.D*	No	3654 lb/hr	711,9 °F	19000 lb/hr

ND* información no disponible.

Tabla 5. Análisis de disponibilidad de equipos de la Viscosreductora II.

Procesadora de crudo pesado(simulación).	Estado en Viscosreductora.	Análisis.
Bombas de carga	Disponibles	La bomba de carga utilizada para los fondos Demex podrían ser usada para cargar el crudo pesado
Intercambiador de precalentamiento	Disponible	El intercambiador usado en el precalentamiento con combustóleo de los fondos, puede ser utilizando el diesel proveniente de la torre de fraccionamiento.
Tambor de Carga	Disponible	Se utiliza el mismo tanque o <i>Vessel</i> disponible.
Mezclador	Disponible	Pueden utilizarse el mezclador que cumple la misma función en la Viscosreductora y es la inyección de vapor
Divisor de corriente	Disponible	Ya se encuentra en la unidad actual, funcionara de las misma forma
Hornos	Disponible	Solo cambiara su función: que ira de craqueo a térmico a solo calentamiento.

2.2 CONDICIONES DE OPERACIÓN PARA ALCANZAR LA TEMPERATURA ÓPTIMA DE SALIDA DE HORNOS (711,9 °F).

Tabla 6. Condiciones de operación para alcanzar la temperatura óptima.

Variable	Valor	
Flujo de crudo castilla(volumétrico/másico)	24000 bpd	319. lb/h
Presión de salida de la bomba	160 Psia	
Temperatura de salida del intercambiador de calor.	127 F	
Energía que es entregada en el intercambiador	6190000 BTU/h	
Flujo de vapor de 614 PSI	4,35 m ³ /h	9586 lb/h
Flujo de combustible por horno	3,64 m ³ /h	3654 lb/h
Flujo de combustible total	7,28 m ³ /h	7308 lb/h
Flujo de aire a CNPT por horno	8,84 m ³ /h	19000 lb/h
Flujo de aire a CNPT total.	17,68 m ³ /h	38000 lb/h

2.3 EFECTO DE LA ZONA DE PRECALENTAMIENTO EN EL FUNCIONAMIENTO DE LOS HORNOS.

La diferencia clave que se observa en el uso de combustible (anexo K).

Tabla 7. Flujo de gas natural

	Flujo de gas con zona de precalentamiento.		Flujo de gas sin zona de precalentamiento.	
Por Horno	3,64 m ³ /h.	3654 lb/h.	3,97 m ³ /h.	3986 lb/h.
Total	7,28 m ³ /h.	7308 lb/h.	7,4 m ³ /h	7972 lb/h.

La falta del vapor al crudo aumenta la viscosidad del crudo que entra al horno.

Tabla 8. Viscosidad del flujo de crudo que ingresa a los hornos (anexo L).

Viscosidad cinética de crudo con zona de precalentamiento por horno.	Viscosidad cinética de crudo sin zona de precalentamiento.
4,998 cSt.	26,16 cSt.

3 CONCLUSIONES.

- Los valores de variables calculadas para alcanzar la temperatura óptima de la salida de los hornos no superan los valores de operación de la viscorreductora, por lo tanto el proceso puede ser llevado a cabo.
- El valor de las variables en la simulación de la unidad de tratamiento de crudo pesado en las zonas de precalentamiento y de los hornos en algunos casos no son superados o son bastantes cercanos a los valores de operación actuales en la Viscorreductora II, lo que se traduce en que no son superadas las variables de diseño.
- Se evidencia que al no existir la zona de precalentamiento hay un aumento en el gas natural usado como combustible para calentar en los hornos, y que la presencia de esta zona reduce la viscosidad con la que ingresa el crudo a los hornos, disminuyendo el tiempo de residencia.

4 RECOMENDACIONES.

- Realizar un estudio sobre el efecto de la temperatura de salida de los hornos en el funcionamiento de la torre de fraccionamiento y como esto afecta las variables de entrada a la zona de precalentamiento y de los hornos.
- Calcular el calor que puede entregar el diesel caliente producto de la bandeja de la torre fraccionadora que se utilizará en el precalentamiento del crudo y su efecto en la zona precalentamiento.
- Utilizar otros tipos de crudo o una mezcla como se desarrolla en la realidad y observar los cambios que pueden generarse en el proceso.

BIBLIOGRAFÍA.

BAYONA ALEXANDER, NAVARRO ALEXANDRA, Implementación de nuevas tecnologías para limpieza de hornos con serpentines en mantenimientos con parada de planta, Bucaramanga 2015, Trabajo de Grado, Ingeniero Químico, Universidad Industrial De Santander. Facultad De Ingeniería Fisicoquímicas.

Crudo De Castilla Para Las Vías De Todo El País, < <http://www.eltiempo.com/archivo/documento/MAM-314811> > [citado en de 13 de Junio de 2015].

Crudos Pesados Son La Alternativa, < <http://www.eltiempo.com/archivo/documento/MAM-1220668> > [citado en de 13 de Junio de 2015].

Ecopetrol. Azufre en refinación [en línea]. <http://www.ecopetrol.com.co/especiales/carta_petrolera124/imagenes/gr9.jpg > [citado en de 10 de Junio de 2015].

Exportaciones de Crudo, < <http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/productos-y-servicios/comercio-internacional/exportaciones/exportaciones-de-crudo/> > [citado en de 13 de Junio de 2015].

FERNANDEZ JORGE, Formulación de un modelo matemático para estimar el volumen recobrado de los principales productos en torres de destilación atmosféricas, Cartagena 2012, 130 H, Trabajo de Grado, Ingeniero Químico, Universidad De Cartagena, Facultad de Ingeniería

GARRIDO MUÑOZ MARIA, Simulación estacionaria de plantas FCUU(Fluid Cracking Catalitic Unit) e integración energética . Punta Arenas, Chile, 2010, 104 h, Trabajo de Grado, Ingeniero Civil Químico, Facultad de Ingeniería, Departamento de Quimica.

GONZALES CRISTIAN, Planta de destilación atmosférica (Topping), 22 H, Mendoza(Argentina), Practica de laboratorio, Universidad de Cuyo, Facultad De Ciencia Aplicada A La Industria.

HAYANC MICHAEL, Chemical process simluation and the Aspen HYSYS V 8.3 software. Capítulos 1, 2, 3. Lewisburg, 2013.

LEÓN CACERES SUSANA, Análisis preliminar de la relación carga-producto en la unidad de craking modelo IV de la refinería de Barrancabermeja para determinar el comportamiento de la producción en búsqueda de oportunidades de maximizar productos de alto valor, Bucaramanga 2011, 49 h, Trabajo de Grado, Ingeniero Químico, Universidad Industrial De Santander. Facultad De Ingeniería Fisicoquímicas.

LOPEZA CARDENAS DIANA, Análisis de riesgo tecnológico de la unida de destilación de crudo U-200 asociados a los eventos amenazantes en la torre atmosférica T-201 de la gerencia del complejo de Barrancabermeja-Ecopetrol S.A., Bucaramanga 2006, 135 H, , Trabajo de Grado, Ingeniero Químico, Universidad Industrial De Santander. Facultad De Ingeniería Fisicoquímicas.

MIGUEL BAGAJEWICZ* AND SHUNCHENG JI, Rigorous procedure for the design of conventional atmospheric crude fractionation units. part i: targeting, Ind. Eng. Chem. Res., Vol. 40, No. 2, 2001, pag 617-626.

NAVARRO LINA, ÁLVAREZ MARIO, GROSSO JORGE, NAVARRO URIEL, Separación y caracterización de resinas y asfáltenos provenientes del crudo castilla. evaluación de su interacción molecular, CT&F - Ciencia, Tecnología y Futuro - Vol. 2 Núm. 5 Dic. 2004, pag (44-66).

Nuestra Historia < <http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/quienes-somos/acerca-de-ecopetrol/nuestra-historia> > [citado en de 10 de Junio de 2015].

Proyectos De Crudo Pesado En Colombia, < <http://www.anh.gov.co/Sala-de-Prensa/Presentaciones/Proyectos%20de%20crudo%20pesado%20en%20Colombia.pdf> > [citado en de 13 de Junio de 2015].

Refinería de Barrancabermeja celebra 93 años de refinar crudo para el país [en línea] < <http://www.ecopetrol.com.co/wps/portal/es/ecopetrol-web/nuestra-empresa/sala-de-prensa/boletines-de-prensa> > [citado en de 10 de Junio de 2015].

Simulacion de Procesos, Modelos Hysys, <https://simulacionprocesos.wikispaces.com/Modelos+del+Hysys> > [citado en de 15 de Junio de 2015].

VICEPRECIDENCIA DE REFINACION Y PETROQUIMICA GERENCIA
REFINERIA BARRANCABERMEJA, Manual de descripción de procesos de la
unidad Viscosreductora II, Pag 1-29, Barrancabermeja, 2015.

ANEXOS

Anexo A. Corriente de crudo de entrada.

6	Material Stream: Crudo Castilla		Fluid Package:	Basis-1
7			Property Package:	Peng-Robinson
8				
9	CONDITIONS			
10		Overall	Liquid Phase	
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
13	Temperature: (F)	77.00 *	77.00	
14	Pressure: (psia)	12.70 *	12.70	
15	Molar Flow (lbmole/hr)	1216	1216	
16	Mass Flow (lb/hr)	3.195e+005	3.195e+005	
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	2.400e+004 *	2.400e+004	
18	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.427e+005	-2.427e+005	
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	67.85	67.85	
20	Heat Flow (Btu/hr)	-2.951e+008	-2.951e+008	
21	Liq Vol Flow @Std Cond (barrel/day)	2.391e+004 *	2.391e+004	
22	PROPERTIES			
23		Overall	Liquid Phase	
25	Molecular Weight	262.8	262.8	
26	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2157	0.2157	
27	Mass Density (lb/ft3)	56.70	56.70	
28	Act. Volume Flow (barrel/day)	2.409e+004	2.409e+004	
29	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-923.6	-923.6	
30	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2582	0.2582	
31	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	110.1	110.1	
32	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4189	0.4189	
33	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---	
34	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---	
35	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	
36	CO2 Loading	---	---	
37	CO2 App ML Con (lbmole/ft3)	0.0000	0.0000	
38	CO2 App WT Con (lbmol/lb)	0.0000	0.0000	
39	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	
43	Mass Exergy (Btu/lb)	-7.084e-003	---	
44	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	---	
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
46	Act. Gas Flow (ACFM)	---	---	
47	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.2165	0.2165	
48	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	110.1	110.1	
49	Std. Gas Flow (MMSCFD)	11.07	11.07	
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	56.91	56.91	
51	Act. Liq. Flow (USGPM)	702.7	702.7	
52	Z Factor	1.022e-002	1.022e-002	
53	Watson K	11.29	11.29	
54	User Property	---	---	
55	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	---	
56	Cp/(Cp - R)	1.018	1.018	
57	Cp/Cv	1.092	1.092	
58	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.421e+005	---	
59	Kinematic Viscosity (cSt)	26.20	26.20	
60	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	57.12	57.12	
61	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004	
62	Liquid Fraction	1.000	1.000	
63	Molar Volume (ft3/lbmole)	4.636	4.636	
64	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	540.8	---	
65	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	
66	Surface Tension (dyne/cm)	29.78	29.78	
67	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.105e-002	7.105e-002	
68	Viscosity (cP)	23.80	23.80	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	Page 1 of 4

6	Material Stream: Crudo Castilla (continued)					Fluid Package:	Basis-1	
7						Property Package:	Peng-Robinson	
8								
9	PROPERTIES							
10								
11		Overall	Liquid Phase					
12	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	108.1	108.1					
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4113	0.4113					
14	Cv (Btu/lbmole-F)	100.8	100.8					
15	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.3836	0.3836					
16	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	105.5	105.5					
17	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	0.4015	0.4015					
18	Cp/Cv (Ent. Method)	1.043	1.043					
19	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	2.350					
20	True VP at 37.8 C (psia)	4.086	4.086					
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. C ₀) (rel/day)	2.391e+004	2.391e+004					
22	Viscosity Index	28.31	---					
23	COMPOSITION							
24								
25	Overall Phase							
26							Vapour Fraction 0.0000	
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
28								
29	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
30	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
31	Ethane	2.6747 *	0.0022 *	80.4272 *	0.0003 *	15.4831 *	0.0006 *	
32	Propane	5.2278 *	0.0043 *	230.5291 *	0.0007 *	31.1539 *	0.0013 *	
33	i-Butane	1.4589 *	0.0012 *	84.7979 *	0.0003 *	10.3322 *	0.0004 *	
34	n-Butane	9.1182 *	0.0075 *	529.9867 *	0.0017 *	62.2227 *	0.0026 *	
35	NBP[1]112*	45.9558 *	0.0378 *	3066.0595 *	0.0096 *	296.5221 *	0.0124 *	
36	NBP[1]221*	164.8572 *	0.1356 *	15246.7801 *	0.0477 *	1384.3021 *	0.0577 *	
37	NBP[1]334*	148.9307 *	0.1225 *	19822.4016 *	0.0620 *	1691.2978 *	0.0705 *	
38	NBP[1]410*	84.8601 *	0.0698 *	13781.6417 *	0.0431 *	1138.1010 *	0.0474 *	
39	NBP[1]465*	95.4372 *	0.0785 *	17533.5406 *	0.0549 *	1420.1112 *	0.0592 *	
40	NBP[1]543*	113.8560 *	0.0937 *	25102.4116 *	0.0786 *	1978.0480 *	0.0824 *	
41	NBP[1]631*	104.0691 *	0.0856 *	27938.8565 *	0.0874 *	2138.4870 *	0.0891 *	
42	NBP[1]695*	10.3340 *	0.0085 *	3124.4453 *	0.0098 *	234.8383 *	0.0098 *	
43	NBP[1]726*	50.0894 *	0.0412 *	15928.9957 *	0.0499 *	1187.3253 *	0.0495 *	
44	NBP[1]783*	79.9971 *	0.0658 *	28178.9797 *	0.0882 *	2067.6405 *	0.0862 *	
45	NBP[1]858*	91.6684 *	0.0754 *	37654.0378 *	0.1178 *	2703.8641 *	0.1127 *	
46	NBP[1]926*	102.7318 *	0.0845 *	47051.9317 *	0.1473 *	3321.0935 *	0.1384 *	
47	NBP[1]1142*	104.4339 *	0.0859 *	64171.1926 *	0.2008 *	4319.1773 *	0.1800 *	
48	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
49	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
50	Nitrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
51	Oxygen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
52	Total	1215.7001	1.0000	319527.0153	1.0000	24000.0000	1.0000	
53	Liquid Phase							
54							Phase Fraction 1.0000	
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
56								
57	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Ethane	2.6747	0.0022	80.4272	0.0003	15.4831	0.0006	
60	Propane	5.2278	0.0043	230.5291	0.0007	31.1539	0.0013	
61	i-Butane	1.4589	0.0012	84.7979	0.0003	10.3322	0.0004	
62	n-Butane	9.1182	0.0075	529.9867	0.0017	62.2227	0.0026	
63	NBP[1]112*	45.9558	0.0378	3066.0595	0.0096	296.5221	0.0124	
64	NBP[1]221*	164.8572	0.1356	15246.7801	0.0477	1384.3021	0.0577	
65	NBP[1]334*	148.9307	0.1225	19822.4016	0.0620	1691.2978	0.0705	
66	NBP[1]410*	84.8601	0.0698	13781.6417	0.0431	1138.1010	0.0474	
67	NBP[1]465*	95.4372	0.0785	17533.5406	0.0549	1420.1112	0.0592	
68	NBP[1]543*	113.8560	0.0937	25102.4116	0.0786	1978.0480	0.0824	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)				Page 2 of 4	

6	Material Stream: Crudo Castilla (continued)					Fluid Package:	Basis-1	
7						Property Package:	Peng-Robinson	
8								
9	COMPOSITION							
10								
11	Liquid Phase (continued)					Phase Fraction	1.000	
12								
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
14								
15	NBP[1]631*	104.0691	0.0856	27938.8565	0.0874	2138.4870	0.0891	
16	NBP[1]695*	10.3340	0.0085	3124.4453	0.0098	234.8383	0.0098	
17	NBP[1]726*	50.0894	0.0412	15928.9957	0.0499	1187.3253	0.0495	
18	NBP[1]783*	79.9971	0.0658	28178.9797	0.0882	2067.6405	0.0862	
19	NBP[1]858*	91.6684	0.0754	37654.0378	0.1178	2703.8641	0.1127	
20	NBP[1]926*	102.7318	0.0845	47051.9317	0.1473	3321.0935	0.1384	
21	NBP[1]1142*	104.4339	0.0859	64171.1926	0.2008	4319.1773	0.1800	
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Total	1215.7001	1.0000	319527.0153	1.0000	24000.0000	1.0000	
27	K VALUE							
28								
29	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY		
30	H2O	---		---		---		
31	Methane	---		---		---		
32	Ethane	0.0000		0.0000		---		
33	Propane	0.0000		0.0000		---		
34	i-Butane	0.0000		0.0000		---		
35	n-Butane	0.0000		0.0000		---		
36	NBP[1]112*	0.0000		0.0000		---		
37	NBP[1]221*	0.0000		0.0000		---		
38	NBP[1]334*	0.0000		0.0000		---		
39	NBP[1]410*	0.0000		0.0000		---		
40	NBP[1]465*	0.0000		0.0000		---		
41	NBP[1]543*	0.0000		0.0000		---		
42	NBP[1]631*	0.0000		0.0000		---		
43	NBP[1]695*	0.0000		0.0000		---		
44	NBP[1]726*	0.0000		0.0000		---		
45	NBP[1]783*	0.0000		0.0000		---		
46	NBP[1]858*	0.0000		0.0000		---		
47	NBP[1]926*	0.0000		0.0000		---		
48	NBP[1]1142*	0.0000		0.0000		---		
49	CO2	---		---		---		
50	CO	---		---		---		
51	Nitrogen	---		---		---		
52	Oxygen	---		---		---		
53	UNIT OPERATIONS							
54								
55	FEED TO	PRODUCT FROM			LOGICAL CONNECTION			
56	Pump:	Bomba 1						
57	UTILITIES							
58								
59	(No utilities reference this stream)							
60	PROCESS UTILITY							
61								
62	DYNAMICS							
63								
64								
65	Pressure Specification	(Active):	12.70 psia *					
66	Flow Specification	(Active)	Molar:	1216 lbmole/hr	Mass:	3.195e+005 lb/hr	Std Ideal Liq Volume: 2.4e+004 barrel/day *	
67	User Variables							
68								

Anexo B. Corriente de gas natural

6	Material Stream: combustible horno 1			Fluid Package:	Basis-1
7				Property Package:	Peng-Robinson
8					
9	CONDITIONS				
10					
11		Overall	Vapour Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
13	Temperature: (F)	77.00 *	77.00		
14	Pressure: (psia)	14.70 *	14.70		
15	Molar Flow (lbmole/hr)	98.54	98.54		
16	Mass Flow (lb/hr)	3654	3654		
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	550.0 *	550.0		
18	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.118e+004	-4.118e+004		
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	42.76	42.76		
20	Heat Flow (Btu/hr)	-4.058e+006	-4.058e+006		
21	Liq Vol Flow @Std Cond (barrel/day)	567.3 *	567.3		
22	PROPERTIES				
23					
24		Overall	Vapour Phase		
25	Molecular Weight	37.08	37.08		
26	Molar Density (lbmole/ft3)	2.583e-003	2.583e-003		
27	Mass Density (lb/ft3)	9.578e-002	9.578e-002		
28	Act. Volume Flow (barrel/day)	1.631e+005	1.631e+005		
29	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1111	-1111		
30	Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.153	1.153		
31	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.53	15.53		
32	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4188	0.4188		
33	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	7.461e+005	7.461e+005		
34	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	8.078e+005	8.078e+005		
35	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.178e+004	2.178e+004		
36	CO2 Loading	---	---		
37	CO2 App ML Con (lbmole/ft3)	---	---		
38	CO2 App WT Con (lbmol/lb)	---	---		
39	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.012e+004	2.012e+004		
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000		
41	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000		
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000		
43	Mass Exergy (Btu/lb)	-9.576e-007	---		
44	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	---		
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
46	Act. Gas Flow (ACFM)	635.9	635.9		
47	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.7658	0.7658		
48	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	15.53	15.53		
49	Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.8974	0.8974		
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	28.40	28.40		
51	Act. Liq. Flow (USGPM)	---	---		
52	Z Factor	0.9880	0.9880		
53	Watson K	15.74	15.74		
54	User Property	---	---		
55	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	---		
56	Cp/(Cp - R)	1.147	1.147		
57	Cp/Cv	1.154	1.154		
58	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	9671	---		
59	Kinematic Viscosity (cSt)	5.836	5.836		
60	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	27.53	27.53		
61	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	567.3	567.3		
62	Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
63	Molar Volume (ft3/lbmole)	387.2	387.2		
64	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	260.8	---		
65	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000		
66	Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
67	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.171e-002	1.171e-002		
68	Viscosity (cP)	8.954e-003	8.954e-003		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 4

6	Material Stream: combustible horno 1 (contin					Fluid Package:	Basis-1
7						Property Package:	Peng-Robinson
8							
9	PROPERTIES						
10							
11		Overall	Vapour Phase				
12	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	13.54	13.54				
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.3652	0.3652				
14	Cv (Btu/lbmole-F)	13.46	13.46				
15	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.3629	0.3629				
16	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	---	---				
17	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	---	---				
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---				
19	Reid VP at 37.8 C (psia)	428.2	428.2				
20	True VP at 37.8 C (psia)	641.9	641.9				
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cc) (barrel/day)	567.3	567.3				
22	Viscosity Index	---	---				
23							
24	COMPOSITION						
25							
26	Overall Phase				Vapour Fraction	1.000	
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
28							
29	H2O	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
30	Methane	14.7805 *	0.1500 *	237.1227 *	0.0649 *	54.2311 *	0.0986 *
31	Ethane	19.7074 *	0.2000 *	592.5990 *	0.1622 *	114.0817 *	0.2074 *
32	Propane	64.0490 *	0.6500 *	2824.3685 *	0.7729 *	381.6872 *	0.6940 *
33	i-Butane	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
34	n-Butane	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
35	NBP[1]112*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
36	NBP[1]221*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
37	NBP[1]334*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
38	NBP[1]410*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
39	NBP[1]465*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
40	NBP[1]543*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
41	NBP[1]631*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
42	NBP[1]695*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
43	NBP[1]726*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
44	NBP[1]783*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
45	NBP[1]858*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
46	NBP[1]926*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
47	NBP[1]1142*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
48	CO2	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
49	CO	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
50	Nitrogen	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *
51	Oxygen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *
52	Total	98.5369	1.0000	3654.0903	1.0000	550.0000	1.0000
53							
54	Vapour Phase				Phase Fraction	1.000	
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
56							
57	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
58	Methane	14.7805	0.1500	237.1227	0.0649	54.2311	0.0986
59	Ethane	19.7074	0.2000	592.5990	0.1622	114.0817	0.2074
60	Propane	64.0490	0.6500	2824.3685	0.7729	381.6872	0.6940
61	i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
62	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
63	NBP[1]112*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
64	NBP[1]221*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
65	NBP[1]334*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
66	NBP[1]410*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
67	NBP[1]465*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
68	NBP[1]543*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)				Page 2 of 4	

6	Material Stream: combustible horno 1 (contin					Fluid Package:	Basis-1
7						Property Package:	Peng-Robinson
8							
9	COMPOSITION						
10							
11	Vapour Phase (continued)					Phase Fraction	1.000
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	NBP[1]631*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
16	NBP[1]695*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
17	NBP[1]726*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
18	NBP[1]783*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
19	NBP[1]858*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
20	NBP[1]926*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
21	NBP[1]1142*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Total	98.5369	1.0000	3654.0903	1.0000	550.0000	1.0000
27	K VALUE						
28							
29	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY	
30	H2O	---		---		---	
31	Methane	---		---		---	
32	Ethane	---		---		---	
33	Propane	---		---		---	
34	i-Butane	---		---		---	
35	n-Butane	---		---		---	
36	NBP[1]112*	---		---		---	
37	NBP[1]221*	---		---		---	
38	NBP[1]334*	---		---		---	
39	NBP[1]410*	---		---		---	
40	NBP[1]465*	---		---		---	
41	NBP[1]543*	---		---		---	
42	NBP[1]631*	---		---		---	
43	NBP[1]695*	---		---		---	
44	NBP[1]726*	---		---		---	
45	NBP[1]783*	---		---		---	
46	NBP[1]858*	---		---		---	
47	NBP[1]926*	---		---		---	
48	NBP[1]1142*	---		---		---	
49	CO2	---		---		---	
50	CO	---		---		---	
51	Nitrogen	---		---		---	
52	Oxygen	---		---		---	
53	UNIT OPERATIONS						
54							
55	FEED TO	PRODUCT FROM			LOGICAL CONNECTION		
56	Fired Heater:	FH-100					
57	UTILITIES						
58							
59	(No utilities reference this stream)						
60	PROCESS UTILITY						
61							
62	DYNAMICS						
63							
64							
65	Pressure Specification	(Active):	14.70 psia *				
66	Flow Specification	(Active)	Molar:	98.54 lbmole/hr	Mass:	3654 lb/hr	Std Ideal Liq Volume 550.0 barrel/day *
67	User Variables						
68							
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)				Page 3 of 4	

Anexo C. Corriente de aire.

6	Material Stream: aire				Fluid Package:	Basis-1
7					Property Package:	Peng-Robinson
8						
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Vapour Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000			
13	Temperature: (F)	77.00 *	77.00			
14	Pressure: (psia)	14.70 *	14.70			
15	Molar Flow (lbmole/hr)	640.5	640.5			
16	Mass Flow (lb/hr)	1.960e+004	1.960e+004			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1335 *	1335			
18	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.859	-3.859			
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	36.17	36.17			
20	Heat Flow (Btu/hr)	-2472	-2472			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (barrel/day)	1.036e+006 *	1.036e+006			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Vapour Phase			
25	Molecular Weight	30.60	30.60			
26	Molar Density (lbmole/ft3)	2.554e-003	2.554e-003			
27	Mass Density (lb/ft3)	7.815e-002	7.815e-002			
28	Act. Volume Flow (barrel/day)	1.072e+006	1.072e+006			
29	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-0.1261	-0.1261			
30	Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.182	1.182			
31	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	6.977	6.977			
32	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.2280	0.2280			
33	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	0.0000	0.0000			
34	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	0.0000	0.0000			
35	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	0.0000	0.0000			
36	CO2 Loading	---	---			
37	CO2 App ML Con (lbmole/ft3)	---	---			
38	CO2 App WT Con (lbmol/lb)	---	---			
39	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---			
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000			
41	Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000			
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000			
43	Mass Exergy (Btu/lb)	-1.173e-006	---			
44	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	---			
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
46	Act. Gas Flow (ACFM)	4180	4180			
47	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	2.051	2.051			
48	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	6.977	6.977			
49	Std. Gas Flow (MMSCFD)	5.833	5.833			
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	62.76	62.76			
51	Act. Liq. Flow (USGPM)	---	---			
52	Z Factor	0.9992	0.9992			
53	Watson K	5.316	5.316			
54	User Property	---	---			
55	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	---			
56	Cp/(Cp - R)	1.398	1.398			
57	Cp/Cv	1.401	1.401			
58	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	2783	---			
59	Kinematic Viscosity (cSt)	15.95	15.95			
60	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	8.088e-002	8.088e-002			
61	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	1.036e+006	1.036e+006			
62	Liquid Fraction	0.0000	0.0000			
63	Molar Volume (ft3/lbmole)	391.6	391.6			
64	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	90.93	---			
65	Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000			
66	Surface Tension (dyne/cm)	---	---			
67	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.510e-002	1.510e-002			
68	Viscosity (cP)	1.997e-002	1.997e-002			
69	Aspen Technology Inc.			Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 4

6	Material Stream: aire (continued)						Fluid Package:	Basis-1
7							Property Package:	Peng-Robinson
8								
9	PROPERTIES							
10								
11		Overall	Vapour Phase					
12	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	4.991	4.991					
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.1631	0.1631					
14	Cv (Btu/lbmole-F)	4.980	4.980					
15	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.1627	0.1627					
16	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	---	---					
17	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	---	---					
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---					
19	Reid VP at 37.8 C (psia)	---	---					
20	True VP at 37.8 C (psia)	---	---					
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond.)rel/day	1.036e+006	1.036e+006					
22	Viscosity Index	-6.293	---					
23	COMPOSITION							
24								
25	Overall Phase						Vapour Fraction	1.000
26								
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
28								
29	H2O	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
30	Methane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
31	Ethane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
32	Propane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
33	i-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
34	n-Butane	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
35	NBP[1]112*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
36	NBP[1]221*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
37	NBP[1]334*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
38	NBP[1]410*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
39	NBP[1]465*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
40	NBP[1]543*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
41	NBP[1]631*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
42	NBP[1]695*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
43	NBP[1]726*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
44	NBP[1]783*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
45	NBP[1]858*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
46	NBP[1]926*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
47	NBP[1]1142*	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
48	CO2	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
49	CO	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
50	Nitrogen	224.1626 *	0.3500 *	6279.4662 *	0.3204 *	533.2176 *	0.3994 *	
51	Oxygen	416.3019 *	0.6500 *	13321.6614 *	0.6796 *	801.7824 *	0.6006 *	
52	Total	640.4645	1.0000	19601.1276	1.0000	1335.0000	1.0000	
53	Vapour Phase						Phase Fraction	1.000
54								
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
56								
57	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Ethane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
60	Propane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
61	i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	NBP[1]112*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
64	NBP[1]221*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	NBP[1]334*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66	NBP[1]410*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
67	NBP[1]465*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	NBP[1]543*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 2 of 4		

6	Material Stream: aire (continued)					Fluid Package:	Basis-1	
7						Property Package:	Peng-Robinson	
8						COMPOSITION		
9	Vapour Phase (continued)						Phase Fraction	1.000
10								
11								
12								
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
14								
15	NBP[1]631*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	NBP[1]695*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	NBP[1]726*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	NBP[1]783*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	NBP[1]858*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	NBP[1]926*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	NBP[1]1142*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	Nitrogen	224.1626	0.3500	6279.4662	0.3204	533.2176	0.3994	
25	Oxygen	416.3019	0.6500	13321.6614	0.6796	801.7824	0.6006	
26	Total	640.4645	1.0000	19601.1276	1.0000	1335.0000	1.0000	
27	K VALUE							
28								
29	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY		
30	H2O	---		---		---		
31	Methane	---		---		---		
32	Ethane	---		---		---		
33	Propane	---		---		---		
34	i-Butane	---		---		---		
35	n-Butane	---		---		---		
36	NBP[1]112*	---		---		---		
37	NBP[1]221*	---		---		---		
38	NBP[1]334*	---		---		---		
39	NBP[1]410*	---		---		---		
40	NBP[1]465*	---		---		---		
41	NBP[1]543*	---		---		---		
42	NBP[1]631*	---		---		---		
43	NBP[1]695*	---		---		---		
44	NBP[1]726*	---		---		---		
45	NBP[1]783*	---		---		---		
46	NBP[1]858*	---		---		---		
47	NBP[1]926*	---		---		---		
48	NBP[1]1142*	---		---		---		
49	CO2	---		---		---		
50	CO	---		---		---		
51	Nitrogen	---		---		---		
52	Oxygen	---		---		---		
53	UNIT OPERATIONS							
54								
55	FEED TO	PRODUCT FROM			LOGICAL CONNECTION			
56	Fired Heater:	FH-100						
57	UTILITIES							
58	(No utilities reference this stream)							
59								
60	PROCESS UTILITY							
61								
62								
63	DYNAMICS							
64								
65	Pressure Specification	(Active):	14.70 psia *					
66	Flow Specification	(Active)	Molar:	640.5 lbmole/hr	Mass:	1.960e+004 lb/hr	Std Ideal Liq Volume:1335 barrel/day *	
67	User Variables							
68								
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 3 of 4		

Anexo D. Bomba de Carga.

6								
7	Pump: Bomba 1							
8								
9	CONNECTIONS							
10								
11	Inlet Stream							
12								
13	Stream Name	From Unit Operation						
14	Crudo Castilla							
15								
16	Outlet Stream							
17	Stream Name	To Unit Operation						
18	crudo a Calentar	Heater		Precaletador				
19								
20	Energy Stream							
21	Stream Name	From Unit Operation						
22	Energia 1							
23								
24	PARAMETERS							
25	Adiabatic Efficiency (%):	85.00 *	Delta P:	147.3 psi	Duty:	71.03 hp		
26								
27	CURVES							
28	Delta P:		147.3 psi	Duty:		71.03 hp		
29	Coefficient A:	0.0000 *	Coefficient B:		Coefficient C:	0.0000 *		
30	Parameter Preferences	Units for Delta P:	ft	Flow Basis	ActVolFlow	Units for Flow:	barrel/day	
31								
32	User Variables							
33								
34	RATING							
35	Head Offset:	0.0000 ft	Efficiency Offset:	0.0000				
36								
37	Characteristic Curves							
38								
39	Flow		Head		Efficiency (%)			
40								
41	NPSH							
42	NPSH Required	---	NPSH Available	109.7 ft	Enable NPSH Curves:	No		
43								
44	Nozzle Parameters							
45								
46								
47	Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 ft *			
48		Crudo Castilla	crudo a Calentar					
49	Diameter (ft)	0.1640	0.1640					
50	Elevation (Base) (ft)	0.0000	0.0000					
51	Elevation (Ground) (ft)	0.0000	0.0000					
52								
53	Inertia							
54	Rotational inertia (lb-ft ²)	11.87	Radius of gyration (ft)	0.3281	Mass (lb)	110.2	Friction loss factor (lb-ft ² /s)	1.187
55								
56	Start Up							
57	Design Flow Typical Operating Capacity				1510 barrel/day			
58								
59	CONDITIONS							
60	Name	Crudo Castilla	crudo a Calentar	Energia 1				
61	Vapour	0.0000	0.0000	---				
62	Temperature (F)	77.0000 *	77.2302	---				
63	Pressure (psia)	12.6960 *	160.0000 *	---				
64	Molar Flow (lbmole/hr)	1215.7001	1215.7001	---				
65	Mass Flow (lb/hr)	319527.0153	319527.0153	---				
66	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	24000.0000 *	24000.0000	---				
67	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.427e+005	-2.426e+005	---				
68	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	67.85	67.87	---				
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 1 of 3			

6	Pump: Bomba 1 (continued)					
7						
8						
9	CONDITIONS					
10						
11	Heat Flow	(Btu/hr)	-2.9511e+08	-2.9493e+08	1.8074e+05	
12	PROPERTIES					
13						
14	Name		Crudo Castilla	crudo a Calentar		
15	Molecular Weight		262.8	262.8		
16	Molar Density	(lbmole/ft3)	0.2157	0.2160		
17	Mass Density	(lb/ft3)	56.70	56.76		
18	Act. Volume Flow	(barrel/day)	2.409e+004	2.406e+004		
19	Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-923.6	-923.0		
20	Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.2582	0.2582		
21	Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	110.1	110.1		
22	Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.4189	0.4189		
23	LHV Molar Basis (Std)	(Btu/lbmole)	---	---		
24	HHV Molar Basis (Std)	(Btu/lbmole)	---	---		
25	HHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	---	---		
26	CO2 Loading		---	---		
27	CO2 Apparent Mole Conc.	(lbmole/ft3)	0.0000	0.0000		
28	CO2 Apparent Wt. Conc.	(lbmol/lb)	0.0000	0.0000		
29	LHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	---	---		
30	Phase Fraction [Vol. Basis]		0.0000	0.0000		
31	Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	0.0000		
32	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0.0000	0.0000		
33	Mass Exergy	(Btu/lb)	-7.084e-003	0.5146		
34	Partial Pressure of CO2	(psia)	0.0000	0.0000		
35	Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000		
36	Act. Gas Flow	(ACFM)	---	---		
37	Avg. Liq. Density	(lbmole/ft3)	0.2165	0.2165		
38	Specific Heat	(Btu/lbmole-F)	110.1	110.1		
39	Std. Gas Flow	(MMSCFD)	11.07	11.07		
40	Std. Ideal Liq. Mass Density	(lb/ft3)	56.91	56.91		
41	Act. Liq. Flow	(USGPM)	702.7	701.9		
42	Z Factor		1.022e-002	0.1286		
43	Watson K		11.29	11.29		
44	User Property		---	---		
45	Partial Pressure of H2S	(psia)	0.0000	0.0000		
46	Cp/(Cp - R)		1.018	1.018		
47	Cp/Cv		1.092	1.094		
48	Heat of Vap.	(Btu/lbmole)	1.421e+005	1.204e+005		
49	Kinematic Viscosity	(cSt)	26.20	26.08		
50	Liq. Mass Density (Std. Cond)	(lb/ft3)	57.12	57.12		
51	Liq. Vol. Flow (Std. Cond)	(barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004		
52	Liquid Fraction		1.000	1.000		
53	Molar Volume	(ft3/lbmole)	4.636	4.631		
54	Mass Heat of Vap.	(Btu/lb)	540.8	458.1		
55	Phase Fraction [Molar Basis]		0.0000	0.0000		
56	Surface Tension	(dyne/cm)	29.78	29.77		
57	Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	7.105e-002	7.104e-002		
58	Viscosity	(cP)	23.80	23.72		
59	Cv (Semi-Ideal)	(Btu/lbmole-F)	108.1	108.1		
60	Mass Cv (Semi-Ideal)	(Btu/lb-F)	0.4113	0.4113		
61	Cv	(Btu/lbmole-F)	100.8	100.7		
62	Mass Cv	(Btu/lb-F)	0.3836	0.3831		
63	Cv (Ent. Method)	(Btu/lbmole-F)	105.5	105.1		
64	Mass Cv (Ent. Method)	(Btu/lb-F)	0.4015	0.3998		
65	Cp/Cv (Ent. Method)		1.043	1.048		
66	Reid VP at 37.8 C	(psia)	2.350	2.350		
67	True VP at 37.8 C	(psia)	4.086	4.086		
68	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)	(barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 2 of 3

Anexo E. Intercambiador de calor.


6						
7	Heater: Precaentador					
8						
9	CONNECTIONS					
10						
11	Inlet Stream					
12						
13	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
14	crudo a Calentar	Pump		Bomba 1		
15						
16	Outlet Stream					
17						
18	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION				
19	Crudo Precaentado	Separator		Separador dos fases		
20						
21	Energy Stream					
22						
23	PARAMETERS					
24						
25	Pressure Drop:	2.304 psi	Duty:	6.915e+006 Btu/hr	Volume:	3.531 ft3
26	Function:	Not Selected	Zones:	1		
27						
28	User Variables					
29						
30	RATING					
31						
32	NOZZLE PARAMETERS					
33						
34	Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 ft *	
35		crudo a Calentar	Crudo Precaentado			
36	Diameter (ft)	0.1640	0.1640			
37	Elevation (Base) (ft)	0.0000	0.0000			
38	Elevation (Ground) (ft)	0.0000	0.0000			
39						
40	CONDITIONS					
41	Name	crudo a Calentar	Crudo Precaentado	Energia de Precaentamiento		
42	Vapour	0.0000	0.0000	---		
43	Temperature (F)	77.2302	127.2302	---		
44	Pressure (psia)	160.0000 *	157.6960 *	---		
45	Molar Flow (lbmole/hr)	1215.7001	1215.7001	---		
46	Mass Flow (lb/hr)	319527.0153	319527.0153	---		
47	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	24000.0000	24000.0000	---		
48	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.426e+005	-2.369e+005	---		
49	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	67.87	78.00	---		
50	Heat Flow (Btu/hr)	-2.9493e+08	-2.8801e+08	6.9150e+06		
51						
52	PROPERTIES					
53	Name	crudo a Calentar	Crudo Precaentado			
54	Molecular Weight	262.8	262.8			
55	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2160	0.2114			
56	Mass Density (lb/ft3)	56.76	55.57			
57	Act. Volume Flow (barrel/day)	2.406e+004	2.458e+004			
58	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-923.0	-901.4			
59	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2582	0.2968			
60	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	110.1	117.5			
61	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4189	0.4470			
62	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---			
63	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---			
64	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---			
65	CO2 Loading	---	---			
66	CO2 Apparent Mole Conc. (lbmole/ft3)	0.0000	0.0000			
67	CO2 Apparent Wt. Conc. (lbmol/lb)	0.0000	0.0000			
68	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---			
69	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	0.0000			
70	Aspen Technology Inc.				Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	Page 1 of 6

6	Heater: Precaentador (continued)				
7					
8					
9	PROPERTIES				
10					
11	Name	crudo a Calentar	Crudo Precaentado		
12	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000		
13	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000		
14	Mass Exergy (Btu/lb)	0.5146	1.475		
15	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	0.0000		
16	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000		
17	Act. Gas Flow (ACFM)	---	---		
18	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.2165	0.2165		
19	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	110.1	117.5		
20	Std. Gas Flow (MMSCFD)	11.07	11.07		
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	56.91	56.91		
22	Act. Liq. Flow (USGPM)	701.9	716.8		
23	Z Factor	0.1286	0.1184		
24	Watson K	11.29	11.29		
25	User Property	---	---		
26	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	0.0000		
27	Cp/(Cp - R)	1.018	1.017		
28	Cp/Cv	1.094	1.105		
29	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.204e+005	1.208e+005		
30	Kinematic Viscosity (cSt)	26.08	11.81		
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	57.12	57.12		
32	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004		
33	Liquid Fraction	1.000	1.000		
34	Molar Volume (ft3/lbmole)	4.631	4.729		
35	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	458.1	459.6		
36	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000		
37	Surface Tension (dyne/cm)	29.77	27.49		
38	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.104e-002	6.884e-002		
39	Viscosity (cP)	23.72	10.51		
40	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	108.1	115.5		
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4113	0.4394		
42	Cv (Btu/lbmole-F)	100.7	106.4		
43	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.3831	0.4047		
44	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	105.1	111.7		
45	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	0.3998	0.4252		
46	Cp/Cv (Ent. Method)	1.048	1.051		
47	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	2.350		
48	True VP at 37.8 C (psia)	4.086	4.086		
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004		
50	Viscosity Index	28.29	24.49		
51	PERFORMANCE PROFILES				
52					
53	Zone	Pressure (psia)	Temperature (F)	Vapour Fraction	Enthalpy (Btu/lbmole)
54	Inlet	160.00	77.23	0.0000	-242596.44
56	0	157.70	127.23	0.0000	-236908.43
57	PERFORMANCE PLOT				
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technoloav Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	Page 2 of 6		

Anexo F. Tambor de carga.

6					
7	Separator: Tambor de carga				
8					
9	CONNECTIONS				
10					
11	Inlet Stream				
12					
13	Stream Name		From Unit Operation		
14	Crudo Precaentado		Heater:	Precaentador	
15	Outlet Stream				
16					
17	Stream Name		To Unit Operation		
18	Gases de Torre				
19	Crudo A Tratar		Mixer:	Punto de Mezcla	
20	Energy Stream				
21					
22	Stream Name		From Unit Operation		
23					
24	PARAMETERS				
25					
26	Vessel Volume: ---		Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---	
27	Vessel Pressure: 157.7 psia	Pressure Drop: 0.0000 psi	Duty: 0.0000 Btu/hr	Heat Transfer Mode: Heating	
28	User Variables				
29					
30	RATING				
31					
32	Sizing				
33					
34	Cylinder		Vertical	Separator has a Boot: No	
35	Volume: ---	Diameter: ---	Height: ---		
36	Nozzles				
37					
38	Base Elevation Relative to Ground Level		0.0000 ft *	Diameter: ---	Height: ---
39		Crudo Precaentado	Gases de Torre	Crudo A Tratar	
40	Diameter (ft)	0.1640	0.1640	0.1640	
41	Elevation (Base) (ft)	0.0000	0.0000	0.0000	
42	Elevation (Ground) (ft)	0.0000	0.0000	0.0000	
43	Elevation (% of Height) (%)	---	---	---	
44	Level Taps: Level Tap Specification				
45					
46	Level Tap	PV High	PV Low	OP High	OP Low
47					
48	Level Taps: Calculated Level Tap Values				
49	Level Tap	Liquid Level		Aqueous Level	
50					
51	Options				
52	PV Work Term Contribution (%)	100.00 *			
53	CONDITIONS				
54					
55	Name	Crudo Precaentado	Crudo A Tratar	Gases de Torre	
56	Vapour	0.0000	0.0000	1.0000	
57	Temperature (F)	127.2302	127.2302	127.2302	
58	Pressure (psia)	157.6960 *	157.6960	157.6960	
59	Molar Flow (lbmole/hr)	1215.7001	1215.7001	0.0000	
60	Mass Flow (lb/hr)	319527.0153	319527.0153	0.0000	
61	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	24000.0000	24000.0000	0.0000	
62	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.369e+005	-2.369e+005	-4.887e+004	
63	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	78.00	78.00	32.67	
64	Heat Flow (Btu/hr)	-2.8801e+08	-2.8801e+08	0.0000e-01	
65	PROPERTIES				
66					
67	Name	Crudo Precaentado	Crudo A Tratar	Gases de Torre	
68	Molecular Weight	262.8	262.8	52.75	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 3

Separator: Tambor de carga (continued)					
PROPERTIES					
Name	Crudo Precaentado	Crudo A Tratar	Gases de Torre		
Molar Density (lbmole/ft3)	0.2114	0.2114	3.372e-002		
Mass Density (lb/ft3)	55.57	55.57	1.779		
Act. Volume Flow (barrel/day)	2.458e+004	2.458e+004	0.0000		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-901.4	-901.4	-926.3		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2968	0.2968	0.6192		
Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	117.5	117.5	25.60		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4470	0.4470	0.4853		
LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---	---		
HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---	---		
HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	---		
CO2 Loading	---	---	---		
CO2 Apparent Mole Conc. (lbmole/ft3)	0.0000	0.0000	---		
CO2 Apparent Wt. Conc. (lbmol/lb)	0.0000	0.0000	---		
LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	---		
Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	---	1.000		
Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	1.000		
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	---		
Mass Exergy (Btu/lb)	1.475	1.475	45.77		
Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	0.0000	0.0000		
Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
Act. Gas Flow (ACFM)	---	---	0.0000		
Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.2165	0.2165	---		
Specific Heat (Btu/lbmole-F)	117.5	117.5	25.60		
Std. Gas Flow (MMSCFD)	11.07	11.07	0.0000		
Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	56.91	56.91	34.76		
Act. Liq. Flow (USGPM)	716.8	716.8	---		
Z Factor	0.1184	---	---		
Watson K	11.29	11.29	13.90		
User Property	---	---	---		
Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	0.0000	0.0000		
Cp/(Cp - R)	1.017	1.017	1.084		
Cp/Cv	1.105	1.105	1.279		
Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.208e+005	1.208e+005	1.347e+004		
Kinematic Viscosity (cSt)	11.81	11.81	0.3207		
Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	57.12	57.12	37.23		
Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004	0.0000		
Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000		
Molar Volume (ft3/lbmole)	4.729	4.729	29.65		
Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	459.6	459.6	255.4		
Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	1.0000		
Surface Tension (dyne/cm)	27.49	27.49	---		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.884e-002	6.884e-002	1.153e-002		
Viscosity (cP)	10.51	10.51	9.140e-003		
Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	115.5	115.5	23.61		
Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4394	0.4394	0.4476		
Cv (Btu/lbmole-F)	106.4	106.4	20.02		
Mass Cv (Btu/lb-F)	0.4047	0.4047	0.3795		
Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	111.7	111.7	---		
Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	0.4252	0.4252	---		
Cp/Cv (Ent. Method)	1.051	1.051	---		
Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	2.350	190.2		
True VP at 37.8 C (psia)	4.086	4.086	245.0		
Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	2.391e+004	0.0000		
Viscosity Index	24.49	24.49	-40.36		
DYNAMICS					
Vessel Parameters: Initialize from Product					

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name: ROLO-Y-TATHAN-SIMULACION-3.HSC	
2			Unit Set: Field	
3			Date/Time: Thu Jul 30 19:17:26 2015	
4				
5				
6	Separator: Tambor de carga (continued)			
7				
8				
9	Vessel Parameters: Initialize from Product			
10	Vessel Volume (ft3)	---	Level Calculator	Vertical cylinder
11	Vessel Diameter (ft)	---	Fraction Calculator	Use levels and nozzles
12	Vessel Height (ft)	---	Feed Delta P (psi)	0.0000
13	Liquid Level Percent (%)	50.00	Vessel Pressure (psia)	157.7
14				
15	Holdup: Vessel Levels			
16	Phase	Level (ft)	Percent (%)	Volume (ft3)
17				
18	Vapour	---	---	0.0000
19	Liquid	---	---	0.0000
20	Aqueous	---	---	0.0000
21				
22	Holdup: Details			
23	Phase	Accumulation (lbmole/hr)	Moles (lbmole)	Volume (ft3)
24				
25	Vapour	0.0000	0.0000 *	0.0000
26	Liquid	0.0000	0.0000 *	0.0000
27	Aqueous	0.0000	0.0000 *	0.0000
28	Total	0.0000	0.0000	0.0000
29				
30	NOTES			
31				
32				
33				
34				
35				
36				
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51				
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	
			Page 3 of 3	

Anexo G. Mezclador: Inyector de vapor de agua.

Mixer: Punto de Mezcla				
CONNECTIONS				
Inlet Stream				
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION		
Crudo A Tratar		Separator		Tambor de carga
Vapor a Crudo				
Outlet Stream				
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION		
crudo + vapor		Tee		Separador a Hornos
PARAMETERS				
User Variables				
NOZZLE PARAMETERS				
Base Elevation Relative to Ground Level				0.0000 ft *
		Crudo A Tratar	Vapor a Crudo	crudo + vapor
Diameter	(ft)	0.1640	0.1640	0.1640
Elevation (Base)	(ft)	0.0000	0.0000	0.0000
Elevation (Ground)	(ft)	0.0000	0.0000	0.0000
CONDITIONS				
Name		Crudo A Tratar	Vapor a Crudo	crudo + vapor
Vapour		0.0000	1.0000	0.0000
Temperature	(F)	127.2302	720.0000 *	203.2322
Pressure	(psia)	157.6960	614.6960 *	157.6960
Molar Flow	(lbmole/hr)	1215.7001	532.0986	1747.7988
Mass Flow	(lb/hr)	319527.0153	9585.8105	329112.8257
Std Ideal Liq Vol Flow	(barrel/day)	24000.0000	657.6921	24657.6921
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-2.369e+005	-9.913e+004	-1.950e+005
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	78.00	40.30	69.87
Heat Flow	(Btu/hr)	-2.8801e+08	-5.2745e+07	-3.4076e+08
PROPERTIES				
Name		Crudo A Tratar	Vapor a Crudo	crudo + vapor
Molecular Weight		262.8	18.02	188.3
Molar Density	(lbmole/ft3)	0.2114	5.233e-002	0.2863
Mass Density	(lb/ft3)	55.57	0.9428	53.91
Act. Volume Flow	(barrel/day)	2.458e+004	4.346e+004	2.610e+004
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-901.4	-5502	-1035
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.2968	2.237	0.3711
Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	117.5	9.813	95.07
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.4470	0.5447	0.5049
LHV Molar Basis (Std)	(Btu/lbmole)	---	0.0000	---
HHV Molar Basis (Std)	(Btu/lbmole)	---	1.763e+004	---
HHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	---	978.7	---
CO2 Loading		---	---	---
CO2 Apparent Mole Conc.	(lbmole/ft3)	0.0000	---	0.0000
CO2 Apparent Wt. Conc.	(lbmol/lb)	0.0000	---	0.0000
LHV Mass Basis (Std)	(Btu/lb)	---	---	---
Phase Fraction [Vol. Basis]		---	1.000	0.0000
Phase Fraction [Mass Basis]		0.0000	1.000	0.0000
Phase Fraction [Act. Vol. Basis]		0.0000	1.000	0.0000
Mass Exergy	(Btu/lb)	1.475	509.7	6.742
Partial Pressure of CO2	(psia)	0.0000	0.0000	0.0000
Cost Based on Flow	(Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000
Act. Gas Flow	(ACFM)	---	169.5	---
Avg. Liq. Density	(lbmole/ft3)	0.2165	3.458	0.3030
Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 2

6	Mixer: Punto de Mezcla (continued)				
7					
8					
9	PROPERTIES				
10					
11	Name	Crudo A Tratar	Vapor a Crudo	crudo + vapor	
12	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	117.5	9.813	95.07	
13	Std. Gas Flow (MMSCFD)	11.07	4.846	15.92	
14	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	56.91	62.30	57.05	
15	Act. Liq. Flow (USGPM)	716.8	---	761.2	
16	Z Factor	---	0.9278	---	
17	Watson K	11.29	---	11.29	
18	User Property	---	---	---	
19	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
20	Cp/(Cp - R)	1.017	1.254	1.021	
21	Cp/Cv	1.105	1.394	1.110	
22	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.208e+005	1.334e+004	1.143e+005	
23	Kinematic Viscosity (cSt)	11.81	1.598	4.998	
24	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	57.12	63.35	58.61	
25	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	646.8	2.400e+004	
26	Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
27	Molar Volume (ft3/lbmole)	4.729	19.11	3.493	
28	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	459.6	740.7	607.2	
29	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	0.0000	
30	Surface Tension (dyne/cm)	27.49	---	---	
31	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.884e-002	3.311e-002	6.907e-002	
32	Viscosity (cP)	10.51	2.414e-002	4.316	
33	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	115.5	7.827	93.08	
34	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4394	0.4345	0.4943	
35	Cv (Btu/lbmole-F)	106.4	7.041	85.68	
36	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.4047	0.3909	0.4550	
37	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	111.7	---	---	
38	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	0.4252	---	---	
39	Cp/Cv (Ent. Method)	1.051	---	---	
40	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	0.9380	2.350	
41	True VP at 37.8 C (psia)	4.086	0.9380	5.025	
42	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (barrel/day)	2.391e+004	646.8	2.455e+004	
43	Viscosity Index	24.49	9.031	17.24	
44	DYNAMICS				
45					
46	Pressure Specification: Set Outlet to Lowest Inlet				
47					
48	Holdup Details				
49	Phase	Accumulation (lbmole/hr)	Moles (lbmole)		Volume (ft3)
50					
51	Vapour	0.0000	0.0000	*	0.0000
52	Liquid	0.0000	0.0000	*	0.0000
53	Aqueous	0.0000	0.0000	*	0.0000
54	Total	0.0000	0.0000		0.0000
55	NOTES				
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	Page 2 of 2		

Anexo H. Separador de corriente.

6				
7	Tee: Separador a Hornos			
8				
9	CONNECTIONS			
10				
11	Inlet Stream			
12				
13	STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION		
14	crudo + vapor	Mixer		Punto de Mezcla
15				
16	Outlet Stream			
17				
18	STREAM NAME	TO UNIT OPERATION		
19	crudo a calentar 1	Fired Heater		FH-100
20	crudo a calentar 2	Fired Heater		FH-101
21				
22	PARAMETERS			
23				
24	Flow Ratios	Dynamic Valve Openings		
25	crudo a calentar 1	0.5000 *		50.00
26	crudo a calentar 2	0.5000		50.00
27				
28	Valve Control: Multiple Stream			
29				
30	User Variables			
31				
32	RATING			
33				
34	Nozzle Parameters			
35				
36	0.0000 ft *			
37				
38				
39				
40				
41				
42				
43				
44				
45				
46				
47				
48				
49				
50				
51	CONDITIONS			
52				
53				
54				
55				
56				
57				
58				
59				
60				
61				
62				
63				
64				
65				
66				
67				
68				
69				
70				
71				
72				
73				
74				
75				
76				
77				
78				
79				
80				
81				
82				
83				
84				
85				
86				
87				
88				
89				
90				
91				
92				
93				
94				
95				
96				
97				
98				
99				
100				
101				
102				
103				
104				
105				
106				
107				
108				
109				
110				
111				
112				
113				
114				
115				
116				
117				
118				
119				
120				
121				
122				
123				
124				
125				
126				
127				
128				
129				
130				
131				
132				
133				
134				
135				
136				
137				
138				
139				
140				
141				
142				
143				
144				
145				
146				
147				
148				
149				
150				
151				
152				
153				
154				
155				
156				
157				
158				
159				
160				
161				
162				
163				
164				
165				
166				
167				
168				
169				
170				
171				
172				
173				
174				
175				
176				
177				
178				
179				
180				
181				
182				
183				
184				
185				
186				
187				
188				
189				
190				
191				
192				
193				
194				
195				
196				
197				
198				
199				
200				
201				
202				
203				
204				
205				
206				
207				
208				
209				
210				
211				
212				
213				
214				
215				
216				
217				
218				
219				
220				
221				
222				
223				
224				
225				
226				
227				
228				
229				
230				
231				
232				
233				
234				
235				
236				
237				
238				
239				
240				
241				
242				
243				
244				
245				
246				
247				
248				
249				
250				
251				
252				
253				
254				
255				
256				
257				
258				
259				
260				
261				
262				
263				
264				
265				
266				
267				
268				
269				
270				
271				
272				
273				
274				
275				
276				
277				
278				
279				
280				
281				
282				
283				
284				
285				
286				
287				
288				
289				
290				
291				
292				
293				
294				
295				
296				
297				
298				
299				
300				
301				
302				
303				
304				
305				
306				
307				
308				
309				
310				
311				
312				
313				
314				
315				
316				
317				
318				
319				
320				
321				
322				
323				
324				
325				
326				
327				
328				
329				
330				
331				
332				
333				
334				
335				
336				
337				
338				
339				
340				
341				
342				
343				
344				
345				
346				
347				
348				
349				
350				
351				
352				
353				
354				
355				
356				
357				
358				
359				
360				
361				
362				
363				
364				
365				
366				
367				
368				
369				
370				
371				
372				
373				
374				
375				
376				
377				
378				
379				
380				
381				
382				
383				
384				
385				
386				
387				
388				
389				
390				
391				
392				
393				
394				
395				
396				
397				
398				
399				
400				
401				
402				
403				
404				
405				
406				
407				
408				
409				
410				
411				
412				
413				
414				
415				
416				
417				
418				
419				
420				
421				
422				
423				
424				
425				
426				
427				
428				
429				
430				
431				
432				
433				
434				
435				
436				
437				
438				
439				
440				
441				
442				
443				
444				
445				
446				
447				
448				
449				
450				
451				
452				
453				
454				
455				
456				
457				
458				
459				
460				
461				
462				
463				
464				
465				
466				
467				
468				
469				
470				
471				
472				
473				
474				
475				
476				
477				
478				
479				
480				
481				
482				
483				
484				
485				
486				
487				
488				
489				
490				
491				
492				
493				
494				
495				
496				
497				
498				
499				
500				
501				
502				
503				
504				
505				
506				
507				
508				
509				
510				
511				
512				
513				
514				
515				
516				
517				
518				
519				
520				
521				
522				
523				
524				
525				
526				
527				
528				
529				
530				
531				
532				
533				
534				
535				
536				
537				
538				
539				
540				
541				
542				
543				
544				
545				
546				
547				
548				
549				
550				
551				
552				
553				
554				
555				
556				
557				
558				
559				
560				
561				
562				
563				
564				
565				
566				
567				
568				
569				
570				
571				
572				
573				
574				
575				
576				
577				
578				
579				
580				
581				
582				
583				
584				
585				
586				
587				
588				
589				
590				
591				
592				
593				
594				
595				
596				
597				
598				
599				
600				
601				
602				
603				
604				
605				
606				
607				

6	Tee: Separador a Hornos (continued)				
7					
8					
9	PROPERTIES				
10					
11	Name	crudo + vapor	crudo a calentar 1	crudo a calentar 2	
12	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	
13	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	
14	Mass Exergy (Btu/lb)	6.742	6.742	6.742	
15	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
16	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	
17	Act. Gas Flow (ACFM)	---	---	---	
18	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.3030	0.3030	0.3030	
19	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	95.07	95.07	95.07	
20	Std. Gas Flow (MMSCFD)	15.92	7.959	7.959	
21	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	57.05	57.05	57.05	
22	Act. Liq. Flow (USGPM)	761.2	380.6	380.6	
23	Z Factor	---	---	---	
24	Watson K	11.29	11.29	11.29	
25	User Property	---	---	---	
26	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
27	Cp/(Cp - R)	1.021	1.021	1.021	
28	Cp/Cv	1.110	1.110	1.110	
29	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.143e+005	1.143e+005	1.143e+005	
30	Kinematic Viscosity (cSt)	4.998	4.998	4.998	
31	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	58.61	58.61	58.61	
32	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	2.400e+004	1.200e+004	1.200e+004	
33	Liquid Fraction	1.000	1.000	1.000	
34	Molar Volume (ft3/lbmole)	3.493	3.493	3.493	
35	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	607.2	607.2	607.2	
36	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	0.0000	0.0000	
37	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	---	
38	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.907e-002	6.907e-002	6.907e-002	
39	Viscosity (cP)	4.316	4.316	4.316	
40	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	93.08	93.08	93.08	
41	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4943	0.4943	0.4943	
42	Cv (Btu/lbmole-F)	85.68	85.68	85.68	
43	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.4550	0.4550	0.4550	
44	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	---	---	---	
45	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	---	---	---	
46	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	
47	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	2.350	2.350	
48	True VP at 37.8 C (psia)	5.025	5.025	5.025	
49	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (barrel/day)	2.455e+004	1.228e+004	1.228e+004	
50	Viscosity Index	17.24	17.24	17.24	
51	DYNAMICS				
52					
53	Holdup Details				
54					
55	Phase	Accumulation (lbmole/hr)	Moles (lbmole)	Volume (ft3)	
56	Vapour	0.0000	0.0000	*	0.0000
57	Liquid	0.0000	0.0000	*	0.0000
58	Aqueous	0.0000	0.0000	*	0.0000
59	Total	0.0000	0.0000		0.0000
60					
61	NOTES				
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	Page 2 of 2		

Anexo I. Hornos.

6								
7	Fired Heater: FH-100							
8								
9	CONNECTIONS							
10								
11	Combustion Product	salidas 1	Fuel Gas Feed	aire				
12	Economizer Zone Connections							
13	Econ Zone Inlet		Econ Zone Outlet	# of Tubes 0 *				
14	Convective Zone							
15	Conv Zone Inlet		Conv Zone Outlet	# of Tubes 0 *				
16	Radiative Zone							
17	Radiant Zone Inlet		Radiant Zone Outlet	# of Tubes 1 *				
18	crudo a calentar 1		Crudo Pasado Horno					
19	PARAMETERS							
20								
21	Min Air Fuel Ratio	---	Flame Temp	---	Heater SS Efficiency	75.00 *		
22	Air Fuel Ratio	---	Lean Factor	1.000 *	Heater SS Excess Air Percent	---		
23	Max Air Fuel Ratio	---	Rich Factor	40.00 *				
24	User Variables							
25								
26	RATING							
27								
28	Sizing							
29								
30	Radiative Zone							
31	Radiant Tube Inner Diameters (ft)	---	Radiant Zone Inner Diameters (ft)	5.577				
32	Radiant Tube Outer Diameters (ft)	---	Radiant Zone Outer Diameters (ft)	6.562				
33	Number of Radiant Tubes	---	Radiant Zone Height (ft)	14.04				
34	Radiant Tube Lengths (ft)	---						
35	Tube Inner Area (ft2)	---	Tube Outer Area (ft2)	---	Wall Inner Area (ft2)	246.0	Wall Outer Area (ft2)	289.5
36	Convective Zone							
37	Convective Tube Inner Diameters (ft)	---	Convective Zone Inner Diameter (ft)	3.714				
38	Convective Tube Outer Diameters (ft)	---	Convective Zone Outer Diameter (ft)	4.698				
39	Number of Convective Tubes	---	Convective Zone Height (ft)	5.577				
40	Convective Tube Lengths (ft)	---						
41	Tube Inner Area (ft2)	---	Tube Outer Area (ft2)	---				
42	Economizer Zone							
43	Economizer Tube Inner Diameters (ft)	---	Economizer Zone Inner Diameter (ft)	1.280				
44	Economizer Tube Outer Diameters (ft)	---	Economizer Zone Outer Diameter (ft)	1.608				
45	Number of Economizer Tubes	---	Economizer Zone Height (ft)	38.12				
46	Economizer Tube Lengths (ft)	---						
47	Tube Inner Area (ft2)	---	Tube Outer Area (ft2)	---				
48	Heat Transfer							
49								
50	Radiative Zone							
51	Radiative Zone Properties							
52	Zone to Wall Emissivity	---	Radiant Tube Densities	---				
53	Outer Wall to Surroundings Emissivity	---	Furnace Wall Conductivity	1.300 Btu/hr-ft-F *				
54	Radiant Tube Conductivities	---	Furnace Wall Specific Heat	---				
55	Radiant Tube Cps	---	Furnace Wall Density	---				
56	Radiative Tube Properties							
57	Tube Feed Stream	crudo a calentar 1	crudo a calentar 1	crudo a calentar 1				
58	Zone to Tube Emissivities	---						
59	Wall to Tube Emissivities	---						
60	Tube to Fluid HX Coefficient (Btu/hr-ft2-F)	---						
61	Zone to Tube HX Coefficient (Btu/hr-ft2-F)	---						
62	Conductive Zone							
63	Conductive Zone Properties							
64	Convective Tube Conductivities	---	Convective Tube Cps	---	Convective Tube Densities	---		
65	Conductive Tube Properties							
66	Tube Feed Stream							
67	Zone to Tube Emissivities							
68	Tube to Fluid HX Coefficient (Btu/hr-ft2-F)							
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 6				

Fired Heater: FH-100 (continued)						
9	Zone to Tube HX Coefficient	(Btu/hr-ft ² -F)				
Economizer Zone						
Economizer Zone Properties						
12	Economizer Tube Conductivities	---	Economizer Tube Cps	---	Economizer Tube Densities	---
Economizer Tube Properties						
14	Tube Feed Stream					
15	Tube to Fluid HX Coefficient	(Btu/hr-ft ² -F)				
16	Zone to Tube HX Coefficient	(Btu/hr-ft ² -F)				
PROPERTIES						
19	Name	crudo a calentar 1	aire	combustible horno 1	Crudo Pasado Horno	salidas 1
20	Molecular Weight	188.3	30.60	37.08	188.3	28.52
21	Molar Density (lbmole/ft ³)	0.2863	2.554e-003	2.583e-003	2.058e-002	6.048e-004
22	Mass Density (lb/ft ³)	53.91	7.815e-002	9.578e-002	3.875	1.725e-002
23	Act. Volume Flow (barrel/day)	1.305e+004	1.072e+006	1.631e+005	1.815e+005	5.763e+006
24	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1035	-0.1261	-1111	-676.3	-2733
25	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3711	1.182	1.153	0.7685	1.933
26	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	95.07	6.977	15.53	132.7	10.72
27	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5049	0.2280	0.4188	0.7045	0.3759
28	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	0.0000	7.461e+005	---	740.1
29	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	0.0000	8.078e+005	---	8197
30	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	0.0000	2.178e+004	---	287.4
31	CO2 Loading	---	---	---	---	---
32	CO2 Apparent Mole Conc. (lbmole/ft ³)	0.0000	---	---	---	---
33	CO2 Apparent Wt. Conc. (lbmol/lb)	0.0000	---	---	---	---
34	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	2.012e+004	---	25.95
35	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000	1.000	0.2953	1.000
36	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000	1.000	0.2710	1.000
37	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000	1.000	0.9339	1.000
38	Mass Exergy (Btu/lb)	6.742	-1.173e-006	-9.576e-007	152.5	357.3
39	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	4.351
40	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
41	Act. Gas Flow (ACFM)	---	4180	635.9	661.0	2.247e+004
42	Avg. Liq. Density (lbmole/ft ³)	0.3030	2.051	0.7658	0.3030	1.881
43	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	95.07	6.977	15.53	132.7	10.72
44	Std. Gas Flow (MMSCFD)	7.959	5.833	0.8974	7.959	7.426
45	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft ³)	57.05	62.76	28.40	57.05	53.65
46	Act. Liq. Flow (USGPM)	380.6	---	---	349.7	---
47	Z Factor	---	0.9992	0.9880	---	1.000
48	Watson K	11.29	5.316	15.74	11.29	7.696
49	User Property	---	---	---	---	---
50	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	Cp/(Cp - R)	1.021	1.398	1.147	1.015	1.227
52	Cp/Cv	1.110	1.401	1.154	1.014	1.228
53	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.143e+005	2783	9671	1.143e+005	1.739e+004
54	Kinematic Viscosity (cSt)	4.998	15.95	5.836	---	158.6
55	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft ³)	58.61	8.088e-002	27.53	58.61	47.71
56	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	1.200e+004	1.036e+006	567.3	1.200e+004	2084
57	Liquid Fraction	1.000	0.0000	0.0000	0.3963	0.0000
58	Molar Volume (ft ³ /lbmole)	3.493	391.6	387.2	48.59	1653
59	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	607.2	90.93	260.8	607.2	609.9
60	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000	1.0000	0.6037	1.0000
61	Surface Tension (dyne/cm)	---	---	---	9.797	---
62	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.907e-002	1.510e-002	1.171e-002	---	5.009e-002
63	Viscosity (cP)	4.316	1.997e-002	8.954e-003	---	4.382e-002
64	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	93.08	4.991	13.54	130.7	8.735
65	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4943	0.1631	0.3652	0.6940	0.3063
66	Cv (Btu/lbmole-F)	85.68	4.980	13.46	130.9	8.734
67	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.4550	0.1627	0.3629	0.6951	0.3062
68	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	---	---	---	---	---
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 2 of 6	

6	Fired Heater: FH-100 (continued)					
7						
8						
9	PROPERTIES					
10						
11	Name	crudo a calentar 1	aire	combustible horno 1	Crudo Pasado Horno	salidas 1
12	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	---	---	---	---	---
13	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---	---	---
14	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	---	428.2	2.350	---
15	True VP at 37.8 C (psia)	5.025	---	641.9	5.025	1.259e+004
16	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond)rel/day	1.228e+004	1.036e+006	567.3	1.212e+004	2084
17	Viscosity Index	17.24	-6.293	---	---	11.94
18						
19	Performance					
20						
21	Results					
22	Radiative Tube Duty Results					
23	Rad Zone Feeds	crudo a calentar 1				
24	Tube to Wall Duty (Btu/hr)	---				
25	Radiant Duty to Tubes (Btu/hr)	---				
26	Convective Duty to Tubes (Btu/hr)	---				
27	Total Duty to Tubes (Btu/hr)	---				
28	Total Duty to Process Fluid (Btu/hr)	---				
29	Radiative Zone Duty Results					
30	Total Wall Duty ---	Wall to Surroundings Duty ---	Total Rad Zone Duty ---	Rad to Conv Zone Duty ---		
31	Conductive Tube Duty Results					
32	Conv Zone Feeds					
33	Radiant Duty to Tubes (Btu/hr)					
34	Convective Duty to Tubes (Btu/hr)					
35	Total Duty to Tubes (Btu/hr)					
36	Total Duty to Process Fluid (Btu/hr)					
37	Conductive Zone Duty Results					
38	Radiant to Convective Zone Duty ---	Total Convective Zone Duty ---				
39	Economizer Tube Duty Results					
40	Econ Zone Feeds					
41	Total Duty to Tubes (Btu/hr)					
42	Total Duty to Process Fluid (Btu/hr)					
43	Economizer Zone Duty Results					
44	Total Econ Zone Duty					---
45						
46	Profile					
47	Econ Feeds	Inlet Temp (F)	Outlet Temp (F)	Tube Inner Temp (F)	Tube Outer Temp (F)	
48	Conv Zone Feeds	Inlet Temp (F)	Outlet Temp (F)	Tube Inner Temp (F)	Tube Outer Temp (F)	
49						
50	Rad Zone Feeds	Inlet Temp (F)	Outlet Temp (F)	Tube Inner Temp (F)	Tube Outer Temp	
51	crudo a calentar 1	203.2	711.9	---	---	
52						
53	Temp Profile					
54	Top Temp ---	---	---	---	Bottom Temp ---	
55	Wall Inner Temp	---	Wall Outer Temp	---		
56						
57	PERFORMANCE TABLE					
58						
59	crudo a calentar 1					
60						
61	Overall Phase					
62	Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)		
63						
64	203.23	157.70	0.00	-194961.98		
65	254.10	157.70	4405199.84	-189921.18		
66	304.97	157.70	9084645.01	-184566.56		
67	355.85	157.70	18244573.39	-174084.99		
68	406.72	157.70	23331548.38	-168264.04		
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)				Page 3 of 6

6	Fired Heater: FH-100 (continued)						
7							
8							
9	PERFORMANCE TABLE						
10							
11	crudo a calentar 1						
12							
13	Overall Phase						
14							
15	Temperature	Pressure	Heat Flow	Enthalpy			
16	(F)	(psia)	(Btu/hr)	(Btu/lbmole)			
17	457.59	157.70	28681308.47	-162142.39			
18	508.46	157.70	34289829.86	-155724.64			
19	559.33	157.70	40147385.84	-149021.93			
20	610.20	157.70	46242592.89	-142047.28			
21	661.07	157.70	52559530.83	-134818.90			
22	711.94	157.70	59086206.77	-127350.52			
23	Vapour Fraction		Vap Phase Mass Frac		Heat of Vap		
24					(Btu/lbmole)		
25	0.0000		0.0000		---		
26	0.0000		0.0000		---		
27	0.0000		0.0000		---		
28	0.3237		0.0492		---		
29	0.3506		0.0626		---		
30	0.3826		0.0809		---		
31	0.4196		0.1050		---		
32	0.4613		0.1356		---		
33	0.5065		0.1732		---		
34	0.5543		0.2181		---		
35	0.6037		0.2710		---		
36							
37	Vapour Phase						
38	Mass Flow	Molecular Wt	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	
39	(lb/hr)		(lb/ft3)	(Btu/lb-F)	(cP)	(Btu/hr-ft-F)	
40	---	---	---	---	---	---	
41	---	---	---	---	---	---	
42	---	---	---	---	---	---	
43	8097.41	28.63	0.55	0.51	0.01	0.02	
44	10304.85	33.63	0.60	0.53	0.01	0.02	
45	13315.54	39.82	0.67	0.55	0.01	0.02	
46	17277.85	47.12	0.75	0.57	0.02	0.02	
47	22315.42	55.36	0.84	0.59	0.02	0.02	
48	28500.62	64.39	0.93	0.62	0.02	0.02	
49	35897.17	74.11	1.03	0.64	0.02	0.02	
50	44589.98	84.51	1.12	0.66	0.02	0.03	
51	Std Gas Flow	Z Factor	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega	
52	(MMSCFD)		(psia)	(F)			
53	---	---	---	---	---	---	
54	---	---	---	---	---	---	
55	---	---	---	---	---	---	
56	2.57	0.94	2794.36	674.68	0.26	0.33	
57	2.79	0.95	2650.46	670.28	0.26	0.33	
58	3.04	0.95	2492.64	667.86	0.26	0.33	
59	3.33	0.95	2330.15	668.18	0.26	0.33	
60	3.66	0.95	2171.56	671.68	0.26	0.34	
61	4.02	0.95	2023.01	678.37	0.26	0.35	
62	4.40	0.95	1888.03	688.02	0.26	0.36	
63	4.80	0.94	1767.33	700.35	0.26	0.37	
64							
65	Light Liquid Phase						
66	Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens	
67	(lb/hr)	(lb/ft3)	(Btu/lb-F)	(cP)	(Btu/hr-ft-F)	(dyne/cm)	
68	159832.91	53.76	0.49	3.93	0.07	24.35	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 4 of 6	

6	Fired Heater: FH-100 (continued)					
7						
8						
9	PERFORMANCE TABLE					
10						
11	crudo a calentar 1					
12						
13	Light Liquid Phase					
14						
15	Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens
16	(lb/hr)	(lb/ft3)	(Btu/lb-F)	(cP)	(Btu/hr-ft-F)	(dyne/cm)
17	159915.98	52.52	0.52	2.10	0.07	22.38
18	160065.23	51.26	0.54	1.27	0.06	20.57
19	156459.00	50.28	0.57	0.90	0.07	19.67
20	154251.56	49.09	0.59	0.64	0.06	17.69
21	151240.87	47.93	0.62	0.47	0.06	15.93
22	147278.56	46.81	0.64	0.36	0.06	14.35
23	142240.99	45.74	0.66	0.28	0.06	12.97
24	136055.79	44.71	0.68	0.23	0.05	11.78
25	128659.24	43.71	0.70	0.20	0.05	10.71
26	119966.43	42.76	0.72	0.16	0.05	9.80
27	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega
28			(psia)	(F)		
29	261.29	0.86	318.62	910.59	0.24	0.64
30	259.47	0.84	340.24	909.06	0.24	0.64
31	256.27	0.82	378.28	906.36	0.24	0.64
32	264.71	0.81	415.73	932.49	0.24	0.66
33	271.82	0.79	394.60	945.58	0.24	0.67
34	280.32	0.77	375.59	961.34	0.23	0.69
35	290.38	0.75	358.08	979.82	0.23	0.71
36	302.14	0.73	341.31	1000.93	0.23	0.74
37	315.48	0.72	326.13	1024.22	0.23	0.76
38	330.30	0.70	312.11	1049.29	0.23	0.79
39	346.43	0.69	299.27	1075.61	0.22	0.83
40						
41	Heavy Liquid Phase					
42						
43	Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens
44	(lb/hr)	(lb/ft3)	(Btu/lb-F)	(cP)	(Btu/hr-ft-F)	(dyne/cm)
45	4723.50	59.46	1.05	0.29	0.39	59.53
46	4640.43	57.95	1.07	0.22	0.40	54.08
47	4491.18	56.34	1.09	0.18	0.40	48.34
48	---	---	---	---	---	---
49	---	---	---	---	---	---
50	---	---	---	---	---	---
51	---	---	---	---	---	---
52	---	---	---	---	---	---
53	---	---	---	---	---	---
54	---	---	---	---	---	---
55	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega
56			(psia)	(F)		
57	18.02	0.95	3208.23	705.47	0.26	0.34
58	18.02	0.93	3208.23	705.47	0.26	0.34
59	18.02	0.90	3208.23	705.47	0.26	0.34
60	---	---	---	---	---	---
61	---	---	---	---	---	---
62	---	---	---	---	---	---
63	---	---	---	---	---	---
64	---	---	---	---	---	---
65	---	---	---	---	---	---
66	---	---	---	---	---	---
67	---	---	---	---	---	---
68						
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)				Page 5 of 6

6	Fired Heater: FH-100 (continued)					
7						
8						
9	PERFORMANCE TABLE					
10						
11	crudo a calentar 1					
12						
13	Mixed Liquid Phase					
14						
15	Mass Flow	Density	Mass Sp Heat	Viscosity	Thermal Cond	Surface Tens
16	(lb/hr)	(lb/ft3)	(Btu/lb-F)	(cP)	(Btu/hr-ft-F)	(dyne/cm)
17	164556.41	53.91	0.50	4.32	0.07	---
18	164556.41	52.66	0.53	2.30	0.07	---
19	164556.41	51.39	0.56	1.38	0.07	---
20	156459.00	50.28	0.57	0.90	0.07	19.67
21	154251.56	49.09	0.59	0.64	0.06	17.69
22	151240.87	47.93	0.62	0.47	0.06	15.93
23	147278.56	46.81	0.64	0.36	0.06	14.35
24	142240.99	45.74	0.66	0.28	0.06	12.97
25	136055.79	44.71	0.68	0.23	0.05	11.78
26	128659.24	43.71	0.70	0.20	0.05	10.71
27	119966.43	42.76	0.72	0.16	0.05	9.80
28	Molecular Wt	Sp Gravity	Pseudo Pc	Pseudo Tc	Pseudo Zc	Pseudo Omega
29			(psia)	(F)		
30	188.30	0.86	1185.60	849.05	0.25	0.55
31	188.30	0.84	1185.60	849.05	0.25	0.55
32	188.30	0.82	1185.60	849.05	0.25	0.55
33	264.71	0.81	415.73	932.49	0.24	0.66
34	271.82	0.79	394.60	945.58	0.24	0.67
35	280.32	0.77	375.59	961.34	0.23	0.69
36	290.38	0.75	358.08	979.82	0.23	0.71
37	302.14	0.73	341.31	1000.93	0.23	0.74
38	315.48	0.72	326.13	1024.22	0.23	0.76
39	330.30	0.70	312.11	1049.29	0.23	0.79
40	346.43	0.69	299.27	1075.61	0.22	0.83
41	Dynamics					
42						
43	Model					
44	Economizer Zone					
45	Tube Holdup Volume	---	Zone Holdup Volume	49.02 ft3	Zone Total Volume	49.02 ft3
46	Convective Zone					
47	Tube Holdup Volume	---	Zone Holdup Volume	49.02 ft3	Zone Total Volume	49.02 ft3
48	Radiant Zone					
49	Tube Holdup Volume	---	Zone Holdup Volume	49.02 ft3	Zone Total Volume	49.02 ft3
50						
51	Specs					
52	K Values	---	Use K Values	No	Use Delta P	No
53	Economizer Zone					
54	Stream	0	*	K Values	Use K Values	Use Delta P
55	Convective Zone					
56	Stream	0	*	K Values	Use K Values	Use Delta P
57	Radiant Zone					
58	Stream	1	*	K Values	Use K Values	Use Delta P
59				---	No	No
60						
61	Hold Up					
62	Overall Stream Holdup Details					
63	Stream	crudo a calentar 1				
64	Phase	Accumulation (lbmole/hr)	Moles (lbmole)	Volume (ft3)		
65		0.0000	0.0000	0.0000		
66		0.0000	0.0000	0.0000		
67	Individual Holdups					
68	Zone	Radiative	Holdup	0		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 6 of 6

Anexo J. Corriente de salida de hornos.

6		Material Stream: Crudo Pasado Horno			Fluid Package: Basis-1	
7					Property Package: Peng-Robinson	
8						
9						
10						
11						
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
12	Vapour / Phase Fraction	0.6037	0.6037	0.3963		
13	Temperature: (F)	711.9	711.9	711.9		
14	Pressure: (psia)	157.7	157.7	157.7		
15	Molar Flow (lbmole/hr)	873.9	527.6	346.3		
16	Mass Flow (lb/hr)	1.646e+005	4.459e+004	1.200e+005		
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.233e+004	3640	8689		
18	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-1.274e+005	-8.348e+004	-1.942e+005		
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	144.7	74.08	252.3		
20	Heat Flow (Btu/hr)	-1.113e+008	-4.405e+007	-6.725e+007		
21	Liq Vol Flow @Std Cond (barrel/day)	1.200e+004 *	3408	8716		
22						
23						
24						
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
25	Molecular Weight	188.3	84.51	346.4		
26	Molar Density (lbmole/ft3)	2.058e-002	1.330e-002	0.1234		
27	Mass Density (lb/ft3)	3.875	1.124	42.76		
28	Act. Volume Flow (barrel/day)	1.815e+005	1.695e+005	1.199e+004		
29	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-676.3	-987.8	-560.5		
30	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7685	0.8765	0.7284		
31	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	132.7	55.77	249.8		
32	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7045	0.6599	0.7211		
33	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---	---		
34	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---	---		
35	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	---		
36	CO2 Loading	---	---	---		
37	CO2 App ML Con (lbmole/ft3)	---	---	0.0000		
38	CO2 App WT Con (lbmol/lb)	---	---	0.0000		
39	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---	---		
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.2953	0.2953	0.7047		
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.2710	0.2710	0.7290		
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.9339	0.9339	6.606e-002		
43	Mass Exergy (Btu/lb)	152.5	---	---		
44	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	---	---		
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	0.0000		
46	Act. Gas Flow (ACFM)	661.0	661.0	---		
47	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.3030	0.6196	0.1704		
48	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	132.7	55.77	249.8		
49	Std. Gas Flow (MMSCFD)	7.959	4.805	3.154		
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	57.05	52.36	59.02		
51	Act. Liq. Flow (USGPM)	349.7	---	349.7		
52	Z Factor	---	0.9427	0.1016		
53	Watson K	11.29	11.44	11.36		
54	User Property	---	---	---		
55	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	---	---		
56	Cp/(Cp - R)	1.015	1.037	1.008		
57	Cp/Cv	1.014	1.051	1.008		
58	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.143e+005	---	---		
59	Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.9433	0.2367		
60	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	58.61	55.93	58.84		
61	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	1.200e+004	3408	8716		
62	Liquid Fraction	0.3963	0.0000	1.000		
63	Molar Volume (ft3/lbmole)	48.59	75.16	8.101		
64	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	607.2	---	---		
65	Phase Fraction [Molar Basis]	0.6037	0.6037	0.3963		
66	Surface Tension (dyne/cm)	9.797	---	9.797		
67	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	2.532e-002	4.936e-002		
68	Viscosity (cP)	---	1.699e-002	0.1621		
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 4	

6	Material Stream: Crudo Pasado Horno (contir				Fluid Package:	Basis-1		
7					Property Package:	Peng-Robinson		
8								
9	PROPERTIES							
10								
11		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase				
12	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	130.7	53.79	247.8				
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.6940	0.6364	0.7153				
14	Cv (Btu/lbmole-F)	130.9	53.09	247.8				
15	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.6951	0.6282	0.7153				
16	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	---	---	---				
17	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	---	---	---				
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---	---				
19	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	5.070	0.2643				
20	True VP at 37.8 C (psia)	5.025	8.409	1.337				
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Co) (barrel/day)	1.212e+004	3408	8716				
22	Viscosity Index	---	---	---				
23								
24	COMPOSITION							
25								
26	Overall Phase				Vapour Fraction	0.6037		
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
29	H2O	266.0493	0.3044	4792.9052	0.0291	328.8461	0.0267	
30	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	Ethane	1.3373	0.0015	40.2136	0.0002	7.7416	0.0006	
32	Propane	2.6139	0.0030	115.2645	0.0007	15.5769	0.0013	
33	i-Butane	0.7295	0.0008	42.3989	0.0003	5.1661	0.0004	
34	n-Butane	4.5591	0.0052	264.9933	0.0016	31.1113	0.0025	
35	NBP[1]112*	22.9779	0.0263	1533.0298	0.0093	148.2610	0.0120	
36	NBP[1]221*	82.4286	0.0943	7623.3900	0.0463	692.1511	0.0561	
37	NBP[1]334*	74.4654	0.0852	9911.2008	0.0602	845.6489	0.0686	
38	NBP[1]410*	42.4301	0.0486	6890.8209	0.0419	569.0505	0.0462	
39	NBP[1]465*	47.7186	0.0546	8766.7703	0.0533	710.0556	0.0576	
40	NBP[1]543*	56.9280	0.0651	12551.2058	0.0763	989.0240	0.0802	
41	NBP[1]631*	52.0346	0.0595	13969.4282	0.0849	1069.2435	0.0867	
42	NBP[1]695*	5.1670	0.0059	1562.2226	0.0095	117.4192	0.0095	
43	NBP[1]726*	25.0447	0.0287	7964.4979	0.0484	593.6626	0.0482	
44	NBP[1]783*	39.9985	0.0458	14089.4899	0.0856	1033.8202	0.0839	
45	NBP[1]858*	45.8342	0.0524	18827.0189	0.1144	1351.9321	0.1097	
46	NBP[1]926*	51.3659	0.0588	23525.9658	0.1430	1660.5467	0.1347	
47	NBP[1]1142*	52.2169	0.0598	32085.5963	0.1950	2159.5887	0.1752	
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	Total	873.8994	1.0000	164556.4129	1.0000	12328.8461	1.0000	
53	Vapour Phase						Phase Fraction	0.6037
54								
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
57	H2O	258.6656	0.4903	4659.8873	0.1045	319.7196	0.0878	
58	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Ethane	1.2969	0.0025	38.9966	0.0009	7.5073	0.0021	
60	Propane	2.5076	0.0048	110.5772	0.0025	14.9435	0.0041	
61	i-Butane	0.6924	0.0013	40.2430	0.0009	4.9034	0.0013	
62	n-Butane	4.3102	0.0082	250.5254	0.0056	29.4127	0.0081	
63	NBP[1]112*	21.0001	0.0398	1401.0740	0.0314	135.4994	0.0372	
64	NBP[1]221*	71.3572	0.1352	6599.4538	0.1480	599.1847	0.1646	
65	NBP[1]334*	57.6497	0.1093	7673.0670	0.1721	654.6856	0.1799	
66	NBP[1]410*	28.9350	0.0548	4699.1741	0.1054	388.0622	0.1066	
67	NBP[1]465*	28.5169	0.0540	5239.0597	0.1175	424.3323	0.1166	
68	NBP[1]543*	26.1003	0.0495	5754.4687	0.1291	453.4471	0.1246	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 2 of 4		

6	Material Stream: Crudo Pasado Horno (contir					Fluid Package:	Basis-1
7						Property Package:	Peng-Robinson
8							
9	COMPOSITION						
10							
11	Vapour Phase (continued)					Phase Fraction	0.6037
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
15	NBP[1]631*	15.3289	0.0291	4115.2546	0.0923	314.9885	0.0865
16	NBP[1]695*	0.9878	0.0019	298.6635	0.0067	22.4480	0.0062
17	NBP[1]726*	3.7403	0.0071	1189.4571	0.0267	88.6605	0.0244
18	NBP[1]783*	3.6168	0.0069	1274.0252	0.0286	93.4820	0.0257
19	NBP[1]858*	1.9046	0.0036	782.3385	0.0175	56.1782	0.0154
20	NBP[1]926*	0.9546	0.0018	437.2082	0.0098	30.8597	0.0085
21	NBP[1]1142*	0.0431	0.0001	26.4596	0.0006	1.7809	0.0005
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Total	527.6078	1.0000	44589.9336	1.0000	3640.0957	1.0000
27							
28	Liquid Phase					Phase Fraction	0.3963
29							
30	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
31	H2O	7.3837	0.0213	133.0180	0.0011	9.1265	0.0011
32	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
33	Ethane	0.0405	0.0001	1.2170	0.0000	0.2343	0.0000
34	Propane	0.1063	0.0003	4.6873	0.0000	0.6334	0.0001
35	i-Butane	0.0371	0.0001	2.1559	0.0000	0.2627	0.0000
36	n-Butane	0.2489	0.0007	14.4679	0.0001	1.6986	0.0002
37	NBP[1]112*	1.9778	0.0057	131.9557	0.0011	12.7616	0.0015
38	NBP[1]221*	11.0714	0.0320	1023.9363	0.0085	92.9663	0.0107
39	NBP[1]334*	16.8157	0.0486	2238.1338	0.0187	190.9633	0.0220
40	NBP[1]410*	13.4950	0.0390	2191.6468	0.0183	180.9883	0.0208
41	NBP[1]465*	19.2018	0.0554	3527.7106	0.0294	285.7233	0.0329
42	NBP[1]543*	30.8277	0.0890	6796.7371	0.0567	535.5769	0.0616
43	NBP[1]631*	36.7057	0.1060	9854.1736	0.0821	754.2550	0.0868
44	NBP[1]695*	4.1792	0.0121	1263.5591	0.0105	94.9711	0.0109
45	NBP[1]726*	21.3044	0.0615	6775.0408	0.0565	505.0021	0.0581
46	NBP[1]783*	36.3817	0.1051	12815.4647	0.1068	940.3383	0.1082
47	NBP[1]858*	43.9296	0.1269	18044.6804	0.1504	1295.7538	0.1491
48	NBP[1]926*	50.4113	0.1456	23088.7577	0.1925	1629.6870	0.1876
49	NBP[1]1142*	52.1739	0.1507	32059.1367	0.2672	2157.8077	0.2483
50	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
51	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
52	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
53	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
54	Total	346.2916	1.0000	119966.4793	1.0000	8688.7503	1.0000
55							
56	K VALUE						
57	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY	
58	H2O	22.99		22.99		---	
59	Methane	---		---		---	
60	Ethane	21.03		21.03		---	
61	Propane	15.48		15.48		---	
62	i-Butane	12.25		12.25		---	
63	n-Butane	11.37		11.37		---	
64	NBP[1]112*	6.969		6.969		---	
65	NBP[1]221*	4.230		4.230		---	
66	NBP[1]334*	2.250		2.250		---	
67	NBP[1]410*	1.407		1.407		---	
68	NBP[1]465*	0.9747		0.9747		---	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 3 of 4	

6	Material Stream: Crudo Pasado Horno (contir			Fluid Package:	Basis-1
7				Property Package:	Peng-Robinson
8					
9	K VALUE				
10					
11	COMPONENTS	MIXED	LIGHT	HEAVY	
12	NBP[1]543*	0.5557	0.5557	---	
13	NBP[1]631*	0.2741	0.2741	---	
14	NBP[1]695*	0.1551	0.1551	---	
15	NBP[1]726*	0.1152	0.1152	---	
16	NBP[1]783*	6.525e-002	6.525e-002	---	
17	NBP[1]858*	2.846e-002	2.846e-002	---	
18	NBP[1]926*	1.243e-002	1.243e-002	---	
19	NBP[1]1142*	5.417e-004	5.417e-004	---	
20	CO2	---	---	---	
21	CO	---	---	---	
22	Nitrogen	---	---	---	
23	Oxygen	---	---	---	
24	UNIT OPERATIONS				
25					
26	FEED TO	PRODUCT FROM	LOGICAL CONNECTION		
27		Fired Heater:	FH-100		
28	UTILITIES				
29					
30	(No utilities reference this stream)				
31	PROCESS UTILITY				
32					
33	DYNAMICS				
34					
35					
36	Pressure Specification	(Inactive)	157.7 psia		
37	Flow Specification	(Inactive)	Molar: 873.9 lbmole/hr	Mass: 1.646e+005 lb/hr	Std Ideal Liq Volume: 1.646e+004 barrel/day
38	User Variables				
39					
40	NOTES				
41					
42					
43	Description				
44					
45					
46					
47					
48					
49					
50					
51					
52					
53					
54					
55					
56					
57					
58					
59					
60					
61					
62					
63					
64					
65					
66					
67					
68					
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 4 of 4


Anexo K. Corriente de gas natural.

6		Material Stream: combustible horno 1		Fluid Package: Basis-1	
7				Property Package: Peng-Robinson	
8					
9					
10					
CONDITIONS					
11		Overall	Vapour Phase		
12		Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
13		Temperature: (F)	77.00 *	77.00	
14		Pressure: (psia)	14.70 *	14.70	
15		Molar Flow (lbmole/hr)	107.5	107.5	
16		Mass Flow (lb/hr)	3986	3986	
17		Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	600.0 *	600.0	
18		Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.118e+004	-4.118e+004	
19		Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	42.76	42.76	
20		Heat Flow (Btu/hr)	-4.427e+006	-4.427e+006	
21		Liq Vol Flow @Std Cond (barrel/day)	618.9 *	618.9	
22					
PROPERTIES					
23					
24		Overall	Vapour Phase		
25		Molecular Weight	37.08	37.08	
26		Molar Density (lbmole/ft3)	2.583e-003	2.583e-003	
27		Mass Density (lb/ft3)	9.578e-002	9.578e-002	
28		Act. Volume Flow (barrel/day)	1.779e+005	1.779e+005	
29		Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1111	-1111	
30		Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.153	1.153	
31		Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.53	15.53	
32		Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4188	0.4188	
33		LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	7.461e+005	7.461e+005	
34		HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	8.078e+005	8.078e+005	
35		HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.178e+004	2.178e+004	
36		CO2 Loading	---	---	
37		CO2 App ML Con (lbmole/ft3)	---	---	
38		CO2 App WT Con (lbmol/lb)	---	---	
39		LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	2.012e+004	2.012e+004	
40		Phase Fraction [Vol. Basis]	1.000	1.000	
41		Phase Fraction [Mass Basis]	1.000	1.000	
42		Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	1.000	1.000	
43		Mass Exergy (Btu/lb)	-9.576e-007	---	
44		Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	---	
45		Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000	
46		Act. Gas Flow (ACFM)	693.7	693.7	
47		Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.7658	0.7658	
48		Specific Heat (Btu/lbmole-F)	15.53	15.53	
49		Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.9790	0.9790	
50		Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	28.40	28.40	
51		Act. Liq. Flow (USGPM)	---	---	
52		Z Factor	0.9880	0.9880	
53		Watson K	15.74	15.74	
54		User Property	---	---	
55		Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	---	
56		Cp/(Cp - R)	1.147	1.147	
57		Cp/Cv	1.154	1.154	
58		Heat of Vap. (Btu/lbmole)	9671	---	
59		Kinematic Viscosity (cSt)	5.836	5.836	
60		Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	27.53	27.53	
61		Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	618.9	618.9	
62		Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
63		Molar Volume (ft3/lbmole)	387.2	387.2	
64		Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	260.8	---	
65		Phase Fraction [Molar Basis]	1.0000	1.0000	
66		Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
67		Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.171e-002	1.171e-002	
68		Viscosity (cP)	8.954e-003	8.954e-003	
69		Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)	Page 1 of 4	

6	Material Stream: combustible horno 1 (contin						Fluid Package:	Basis-1
7							Property Package:	Peng-Robinson
8								
9	PROPERTIES							
10								
11		Overall	Vapour Phase					
12	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	13.54	13.54					
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.3652	0.3652					
14	Cv (Btu/lbmole-F)	13.46	13.46					
15	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.3629	0.3629					
16	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	---	---					
17	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	---	---					
18	Cp/Cv (Ent. Method)	---	---					
19	Reid VP at 37.8 C (psia)	428.2	428.2					
20	True VP at 37.8 C (psia)	641.9	641.9					
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. Cond) (rel/day)	618.9	618.9					
22	Viscosity Index	---	---					
23	COMPOSITION							
24								
25	Overall Phase						Vapour Fraction	1.0000
26								
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
28								
29	H2O	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
30	Methane	16.1242 *	0.1500 *	258.6793 *	0.0649 *	59.1612 *	0.0986 *	
31	Ethane	21.4990 *	0.2000 *	646.4717 *	0.1622 *	124.4528 *	0.2074 *	
32	Propane	69.8716 *	0.6500 *	3081.1293 *	0.7729 *	416.3860 *	0.6940 *	
33	i-Butane	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
34	n-Butane	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
35	NBP[1]112*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
36	NBP[1]221*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
37	NBP[1]334*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
38	NBP[1]410*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
39	NBP[1]465*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
40	NBP[1]543*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
41	NBP[1]631*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
42	NBP[1]695*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
43	NBP[1]726*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
44	NBP[1]783*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
45	NBP[1]858*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
46	NBP[1]926*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
47	NBP[1]1142*	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
48	CO2	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
49	CO	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	-0.0000 *	
50	Nitrogen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
51	Oxygen	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	0.0000 *	
52	Total	107.4948	1.0000	3986.2803	1.0000	600.0000	1.0000	
53	Vapour Phase						Phase Fraction	1.000
54								
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
56								
57	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	Methane	16.1242	0.1500	258.6793	0.0649	59.1612	0.0986	
59	Ethane	21.4990	0.2000	646.4717	0.1622	124.4528	0.2074	
60	Propane	69.8716	0.6500	3081.1293	0.7729	416.3860	0.6940	
61	i-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
62	n-Butane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
63	NBP[1]112*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
64	NBP[1]221*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
65	NBP[1]334*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
66	NBP[1]410*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
67	NBP[1]465*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
68	NBP[1]543*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 2 of 4		

6	Material Stream: combustible horno 1 (contin						Fluid Package:	Basis-1
7							Property Package:	Peng-Robinson
8								
9	COMPOSITION							
10								
11	Vapour Phase (continued)						Phase Fraction	1.000
12								
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
14								
15	NBP[1]631*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
16	NBP[1]695*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
17	NBP[1]726*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
18	NBP[1]783*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
19	NBP[1]858*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
20	NBP[1]926*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
21	NBP[1]1142*	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
24	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
25	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
26	Total	107.4948	1.0000	3986.2803	1.0000	600.0000	1.0000	
27	K VALUE							
28								
29	COMPONENTS		MIXED		LIGHT		HEAVY	
30		H2O	---		---		---	
31		Methane	---		---		---	
32		Ethane	---		---		---	
33		Propane	---		---		---	
34		i-Butane	---		---		---	
35		n-Butane	---		---		---	
36		NBP[1]112*	---		---		---	
37		NBP[1]221*	---		---		---	
38		NBP[1]334*	---		---		---	
39		NBP[1]410*	---		---		---	
40		NBP[1]465*	---		---		---	
41		NBP[1]543*	---		---		---	
42		NBP[1]631*	---		---		---	
43		NBP[1]695*	---		---		---	
44		NBP[1]726*	---		---		---	
45		NBP[1]783*	---		---		---	
46		NBP[1]858*	---		---		---	
47		NBP[1]926*	---		---		---	
48		NBP[1]1142*	---		---		---	
49		CO2	---		---		---	
50		CO	---		---		---	
51		Nitrogen	---		---		---	
52		Oxygen	---		---		---	
53	UNIT OPERATIONS							
54								
55	FEED TO		PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
56	Fired Heater:	FH-100						
57	UTILITIES							
58								
59	(No utilities reference this stream)							
60	PROCESS UTILITY							
61								
62								
63	DYNAMICS							
64								
65	Pressure Specification (Active):	14.70 psia *						
66	Flow Specification (Active)	Molar:	107.5 lbmole/hr	Mass:	3986 lb/hr	Std Ideal Liq Volume	600.0 barrel/day *	
67	User Variables							
68								
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 3 of 4		

Anexo L. Corriente de entrada a horno

1	 LEGENDS Burlington, MA USA		Case Name:	ROLO-Y-TATHAN-SIMULACION-3.2.HSC		
2			Unit Set:	NewUser		
3			Date/Time:	Thu Jul 30 20:42:06 2015		
4						
5						
6						
7	Material Stream: crudo a calentar 1		Fluid Package:	Basis-1		
8			Property Package:	Peng-Robinson		
9	CONDITIONS					
10						
11		Overall	Liquid Phase			
12	Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000			
13	Temperature: (F)	77.09	77.09			
14	Pressure: (psia)	44.09	44.09			
15	Molar Flow (lbmole/hr)	607.9	607.9			
16	Mass Flow (lb/hr)	1.598e+005	1.598e+005			
17	Std Ideal Liq Vol Flow (barrel/day)	1.200e+004	1.200e+004			
18	Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-2.427e+005	-2.427e+005			
19	Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	67.86	67.86			
20	Heat Flow (Btu/hr)	-1.475e+008	-1.475e+008			
21	Liq Vol Flow @Std Cond (barrel/day)	1.196e+004 *	1.196e+004			
22	PROPERTIES					
23						
24		Overall	Liquid Phase			
25	Molecular Weight	262.8	262.8			
26	Molar Density (lbmole/ft3)	0.2158	0.2158			
27	Mass Density (lb/ft3)	56.71	56.71			
28	Act. Volume Flow (barrel/day)	1.204e+004	1.204e+004			
29	Mass Enthalpy (Btu/lb)	-923.4	-923.4			
30	Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.2582	0.2582			
31	Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	110.1	110.1			
32	Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4189	0.4189			
33	LHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---			
34	HHV Molar Basis (Std) (Btu/lbmole)	---	---			
35	HHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---			
36	CO2 Loading	---	---			
37	CO2 App ML Con (lbmole/ft3)	0.0000	0.0000			
38	CO2 App WT Con (lbmol/lb)	0.0000	0.0000			
39	LHV Mass Basis (Std) (Btu/lb)	---	---			
40	Phase Fraction [Vol. Basis]	0.0000	1.000			
41	Phase Fraction [Mass Basis]	0.0000	1.000			
42	Phase Fraction [Act. Vol. Basis]	0.0000	1.000			
43	Mass Exergy (Btu/lb)	0.1041	---			
44	Partial Pressure of CO2 (psia)	0.0000	---			
45	Cost Based on Flow (Cost/s)	0.0000	0.0000			
46	Act. Gas Flow (ACFM)	---	---			
47	Avg. Liq. Density (lbmole/ft3)	0.2165	0.2165			
48	Specific Heat (Btu/lbmole-F)	110.1	110.1			
49	Std. Gas Flow (MMSCFD)	5.536	5.536			
50	Std. Ideal Liq. Mass Density (lb/ft3)	56.91	56.91			
51	Act. Liq. Flow (USGPM)	351.2	351.2			
52	Z Factor	3.547e-002	3.547e-002			
53	Watson K	11.29	11.29			
54	User Property	---	---			
55	Partial Pressure of H2S (psia)	0.0000	---			
56	Cp/(Cp - R)	1.018	1.018			
57	Cp/Cv	1.092	1.092			
58	Heat of Vap. (Btu/lbmole)	1.386e+005	---			
59	Kinematic Viscosity (cSt)	26.16	26.16			
60	Liq. Mass Density (Std. Cond) (lb/ft3)	57.12	57.12			
61	Liq. Vol. Flow (Std. Cond) (barrel/day)	1.196e+004	1.196e+004			
62	Liquid Fraction	1.000	1.000			
63	Molar Volume (ft3/lbmole)	4.635	4.635			
64	Mass Heat of Vap. (Btu/lb)	527.1	---			
65	Phase Fraction [Molar Basis]	0.0000	1.0000			
66	Surface Tension (dyne/cm)	29.77	29.77			
67	Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.105e-002	7.105e-002			
68	Viscosity (cP)	23.76	23.76			
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)		Page 1 of 4	

6	Material Stream: crudo a calentar 1 (continue)						Fluid Package:	Basis-1
7							Property Package:	Peng-Robinson
8								
9	PROPERTIES							
10								
11		Overall	Liquid Phase					
12	Cv (Semi-Ideal) (Btu/lbmole-F)	108.1	108.1					
13	Mass Cv (Semi-Ideal) (Btu/lb-F)	0.4114	0.4114					
14	Cv (Btu/lbmole-F)	100.8	100.8					
15	Mass Cv (Btu/lb-F)	0.3835	0.3835					
16	Cv (Ent. Method) (Btu/lbmole-F)	105.1	105.1					
17	Mass Cv (Ent. Method) (Btu/lb-F)	0.3998	0.3998					
18	Cp/Cv (Ent. Method)	1.048	1.048					
19	Reid VP at 37.8 C (psia)	2.350	2.350					
20	True VP at 37.8 C (psia)	4.086	4.086					
21	Liq. Vol. Flow - Sum(Std. C) (bbl/day)	1.196e+004	1.196e+004					
22	Viscosity Index	28.30	---					
23	COMPOSITION							
24								
25	Overall Phase						Vapour Fraction	0.0000
26								
27	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
28								
29	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
30	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
31	Ethane	1.3373	0.0022	40.2136	0.0003	7.7416	0.0006	
32	Propane	2.6139	0.0043	115.2645	0.0007	15.5769	0.0013	
33	i-Butane	0.7295	0.0012	42.3989	0.0003	5.1661	0.0004	
34	n-Butane	4.5591	0.0075	264.9933	0.0017	31.1113	0.0026	
35	NBP[1]1112*	22.9779	0.0378	1533.0298	0.0096	148.2610	0.0124	
36	NBP[1]221*	82.4286	0.1356	7623.3900	0.0477	692.1511	0.0577	
37	NBP[1]334*	74.4654	0.1225	9911.2008	0.0620	845.6489	0.0705	
38	NBP[1]410*	42.4301	0.0698	6890.8209	0.0431	569.0505	0.0474	
39	NBP[1]465*	47.7186	0.0785	8766.7703	0.0549	710.0556	0.0592	
40	NBP[1]543*	56.9280	0.0937	12551.2058	0.0786	989.0240	0.0824	
41	NBP[1]631*	52.0346	0.0856	13969.4282	0.0874	1069.2435	0.0891	
42	NBP[1]695*	5.1670	0.0085	1562.2226	0.0098	117.4192	0.0098	
43	NBP[1]726*	25.0447	0.0412	7964.4979	0.0499	593.6626	0.0495	
44	NBP[1]783*	39.9985	0.0658	14089.4899	0.0882	1033.8202	0.0862	
45	NBP[1]858*	45.8342	0.0754	18827.0189	0.1178	1351.9321	0.1127	
46	NBP[1]926*	51.3659	0.0845	23525.9658	0.1473	1660.5467	0.1384	
47	NBP[1]1142*	52.2169	0.0859	32085.5963	0.2008	2159.5887	0.1800	
48	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
49	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
50	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
51	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
52	Total	607.8501	1.0000	159763.5076	1.0000	12000.0000	1.0000	
53	Liquid Phase						Phase Fraction	1.000
54								
55	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION	
56								
57	H2O	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
58	Methane	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	
59	Ethane	1.3373	0.0022	40.2136	0.0003	7.7416	0.0006	
60	Propane	2.6139	0.0043	115.2645	0.0007	15.5769	0.0013	
61	i-Butane	0.7295	0.0012	42.3989	0.0003	5.1661	0.0004	
62	n-Butane	4.5591	0.0075	264.9933	0.0017	31.1113	0.0026	
63	NBP[1]1112*	22.9779	0.0378	1533.0298	0.0096	148.2610	0.0124	
64	NBP[1]221*	82.4286	0.1356	7623.3900	0.0477	692.1511	0.0577	
65	NBP[1]334*	74.4654	0.1225	9911.2008	0.0620	845.6489	0.0705	
66	NBP[1]410*	42.4301	0.0698	6890.8209	0.0431	569.0505	0.0474	
67	NBP[1]465*	47.7186	0.0785	8766.7703	0.0549	710.0556	0.0592	
68	NBP[1]543*	56.9280	0.0937	12551.2058	0.0786	989.0240	0.0824	
69	Aspen Technology Inc.		Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)			Page 2 of 4		

6	Material Stream: crudo a calentar 1 (continue)					Fluid Package:	Basis-1
7						Property Package:	Peng-Robinson
8							
9	COMPOSITION						
10							
11	Liquid Phase (continued)					Phase Fraction	1.000
12							
13	COMPONENTS	MOLAR FLOW (lbmole/hr)	MOLE FRACTION	MASS FLOW (lb/hr)	MASS FRACTION	LIQUID VOLUME FLOW (barrel/day)	LIQUID VOLUME FRACTION
14							
15	NBP[1]631*	52.0346	0.0856	13969.4282	0.0874	1069.2435	0.0891
16	NBP[1]695*	5.1670	0.0085	1562.2226	0.0098	117.4192	0.0098
17	NBP[1]726*	25.0447	0.0412	7964.4979	0.0499	593.6626	0.0495
18	NBP[1]783*	39.9985	0.0658	14089.4899	0.0882	1033.8202	0.0862
19	NBP[1]858*	45.8342	0.0754	18827.0189	0.1178	1351.9321	0.1127
20	NBP[1]926*	51.3659	0.0845	23525.9658	0.1473	1660.5467	0.1384
21	NBP[1]1142*	52.2169	0.0859	32085.5963	0.2008	2159.5887	0.1800
22	CO2	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
23	CO	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
24	Nitrogen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
25	Oxygen	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000	0.0000
26	Total	607.8501	1.0000	159763.5076	1.0000	12000.0000	1.0000
27	K VALUE						
28							
29	COMPONENTS	MIXED		LIGHT		HEAVY	
30	H2O	---		---		---	
31	Methane	---		---		---	
32	Ethane	0.0000		0.0000		---	
33	Propane	0.0000		0.0000		---	
34	i-Butane	0.0000		0.0000		---	
35	n-Butane	0.0000		0.0000		---	
36	NBP[1]112*	0.0000		0.0000		---	
37	NBP[1]221*	0.0000		0.0000		---	
38	NBP[1]334*	0.0000		0.0000		---	
39	NBP[1]410*	0.0000		0.0000		---	
40	NBP[1]465*	0.0000		0.0000		---	
41	NBP[1]543*	0.0000		0.0000		---	
42	NBP[1]631*	0.0000		0.0000		---	
43	NBP[1]695*	0.0000		0.0000		---	
44	NBP[1]726*	0.0000		0.0000		---	
45	NBP[1]783*	0.0000		0.0000		---	
46	NBP[1]858*	0.0000		0.0000		---	
47	NBP[1]926*	0.0000		0.0000		---	
48	NBP[1]1142*	0.0000		0.0000		---	
49	CO2	---		---		---	
50	CO	---		---		---	
51	Nitrogen	---		---		---	
52	Oxygen	---		---		---	
53	UNIT OPERATIONS						
54							
55	FEED TO	PRODUCT FROM		LOGICAL CONNECTION			
56	Fired Heater:	FH-100	Tee:	Separador a Hornos			
57	UTILITIES						
58	(No utilities reference this stream)						
59							
60	PROCESS UTILITY						
61							
62							
63	DYNAMICS						
64							
65	Pressure Specification	(Inactive)	44.09 psia				
66	Flow Specification	(Inactive)	Molar:	607.9 lbmole/hr	Mass:	1.598e+005 lb/hr	Std Ideal Liq Volume: 1e+004 barrel/day
67	User Variables						
68							
69	Aspen Technology Inc.	Aspen HYSYS Version 8 (27.0.0.8138)				Page 3 of 4	