

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**DISEÑO CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN**  
**MECÁNICA DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL LICUADO EN GÜIRIA,**  
**ESTADO SUCRE**

**POR:**

**VANESSA BENAVIDES CÁCERES**

**TRABAJO DE GRADO PRESENTADO ANTE LA UNIVERSIDAD DE**  
**ORIENTE COMO REQUISITO PARCIAL PARA OPTAR AL TÍTULO DE:**

**INGENIERO QUÍMICO**

**Puerto La Cruz, Febrero de 2009**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**DISEÑO CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN**  
**MECÁNICA DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL LICUADO EN GÜIRIA,**  
**ESTADO SUCRE**

**ASESORES**

---

Ing. Quím. Luis Moreno  
Asesor Académico

---

Ing. Quím. Jennifer Fuentes  
Asesor Industrial

**Puerto La Cruz, Febrero de 2009**

**UNIVERSIDAD DE ORIENTE**  
**NÚCLEO DE ANZOÁTEGUI**  
**ESCUELA DE INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS**  
**DEPARTAMENTO DE INGENIERÍA QUÍMICA**



**DISEÑO CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN**  
**MECÁNICA DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL LICUADO EN GÜIRIA,**  
**ESTADO SUCRE**

**JURADO**

---

Ing. Quím. Luis Moreno  
Asesor Académico

---

Ing. Quím. Osvaldo Ochoa  
Jurado Principal

---

Ing. Méc. Edgar Rodríguez  
Jurado Principal

**Puerto la Cruz, Febrero de 2009**

## RESOLUCIÓN



De acuerdo al **artículo 44** del Reglamento de Trabajos de Grado:

**“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de Oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines, con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”.**

## **DEDICATORIA**

Este trabajo va dedicado a mis padres Magalis y José Manuel y a mis tíos Dalila y Roberto, sin ustedes nada de esto sería posible.

A mi abuelita Rosa Del Valle porque sé que aún en el cielo estás orgullosa de este logro.

A mi hermano para que sirva de ejemplo a los planes de superación que sé que aun guardas en tu cabeza.

A mis primas María José y María Fernanda para que tengan un ejemplo a seguir, las quiero.

Al resto de mi familia: Tía Nancy, Tío Reinaldo, Edgar y Oscar, a Tana y Cristhian porque siempre han seguido cada uno de mis pasos.

## **AGRADECIMIENTOS**

A Dios y a la virgencita Del Valle por no desampararme en ningún momento de mi vida.

A mi mami por ser única, darme siempre las palabras de ánimo que me fortalecieron cada vez que creí desmayar y por creer en mí desde el principio hasta el final. ¡Te adoro!

A tía Dalila por sus oraciones y por abrirme las puertas de su casa, siempre has sido una segunda madre para mí.

A Carly Mota, Romina Marval, y Milena Alam por ser mis mejores amigas durante todos estos años, incondicionales de principio a fin, gracias a Dios por ponerlas en mi camino. De igual manera no pueden faltar mis hermanas y amigas María Laura y Graciela, aunque lejos siempre en mi corazón. A todas, se les quiere.

A Heberto Solarte por llegar a mi vida y hacerla más especial, por tu apoyo y amor incondicional.

A Yolimar Pérez y Carmen Castillo por ser compañeras y amigas, porque siempre pude contar con ustedes, y a mis amigos María Teresa, María José, Yami, Elianita, Rosangela y Carlucho, a todos ustedes por ser parte de los mejores momentos en la universidad.

A mi amigo Luis Carlos Garelli, porque la conexión intergaláctica existe, gracias por estar allí, y no pueden faltar Juan Luis Marval, Luis E. Millán y Luis M. Alvins los quiero chicos.

A Karen Reyes por convertirse en una gran amiga en tan poco tiempo, por tenderme una mano siempre que lo necesité y por sus consejos, y a mi loquis Carmiña Cupare por su ánimo hasta en las situaciones más difíciles, gracias mis niñas.

Al Prof. Lucas Álvarez por su profesionalismo y entrega a los estudiantes, que bueno fue, haber podido contar con Usted.

A mi tío Marcellino González por su ayuda y colaboración.

A la Universidad de Oriente porque en ella adquirí gran parte de los conocimientos que me servirán de herramientas en mi vida profesional.

A PDVSA Gas por darme la oportunidad de formar mis primeros pasos como profesional dentro de sus instalaciones y al equipo de procesos del Proyecto Gas Natural Licuado: Nadi por su buena disposición hacia mí siempre que lo necesité, a Rosanna Mariño por el pequeño pero tan valioso tiempo que me dedicó, a Bea, a Dora, a Gasmar y no puede faltar mi tutora Jennifer Fuentes porque su ayuda fue clave para culminar este trabajo al igual que la de mi tutor académico Prof. Luis Moreno.

A todos y cada uno de ustedes muchas gracias.

VBC.

## RESUMEN

El diseño conceptual del sistema de refrigeración mecánica de una planta de Gas Natural Licuado requirió de la elaboración de un modelo de simulación del sistema, para lo cual se empleó como herramienta el simulador Hysys Process® a fin de caracterizar las corrientes de proceso. Los resultados arrojados por la simulación se emplearon como datos para el dimensionamiento de los separadores, acumuladores, e intercambiadores, el cual estuvo basado en la normativa establecida en el Manual de Diseño de Procesos de PDVSA y el libro de datos de ingeniería Gas Processors Suppliers Association (GPSA), obteniéndose equipos de magnitudes apreciables que suponen la disposición de gran espacio para su ubicación. Tal es el caso del separador V-1521 con un diámetro de 11 pies y 27,2 pies de longitud efectiva de operación, que sin embargo cumple con el criterio de diseño de la norma, de una relación L/D que está entre 2,5 y 6, igual ocurre con los intercambiadores de calor tipo kettle diseñados, los cuales por tener altos flujos de calor implican áreas de magnitud apreciable, como el rehervidor E-1523 que con un diámetro de la coraza de 98 pulgadas, longitud de los tubos de 40 pies y un flujo de calor de 62MMBtu/hr, arroja un área de transferencia de calor de 34.279,93 pies<sup>2</sup>. Con el diseño de los enfriadores por aire se obtuvieron sus características principales tales como configuración y longitud de los tubos, número de filas y número de pasos, los que se definieron a partir de un proceso de ensayo y error a través del cual se verificó que los equipos cumplen con el rango de caída de presión en los tubos de 3 a 7 psi que establece GPSA. Finalmente, el requerimiento de energía de los compresores fue calculado, obteniendo una potencia de 68.897 hp para la primera etapa del compresor centrífugo del ciclo mezcla refrigerante, siendo éste el valor más apreciable de potencia en el sistema de refrigeración. Los resultados obtenidos mediante el cálculo de requerimiento de energía siguiendo la norma PDVSA, fueron posteriormente comparados con los valores arrojados por la simulación realizada, comprobando así



que solo existen ligeras diferencias entre el calculado siguiendo la norma y el obtenido por el simulador, por lo cual el método del manual de diseño de procesos PDVSA ofrece una buena aproximación para este cálculo.

## ÍNDICE

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTOS .....	vi
RESUMEN .....	viii
CAPÍTULO 1 .....	14
INTRODUCCIÓN .....	14
1.1 Petróleos De Venezuela S.A. (PDVSA) .....	14
1.2 Planteamiento Del Problema .....	15
1.3 Objetivos.....	17
1.3.1 Objetivo general .....	17
1.3.2 Objetivos específicos .....	17
CAPÍTULO 2 .....	19
MARCO TEÓRICO .....	19
2.1 Antecedentes.....	19
2.2 Aspectos Generales Del Gas Natural.....	19
2.2.1 Reseña Histórica Del Gas Natural En Venezuela.....	19
2.2.2 Definición Y Usos Del Gas Natural .....	20
2.2.3 Clasificación Del Gas Natural .....	22
2.2.4 Composición Del Gas Natural .....	23
2.2.5 Gas Natural En Fase Líquida.....	23
2.2.6 Compresibilidad Y Expansibilidad De Gases .....	25
2.3 Refrigeración .....	25
2.3.1 Principales Usos De La Refrigeración.....	26
2.3.2 Refrigeración Mecánica.....	27
2.4 Refrigerantes.....	31
2.4.1 Clasificación De Los Refrigerantes .....	31

2.4.2	Propiedades De Los Refrigerantes .....	33
2.4.3	Elección Del Refrigerante .....	35
2.4.4	Aplicaciones De Los Refrigerantes Más Usados .....	36
2.4.5	Propano Como Refrigerante .....	37
2.5	Licuefaccion De Gas Natural .....	38
2.6	Equipos Que Constituyen El Ciclo De Refrigeración Mecánica Con Propano Y Mezcla Refrigerante De La Planta De Gas Natural Licuado.....	39
2.6.1	Equipos De Compresión De Vapor .....	39
2.6.2	Separadores.....	47
2.6.3	Equipos De Intercambio De Calor.....	56
2.7	Procedimiento De Diseño De Los Equipos Involucrados En El Sistema De Refrigeración Mecánica.....	62
2.7.1	Diseño De Separadores Líquido / Vapor Verticales.....	62
2.7.2	Dimensionamiento De Un Tambor Acumulador.....	69
2.7.3	Método Politrópico Para Cálculo De Compresores.....	73
2.7.4	Dimensionamiento De Intercambiadores De Calor.....	77
2.7.5	Intercambiadores De Enfriamiento Por Aire .....	85
2.8	Simulación De Procesos .....	95
2.8.1	Simuladores De Procesos .....	95
2.8.2	Ventajas De Los Simuladores De Procesos.....	97
CAPÍTULO 3 .....		99
DESARROLLO DEL PROYECTO .....		99
3.1	Elaboración De Un Modelo De Simulación Del Sistema De Refrigeración Mecánica Propano-Mezcla Refrigerante De La Planta De Gas Natural Licuado (GNL) Con Un Paquete Comercial.....	99
3.2	Obtención De Los Balances De Masa Y La Caracterización De Las Corrientes Involucradas Mediante La Simulación Realizada .....	107
3.3	Dimensionamiento De Los Acumuladores, Tambores De Succión E Intercambiadores Asociados Al Sistema.....	108

3.3.1 Dimensionamiento De Separadores Líquido – Gas.....	109
3.3.2 Dimensionamiento De Tambor Acumulador V-1542 .....	114
3.3.3 Dimensionamiento De Intercambiadores Tipo Kettle Del Sistema De Refrigeración Mecánica De Pre-Enfriamiento Con Propano.....	118
3.3.5 Dimensionamiento De Intercambiadores De Calor Enfriados Por Aire.....	123
3.4 Cálculo De La Potencia Requerida Por Los Compresores .....	132
CAPÍTULO 4 DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES .....	135
4.1 Discusión De Resultados .....	135
4.1.1 Elaboración De Un Modelo De Simulación Del Sistema De Refrigeración Mecánica Propano – Mezcla Refrigerante De La Planta De Gas Natural Licuado (GNL) Con Un Paquete Comercial.....	135
4.1.2 Obtención De Los Balances De Masa Y La Caracterización De Las Corrientes Involucradas Mediante La Simulación Realizada. ....	136
4.1.3 Dimensionamiento De Los Equipos Asociados Al Sistema De Refrigeración.....	139
4.1.4 Potencia Requerida Por Los Compresores .....	148
4.2 Conclusiones.....	151
4.3 Recomendaciones .....	152
BIBLIOGRAFÍA .....	154
APÉNDICE A DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO Y ESQUEMAS DE SIMULACIÓN.....	157
APÉNDICE A.1 DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA .....	158
APÉNDICE A.2 ESQUEMA DE SIMULACIÓN DEL CICLO PROPANO .....	160
APÉNDICE A.3 ESQUEMA DE SIMULACIÓN DEL CICLO MEZCLA REFRIGERANTE.....	162

APÉNDICE B REPORTE DE SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN.....	164
APÉNDICE B.1 REPORTE DEL CICLO DE PRE – ENFRIAMIENTO CON PROPANO .....	165
APÉNDICE B.2 REPORTE DEL CICLO DE MEZCLA REFRIGERANTE.....	243
APÉNDICE C SEPARADORES LÍQUIDO – VAPOR Y TAMBOR ACUMULADOR .....	256
APÉNDICE D INTERCAMBIADORES DE CALOR .....	261
APÉNDICE E INTERCAMBIADORES DE ENFRIAMIENTO POR AIRE .....	270
APÉNDICE F COMPRESORES .....	281
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO .....	284

# **CAPÍTULO 1**

## **INTRODUCCIÓN**

### **1.1 Petróleos De Venezuela S.A. (PDVSA)**

Petróleos de Venezuela (PDVSA), es la corporación estatal de la República Bolivariana de Venezuela creada en el año 1975, por la Ley Orgánica que reserva al Estado la industria y el comercio de los hidrocarburos; su fin primordial es la exploración, producción, manufactura, transporte y mercadeo de petróleo crudo, bitumen, gas natural y condensados, de manera eficiente, rentable, segura, transparente y comprometida con la protección ambiental. Aunado a ello, PDVSA tiene bajo su cargo la planificación y coordinación de las actividades de sus empresas filiales en Venezuela y el exterior, así como también el fin último de motorizar el desarrollo armónico del país.

En la actualidad Petróleos de Venezuela S.A. está presente en el exterior a través de cinco oficinas ubicadas en Argentina, Brasil, Cuba, Reino Unido y Holanda, las cuales tienen una amplia relación comercial con sus socios en la región, así como con aquellas naciones poseedoras de un extenso potencial para invertir en el negocio petrolero.

Los activos, operaciones y negocios del área internacional de esta corporación se extienden hasta Europa, participando por medio de su filial PDV Europa BV con un 50 % de las empresas Rulor Oil Gmbb de Alemania, y AB Nynäs Petroleum.

Además, está presente en Londres, con la filial PDV UK, que funciona como oficina de inteligencia de mercado.

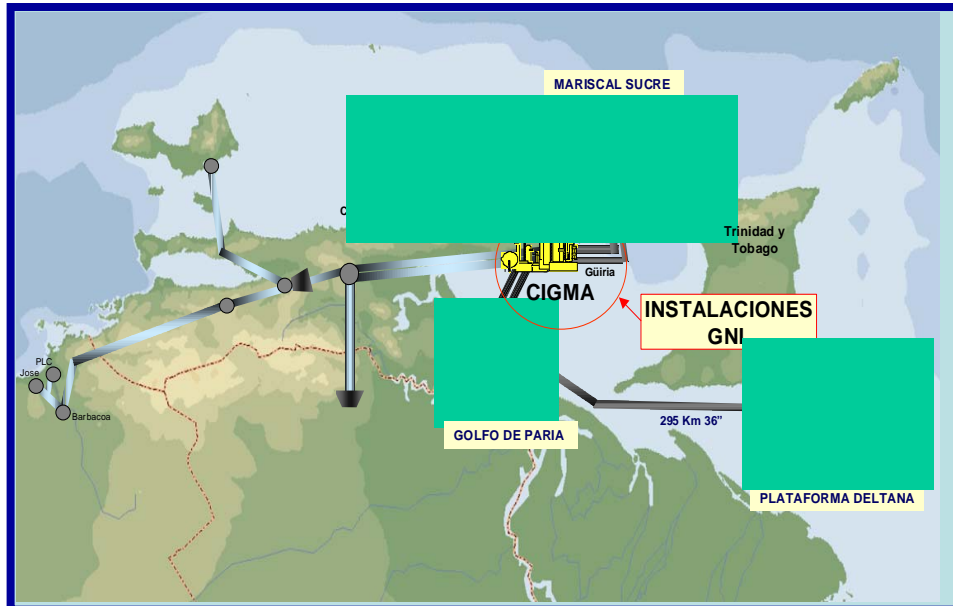
La industria petrolera venezolana es la que ha permitido a través de los años el impulso de la economía nacional y supone casi el 80% de los ingresos del país por exportación, puesto que Venezuela cuenta con cifras significativas de reservas tanto de petróleo como de gas natural, que constituyen los productos de la corporación más vendidos en todo el mundo.

PDVSA cuenta con un nutrido grupo de empresas filiales a través de las cuales realiza, además de las actividades propias del negocio petrolero, un conjunto de esfuerzos en la incorporación de nuevas tecnologías que permitan optimizar los procesos, en sintonía con el medio ambiente y en pro del beneficio de todos los venezolanos. Entre sus principales filiales se puede mencionar la Corporación Venezolana de Petróleo (CVP), Palmaven, Deltaven, PDV Marina, Intevep, Bariven y PDVSA Gas, esta última dedicada al desarrollo gasífero en Venezuela y orientada hacia la intensificación de su presencia en el territorio nacional para satisfacer la demanda interna de gas de acuerdo a los distintos requerimientos del mismo. <sup>[1]</sup>

## **1.2 Planteamiento Del Problema**

PDVSA Gas es la filial de Petróleos de Venezuela S.A. con sede principal en el distrito Anaco, dedicada a impulsar el negocio del gas natural mediante el desarrollo de actividades de procesamiento, transporte, y distribución con otras empresas, logrando así la integración armónica de las culturas y equipos de trabajo entre el Oriente y el Occidente del País.

Como parte de la misión de esta empresa, involucrada siempre hacia la división de manufactura y mercadeo de dicho combustible, actualmente se está desarrollando el proyecto Gas Delta Caribe Oriental basado en la construcción de la primera planta de gas natural licuado del País, que estará ubicada en el complejo industrial Gran Mariscal de Ayacucho (CIGMA), en Güiría, estado Sucre, tal como se muestra en la figura 1.1. La planta contará con dos trenes de licuefacción de gas natural que procesarán 1.500 millones de pies cúbicos estándar por día (MMPCED) de gas proveniente de los campos: Bloque 2 de la Plataforma Deltana (PD), y Mariscal Sucre (MS), para producir 9,4 millones de toneladas por año (MTPA) de Gas Natural Licuado (GNL). La alimentación proveniente de estos campos será tratada en la planta de acondicionamiento de gas para mercado interno (PAGMI), donde el mercurio, agua y componentes ácidos serán eliminados de manera que se alcancen las especificaciones de entrada requeridas por la Planta GNL.



**Figura 1.1** Ubicación del complejo industrial Gran Mariscal de Ayacucho. [2]



El proyecto Delta Caribe comprende la ingeniería, procura, construcción y arranque de la planta. En vista del actual marco de desarrollo del proyecto en cuestión, es necesario un diseño conceptual del sistema de refrigeración mecánica propano - mezcla refrigerante que formará parte del proceso de licuefacción de gas natural, debido a que surge la necesidad de establecer las especificaciones más representativas, que abarcan desde la caracterización de las corrientes hasta conocer las dimensiones de los equipos involucrados (intercambiadores, acumuladores, tambores de succión) y la potencia de los compresores relativos al sistema.

La elaboración del presente trabajo dará a conocer a PDVSA Gas la capacidad y tamaño de los equipos, así como también las condiciones bajo las cuales va a operar el ciclo de refrigeración. Esto permitirá establecer las primeras pautas de ingeniería para luego continuar con las fases de ingeniería básica y de detalle, donde se realizarán las rigurosas evaluaciones económicas para iniciar la procura y construcción de la planta gas natural licuado.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo General**

Diseñar conceptualmente el sistema de refrigeración mecánica de una planta de gas natural licuado en Güiría, Estado Sucre.

#### **1.3.2 Objetivos Específicos**

Con la finalidad de lograr el objetivo general, se establecieron los siguientes objetivos específicos:

1. Elaborar un modelo de simulación del sistema de refrigeración mecánica propano-mezcla refrigerante de la planta de gas natural licuado (GNL) con un paquete comercial.
2. Obtener los balances de masa y la caracterización de las corrientes involucradas mediante la simulación realizada.
3. Realizar el dimensionamiento de los intercambiadores, acumuladores y tambores de succión asociados al sistema.
4. Calcular la potencia del compresor de propano y del compresor de mezcla refrigerante del sistema de refrigeración.

## **CAPÍTULO 2**

### **MARCO TEÓRICO**

#### **2.1 Antecedentes**

En el año 2001, Contreras A., <sup>[3]</sup> desarrolló metodologías para el dimensionamiento de sistemas de compresión de gas natural para ello fue necesario el uso de programas de cálculo que permitieron dimensionar de manera rápida, eficaz y confiable módulos de compresión y procesamiento de gas.

En el año 2002, Mendoza V., <sup>[4]</sup> elaboró un software denominado Propsiga 1.0 para el diseño preliminar de equipos de compresión y procesamiento en plantas de gas natural para la empresa PDVSA-Anaco, validándolo con los softwares Quicksite 1.1, PRO II y ACHE 2.0.

En el año 2004, Fasolini P., <sup>[5]</sup> realizó el diseño conceptual de una planta modular de refrigeración mecánica, para la recuperación de líquidos del gas natural y control del punto de rocío del gas residual.

#### **2.2 Aspectos Generales Del Gas Natural**

##### **2.2.1 Reseña Histórica Del Gas Natural En Venezuela**

El gas natural inicia su gran marcha, junto con la industria petrolera nacional, en diciembre de 1922 con el reventón del pozo Los Barrosos N° 2. El espectacular

surtidor de petróleo que, según Henry Pittier, “se podía ver desde Maracaibo”, fue impulsado por el gas natural.

La producción de gas natural se viene registrando desde 1918, año en el que, según datos de la época, se obtuvo una cantidad promedio de 8.500 m<sup>3</sup> por día en la jurisdicción de Maracaibo.

Hasta el año 1932, la totalidad del gas se arrojaba a la atmósfera pero a partir de ese año, se comenzó a inyectar a los yacimientos en la planta de inyección de Quiriquire, sin embargo, es en 1946 cuando se inicia el uso inteligente del gas natural, como consecuencia de las medidas conservacionistas dictadas por el Estado. A partir de este momento aumentó el volumen de inyección y se inició su utilización como combustible y materia prima. Ése fue el primer paso para llegar a dominar el gas natural y convertirlo en aliado y motor de nuestra economía. El segundo paso fue el inicio de la actividad criogénica, con la que se ha logrado extraer y fraccionar algunos componentes del gas natural, sin afectar el aporte energético de la industria a través de los gasoductos. Por último, el tercer paso está relacionado con la industria petroquímica en la cual se eleva el valor agregado de los productos, apoyándose en los insumos que aporta la refinación de los componentes del gas.

En la actualidad, el gas natural ha logrado cuotas relevantes en el mercado energético nacional, relegando su minusvalía y los costos irrecuperables que se derivaban de su manejo.<sup>[1]</sup>

### **2.2.2 Definición Y Usos Del Gas Natural**

El gas natural es un energético natural de origen fósil, que se encuentra normalmente en el subsuelo continental o marino. Se formó hace millones de años

cuando una serie de organismos descompuestos como animales y plantas quedaron sepultados bajo lodo y arena, en lo más profundo de antiguos lagos y océanos. En la medida que se acumulaba lodo, arena y sedimento, se fueron formando capas de roca a gran profundidad. La presión causada por el peso sobre estas capas más el calor de la tierra, transformaron lentamente el material orgánico en petróleo crudo y en gas natural. El gas natural se acumula en bolsas entre la porosidad de las rocas subterráneas; pero en ocasiones, el gas natural se queda atrapado debajo de la tierra por rocas sólidas que evitan que el gas fluya, formándose lo que se conoce como un yacimiento.

El gas natural se denomina “asociado” cuando en el yacimiento aparece acompañado de petróleo, o gas natural “no asociado” cuando está acompañado únicamente por pequeñas cantidades de otros hidrocarburos o gases.

Aunque existen yacimientos que proporcionan exclusivamente gas natural, éste va casi siempre asociado al petróleo en sus yacimientos, y sale a la superficie junto a él cuando se perfora un pozo. El empleo del gas natural se ha realizado con posterioridad al uso del petróleo debido a que el que aparecía en casi todos los yacimientos petrolíferos se quemaba como un residuo más. A pesar de su enorme poder calorífico no se podía aprovechar, por los grandes problemas que planteaban su almacenamiento y transporte.

La necesidad de encontrar nuevas fuentes de energía, la puesta a punto de las técnicas de licuefacción de gas y los procedimientos de soldadura de tuberías para resistir grandes presiones, han hecho posible la utilización de todos estos recursos energéticos.

El gas natural se utiliza como combustible doméstico e industrial; además posee gran poder calorífico, su combustión es regulable y produce escasa contaminación. También se emplea como materia prima en la industria petroquímica en la obtención de amoníaco, metanol, etileno, butadieno y propeno.

No puede ser licuado simplemente bajo presión porque su temperatura crítica, 190 K, es muy baja y, por tanto, debe ser enfriado hasta temperaturas inferiores a ella

antes de licuarse. Una vez licuado debe ser almacenado en contenedores muy bien aislados, y su transporte se realiza por tuberías fabricadas con materiales y soldaduras especiales para resistir grandes presiones.<sup>[5]</sup>

### 2.2.3 Clasificación Del Gas Natural

El gas natural se clasifica de acuerdo con sus constituyentes en gas ácido o agrio, si en éste están presentes compuestos como el sulfuro de hidrógeno ( $H_2S$ ) y dióxido de carbono ( $CO_2$ ), que al ponerse en contacto con agua forman ácidos que dificultan el manejo y procesamiento del gas pues provocan problemas de corrosión en las tuberías, a su vez también se clasifica en gas dulce, por la ausencia de  $CO_2$  y  $H_2S$  o al poseer fracciones bajas de estos componentes.

A su vez al gas natural también se le denomina gas húmedo ó gas seco dependiendo de que producto lo acompañe en los yacimientos, por ejemplo, si el gas de los yacimientos contiene propano, butano y fracciones más pesadas en cantidad suficiente, se le denomina gas húmedo y si es mayormente metano se le denomina gas seco. Esta clasificación se debe a los cambios orgánicos que tienen lugar en los yacimientos y que dan como resultado otros derivados líquidos, con niveles de ebullición tan altos como el de la gasolina y una clasificación bien elevada de gases para uso tanto industrial como doméstico. Además, la definición de estos tipos de gas se deduce del tipo de pozo de los cuales se extrae, toda vez que dependiendo de sus componentes principales, se dirá que es seco o húmedo.

En ciertos yacimientos de gas se produce una cantidad sustancial de líquidos. Este líquido existe como gas en el yacimiento, pero se condensa en el trayecto hasta la superficie, cuando esto sucede se le denomina “condensado” y los yacimientos que lo contienen se conocen como yacimientos de condensado.<sup>[6]</sup>

#### **2.2.4 Composición Del Gas Natural**

La composición del gas natural incluye diversos hidrocarburos gaseosos, con predominio de metano, el cual puede superar del 90 al 95% dependiendo del yacimiento de donde procede la corriente de gas. El resto de sus componentes son etano, propano, butano, pentano, los cuales están presentes en una menor proporción así como también las trazas de hidrocarburos más pesados y las llamadas impurezas entre las cuales se pueden citar el agua, dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno y nitrógeno, entre otras.

#### **2.2.5 Gas Natural En Fase Líquida**

El gas natural puede ser transportado por largas distancias usando tuberías o como GNL en embarcaciones a través de los mares. El gas natural puede ser almacenado en cavernas subterráneas o como GNL en tanques hasta cuando se necesite. El transporte de GNL por camiones se realiza en los Estados Unidos de manera limitada. Este medio de transporte es más común en los países que no poseen una red nacional de gasoductos.

El GNL es la forma líquida del gas natural que el público usa en sus casas para cocinar y para calefacción.

El proceso de licuefacción del gas natural requiere la extracción de algunos componentes como el agua y el dióxido de carbono para evitar que se conviertan en sólidos cuando el gas es enfriado a la temperatura del GNL (-161°C).

El GNL no tiene olor o color, no es corrosivo o tóxico. Cuando es vaporizado es inflamable, pero sólo en concentraciones de 5 % a 15 % cuando está mezclado con aire.

GNL no es lo mismo que gas licuado de petróleo (GLP). El GLP es muchas veces llamado propano incorrectamente.

El GLP es una mezcla de propano y butano en estado líquido a temperatura ambiente bajo presiones inferiores a 195 psi. En Europa, el GLP ha sido utilizado como combustible para vehículos ligeros por muchos años. Muchas estaciones de servicio tienen surtidores para distribuir tanto gasolina como GLP. El GLP es sumamente inflamable y debe ser almacenado lejos de fuentes calor y en una zona bien ventilada, para que cualquier fuga se pueda dispersar con facilidad. Un químico especial, “mercaptanos”, se añade para dar al GLP un mal olor que ayude a detectar una fuga. La concentración química es tal, que una fuga de GLP puede ser detectada cuando la concentración está muy por debajo del límite inferior de inflamabilidad. En el mundo, el GLP es utilizado mayormente para cocinar y en calentadores de agua.

El GNL no es lo mismo que el Gas Natural Comprimido (GNC). El GNC es gas natural que es presurizado y almacenado en cilindros a presiones de hasta 3.600 psi.

Generalmente, el GNC tiene la misma composición que el gas natural transportado en gasoductos, es decir, el gas se deshidrata (remover el agua) y la concentración de los otros elementos es reducida para evitar corrosión.

El GNC es frecuentemente usado como combustible para vehículos y es llevado al motor como vapor a baja presión (no mayor a 300 psig).



### **2.2.6 Compresibilidad Y Expansibilidad De Gases**

Una de las características de los gases es que al aplicarles presión pueden ser comprimidos y, por ende, pueden ser almacenados o confinados en recipientes de determinados volúmenes. Se requiere un trabajo para comprimir a un gas, pero este trabajo no se pierde completamente ya que la mayor parte de la energía se almacena dentro del gas comprimido, cuando la presión sobre el gas se reduce, éste a su vez ejecuta un trabajo y absorbe calor produciéndose un efecto refrigerante. Un volumen de gas comprimido tiene mucha energía almacenada debido al trabajo ejecutado para comprimirlo y ésta puede liberarse repentinamente.

La compresibilidad y expansibilidad del gas natural son dos de las principales propiedades en su manejo en campo. El hecho de que se puede comprimir generará calor durante la compresión, y luego puede expandirse y entonces absorberá calor del ambiente, es de mucha importancia para el que labora en el campo de gas. La casi ilimitada capacidad de expansión del gas natural puede ilustrarse con el hecho de que, cuando la presión se reduce, el gas se dispersa completamente y se pierde en la atmósfera. <sup>[5]</sup>

### **2.3 Refrigeración**

La refrigeración mecánica es el proceso mediante el cual se reduce la temperatura de una sustancia por debajo de la que prevalece en su ambiente para lo cual se requiere una continua absorción de calor a un nivel de baja temperatura, usualmente acompañada por la evaporación de líquido en un proceso de flujo en estado estable.

La primera y segunda ley de la termodinámica constituyen los principios básicos de la refrigeración. La primera de ellas establece que la cantidad total de energía es constante aunque adopte diferentes presentaciones; cuando desaparece una forma de energía, surge simultáneamente con otra apariencia. La segunda ley establece que ningún proceso puede consistir únicamente en la transferencia de calor de un nivel de temperatura dado a otro superior, puesto que el calor fluye siempre del cuerpo más caliente al más frío. Tomando en cuenta las consideraciones de esta ley, el ciclo de refrigeración ideal será el inverso del llamado ciclo de Carnot.

En un proceso de refrigeración continuo, el calor absorbido a baja temperatura debe ser rechazado continuamente a los alrededores a mayor temperatura. Básicamente, un ciclo de refrigeración es el ciclo inverso de una máquina térmica. El calor se transfiere desde un nivel a baja temperatura hasta otro a una temperatura superior; de acuerdo con la segunda ley, esto no es posible, a menos que se emplee energía externa.

### **2.3.1 Principales Usos De La Refrigeración**

La industria de procesos químicos es uno de los usuarios más importantes de las instalaciones de refrigeración y la emplean en el campo de elaboración de hule sintético y textiles, refrigerantes, cloro, plásticos, fluoruro de hidrógeno, intermedios de naftaleno, tinturas, tereftalato de dimetilo, acrilonitrilo y caprolactama.

La refrigeración se emplea para remover calor de reacciones químicas, licuar gases de proceso, separar gases por destilación y condensación, y purificar productos mediante la congelación de separación selectiva de un componente de una mezcla líquida.

La refrigeración es mejor conocida también por su uso en aire acondicionado en edificios y por el tratamiento, transporte y preservación de alimentos y bebidas; también se emplea a gran escala en la manufactura de hielo y en la deshidratación de gases. Las aplicaciones en la industria del petróleo incluyen la purificación de aceites lubricantes, reacciones a baja temperatura y separación de hidrocarburos volátiles. La licuefacción de gases es un proceso afín, que tiene importantes aplicaciones comerciales.

### **2.3.2 Refrigeración Mecánica**

Este tipo de refrigeración consiste en forzar mecánicamente la circulación de un fluido en un circuito cerrado creando zonas de alta y baja presión con el propósito de que el fluido absorba calor en un lugar y se disipe en otro. El efecto de la refrigeración se puede llevar a cabo por los ciclos de compresión de vapor

#### **2.3.2.1 Ciclos De Compresión De Vapor**

Los ciclos de compresión de vapor a su vez se clasifican de acuerdo con los componentes agregados al sistema los cuales pueden ir desde un ciclo sencillo de una sola etapa hasta los más complejos como los ciclos de etapas múltiples en cascada. Cada uno de los ciclos de compresión de vapor será descrito a continuación, de manera sencilla y precisa.

**A. Ciclo De Refrigeración De Una Sola Etapa:** Los cuatro componentes básicos del ciclo son el compresor, el condensador, la válvula de expansión y el evaporador. Una manera práctica de representar el ciclo teórico de refrigeración es a través de la figura 2.1 la cual se muestra a continuación:

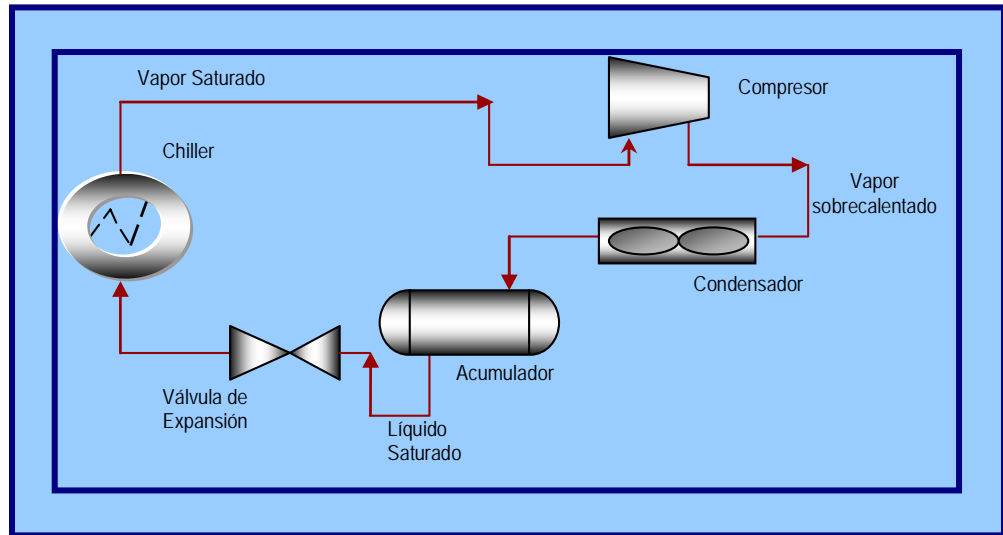


Figura 2.1. Ciclo de refrigeración de una sola etapa. <sup>[7]</sup>

Conforme el refrigerante líquido fluye por el evaporador, el calor se absorbe de un fluido en vías de enfriamiento y el refrigerante hierve a consecuencia de ello. Luego el vapor a baja presión se comprime y los niveles de presión y temperatura se elevan hasta un punto en el que el vapor sobrecalentado se condensa utilizando el medio de enfriamiento disponible. Al comprimir el gas, el calor de compresión se agrega al vapor al aumentar la presión. Luego, el vapor pasa al condensador en donde el gas se licua. A continuación el refrigerante líquido fluye de éste a una válvula de expansión en donde su presión y su temperatura se reducen a las que prevalecen en el evaporador, y con ello, el ciclo queda completo.

### **B. Ciclos De Refrigeración De Etapas Múltiples**

Las relaciones elevadas de compresión se pueden evitar empleando varias etapas de compresión. El sistema de refrigeración que consta de más de una etapa de compresión se define como sistema de varias etapas o de etapas múltiples y se clasifica en dos tipos básicos:

**Ciclos En Cascada:** Las consideraciones de índole económica tanto como las asociadas con el equipo mecánico son las que dictaminan el empleo de los sistemas de etapas múltiples por debajo de  $-28,9$  a  $-34,4$  °C ( $-20$  a  $-30$  °F), aproximadamente de temperaturas de succión. En este intervalo de temperatura, los sistemas de dos etapas permiten realizar ahorros de energía debido a la mayor eficiencia volumétrica del compresor con relaciones de compresión más bajas. Los ahorros de inversión se logran también con tamaños de compresor y motor más pequeños. Los ciclos en cascada están formados por dos sistemas de refrigeración por separado, que se interconectan tal que, uno constituye el medio de rechazo de calor del otro. A diferencia de los ciclos compuestos, los ciclos en cascada facilitan el empleo de diferentes refrigerantes en cada uno de ellos, para producir temperaturas bajas.

**Ciclos Compuestos:** Un ciclo de refrigeración compuesto se puede formar al agregar un reforzador o compresor reciprocante de primera etapa y un enfriador interetapas gas-líquido a un ciclo de refrigeración básico. En el ciclo combinado sólo se utiliza un refrigerante. El compresor de la etapa baja descarga gas directamente en serie a la línea de succión del compresor de la etapa alta, después de reducir el sobrecalentamiento en un enfriador interetapas. Este contiene también un serpentín de enfriamiento sumergido para subenfriar el líquido del refrigerante hasta el nivel del evaporador de la etapa baja. Parte del líquido a alta presión se vaporiza a la presión intermedia para facilitar dicho enfriamiento. La diferencia básica entre un ciclo compuesto que emplea un compresor reciprocante con uno que emplea un compresor centrífugo radica en que mientras en el primero se incluye un enfriador interetapas gas-líquido vertical, en el segundo emplea un eliminador de sobrecalentamiento del tipo evaporación instantánea. <sup>[7]</sup>

**C Razones De La Compresión Por Etapas:** Los servicios de compresión de alta relación de presión comúnmente se separan en etapas de compresión múltiples y

casi siempre incluye enfriadores entre etapas a fin de remover el calor generado en la compresión. La compresión se lleva a cabo por etapas, por las siguientes razones:

Para limitar la temperatura de descarga de cada etapa a niveles que sean seguros desde el punto de vista de limitaciones mecánicas o tendencia de ensuciamiento del gas.

Para tener disponibles corrientes laterales en la secuencia de compresión a niveles de presión intermedia, tales como en los sistemas de los procesos de refrigeración.

Para aumentar la eficiencia total de compresión (a fin de obtener una reducción en potencia) manteniendo la compresión tan isotérmica como sea posible, optimizando la inversión adicional en enfriadores interetapas y los costos de operación del agua de enfriamiento contra el ahorro de potencia. Esto es un factor significativo en compresores de aire en plantas y en compresores de aire para procesos de gran capacidad.

Para enfriar las entradas a las etapas y de esta manera reducir los requerimientos de cabezal de compresión total suficientemente a fin de reducir el número de etapas de compresión requeridas. Esto da como resultado compresores más compactos y de costos de construcción más bajos.

Para fijar el aumento de presión por etapa a las limitaciones de presión diferencial del tipo de maquinaria: limitaciones en carga de empuje axial en los compresores centrífugos, limitaciones de tensión en la varilla del pistón en los compresores reciprocantes, deflexión del motor y empuje en los rotativos. <sup>[8]</sup>

## **2.4 Refrigerantes**

Los refrigerantes son sustancias utilizadas para transferir calor en un sistema de refrigeración, mediante cambios de presión y temperatura con los cuales absorben calor en un lugar y lo disipan en otro mediante un cambio de líquido a gas y viceversa.

Por lo general los líquidos con punto de ebullición bajo sirven como refrigerantes en la refrigeración mecánica. Los que cambian de líquido a gas después de absorber calor se conocen como “refrigerantes primarios”, mientras que los que sólo actúan como portadores de calor se clasifican como “refrigerantes secundarios”.

### **2.4.1 Clasificación De Los Refrigerantes**

La norma 34 de la Sociedad Americana de Ingenieros de Refrigeración clasifica los refrigerantes en varios grupos. Los más importantes de estos grupos son los hidrocarburos halogenados, mezclas azeotrópicas, hidrocarburos, compuestos inorgánicos y sustancias orgánicas no saturadas.

#### **2.4.1.1 Hidrocarburos Halogenados**

El grupo de los hidrocarburos halogenados comprende refrigerantes que contienen uno o más de los tres halógenos: cloro, flúor y bromo.

El sistema de numeración del grupo de los hidrocarburos halogenados cumple la siguiente regla: el primer dígito a partir de la derecha es el número de átomos de flúor en el compuesto, el segundo dígito es uno más que el número de átomos de

hidrógeno del compuesto y el tercero es uno menos que el número de átomos de carbono del compuesto.

#### **2.4.1.2 Mezclas Azeotrópicas**

Una mezcla azeotrópica de dos sustancias es una mezcla que no se puede separar en sus componentes por destilación. Una mezcla azeotrópica se evapora y condensa como una sustancia simple, con propiedades que son diferentes de las de sus constituyentes. La única mezcla azeotrópica comercial es el Refrigerante 500, que es una mezcla de Refrigerante 12 y Refrigerante 152a en una proporción de 73,8 y 26.2%, en peso respectivamente.

#### **2.4.1.3 Hidrocarburos**

Los hidrocarburos como refrigerantes son empleados más que todo en las industrias de petróleo y petroquímica. El hidrocarburo propano tiene su mayor aplicación en la refrigeración debido a que posee ciertas características, como su bajo punto de ebullición, que lo hace un excelente refrigerante. Entre los más usados están el metano, etano, propano y el propileno.

#### **2.4.1.4 Compuestos Inorgánicos**

La mayoría de los refrigerantes primitivos eran compuestos inorgánicos tales como el amoníaco y el sistema amoníaco-agua los cuales se siguen empleando actualmente sobre todo en sistemas de refrigeración. Actualmente el amoníaco se emplea también en la producción de fertilizantes. El agua, aire, anhídrido carbónico y



anhídrido sulfuroso, son también compuestos inorgánicos empleados como refrigerantes.

#### **2.4.2 Propiedades De Los Refrigerantes**

A continuación se mencionan las principales propiedades de los refrigerantes:

Temperatura y presión de ebullición: Normalmente el punto de ebullición del refrigerante debe ser menor que el nivel de temperatura del sistema deseado.

Temperatura de congelación: El refrigerante seleccionado debe tener una temperatura de congelación muy por debajo de la temperatura mínima de operación del sistema.

Temperatura y presión críticas: La temperatura y la presión de operación del sistema deben ser inferiores a los valores críticos.

Presiones del condensador y del evaporador: La presión del condensador debe ser lo suficientemente baja para permitir el empleo de equipos más o menos ligeros. Cuanto mayor sea la presión de operación del sistema, tanto mayor será el costo del equipo y la tubería. La presión del evaporador no debe ser demasiado baja, ya que con ello aumenta en forma anormal la relación de compresión.

Volumen específico: Esta propiedad se relaciona directamente con el tamaño del compresor cuando se multiplica por el gasto de masa. Es conveniente tener volúmenes de succión reducidos para compresores recíprocos y volúmenes de succión elevados para compresores centrífugos. Los compresores recíprocos emplean casi siempre R-12, R-22, R-500, R-502, R-13, Y R-717. Los compresores centrífugos

son adaptables para R-11, R-12, R-114, R-113 y, en tonelajes muy grandes, para R-22.

**Calor latente:** El calor latente elevado de evaporación es importante ya que afecta la magnitud del efecto refrigerante, la cantidad de refrigerante circulado y el tamaño y el costo de la tubería auxiliar, así como del equipo. No obstante no se debe tomar en cuenta por sí solo, sino en combinación con otras propiedades, como el volumen específico del vapor y el calor específico del líquido.

**Calor específico del líquido:** Conviene tener un valor bajo, de otra manera se necesitará un enfriamiento demasiado marcado para el líquido caliente que llega al evaporador.

**Peso molecular:** Esta propiedad se relaciona en forma directa con el volumen específico del vapor; cuanto mayor sea el peso molecular tanto más grande será el volumen específico.

**Temperaturas de descarga:** Los refrigerantes que tienen temperaturas de descarga de compresor relativamente elevadas manifiestan cierta tendencia a provocar la separación del aceite y producir lodos. Por ejemplo, el R-502 permite una temperatura de descarga mucho más baja para compresores recíprocos que el R-22.

**Miscibilidad:** Esta propiedad constituye una ayuda para el retorno del aceite del evaporador al compresor cuando se trata de aplicaciones reciprocantes minimizando con ello este tipo de problemas.

**Aspectos de seguridad:** Los refrigerantes se agrupan según su toxicidad e inflamabilidad. Los hidrocarburos halogenados, como R-12, R-22, R-502 y R-13 son clasificados como grupo 1, es decir, aquellos que generan menos peligros asociados

con la inflamabilidad y la explosividad, y posee toxicidad mínima. El peligro aumenta al incrementarse el número del grupo. El R-717, cloruro de metilo, y el dióxido de azufre son refrigerantes del grupo 2 y son tóxicos ó inflamables, o bien, ambas cosas. Los refrigerantes del grupo 3 son muy inflamables y explosivos, e incluyen el propano, el propileno, el etileno, el etano, el metano, el butano y el isobutano.<sup>[7]</sup>

### **2.4.3 Elección Del Refrigerante**

Las características como toxicidad, flamabilidad, costo, propiedades corrosivas y presión de vapor respecto a la temperatura, resultan de gran importancia para la selección de un refrigerante.

Para que el aire no penetre en el sistema de refrigeración, la presión de vapor del refrigerante a la temperatura del evaporador debe ser mayor que la presión atmosférica; por otra parte, la presión de vapor a la temperatura del condensador no debe ser demasiado alta, puesto que un equipo de alta presión ocasiona un alto costo inicial y gastos de operación elevados. Estos dos requisitos limitan la selección del refrigerante a relativamente pocos fluidos.

Otros factores que también influyen en esta selección son los químicos, termodinámicos y las propiedades físicas, así como también factores como la capacidad requerida del sistema, el tipo de compresor, el nivel de temperatura deseado y las consideraciones de seguridad.

Los hidrocarburos halogenados se usan predominantemente tanto para servicios de aire acondicionado como de baja temperatura. Las ventajas principales son las propiedades que los caracterizan de no ser inflamables, explosivos y tóxicos. El

amoníaco (R-717) se utiliza en trabajos a bajas temperaturas con compresores recíprocos o movimiento alterno, y cuando la toxicidad elevada no constituye un factor crítico.

#### **2.4.4 Aplicaciones De Los Refrigerantes Más Usados**

**Aire:** El uso principal del aire es en la unidad de refrigeración de ciclo de aire para aviones. El coeficiente de funcionamiento de un ciclo de aire que trabaja entre las temperaturas de 30 y -15 °C es 1,67; normalmente la refrigeración con aire requiere más trabajo, sin embargo, el menor peso compensa mucho esta desventaja en el servicio aéreo.

**Amoníaco:** Se usa principalmente en las grandes industrias (refrigeración) y en las instalaciones de baja temperatura. La mayoría de las plantas que usan amoníaco han adiestrado a sus operarios para el servicio. La toxicidad del amoníaco impide su uso en los lugares ocupados por grandes grupos de gente. Aunque su utilización en los sistemas de refrigeración tiene la competencia del Refrigerante 134a y del propano, cada año entran en funcionamiento nuevos sistemas de amoníaco.

**Refrigerante 134a:** Se usa principalmente con compresores recíprocos en equipos de refrigeración industrial, en acondicionamiento de aire en comercios e industrias, y en otros tipos de sistemas de refrigeración. Las propiedades de este refrigerante que lo hacen tan útil son las presiones convenientes de funcionamiento, la pequeña potencia necesaria por tonelada, y el que no sea tóxico ni corrosivo.

**Refrigerante 22:** Este refrigerante no es tóxico y necesita una pequeña potencia por tonelada. Normalmente el refrigerante 22 compite con el amoníaco en

sistemas industriales de baja temperatura en aquellos casos en que la toxicidad del amoníaco ha de tenerse en cuenta.

**Agua:** El agua se utiliza como refrigerante en las unidades de refrigeración por chorro de vapor. El agua cuesta poco, no es tóxica y tiene un calor latente elevado. El caudal en volumen por tonelada es grande, lo cual significa que deben emplearse algunos tipos especiales de compresores, tal como el compresor de chorro de vapor. El agua es también, en combinación con el bromuro de litio, el refrigerante de muchos sistemas de refrigeración por absorción.

#### **2.4.5 Propano Como Refrigerante**

El propano, conocido también como refrigerante R-290, es un posible sustituto para otros refrigerantes, con gran impacto ambiental, en sistemas herméticos pequeños, como los refrigeradores y congeladores domésticos y comerciales. Tiene un potencial cero de destrucción de ozono (ODP) y un potencial de calentamiento global (GWP) insignificante. Dado que procede del petróleo, se le considera un refrigerante natural.

El refrigerante 290 se ha utilizado anteriormente en plantas de refrigeración y todavía se sigue utilizando en algunas plantas industriales. En Alemania se ha utilizado en bombas de calor y aires acondicionados domésticos, con diferentes niveles de éxito. Debido a su disponibilidad en todo el mundo se ha debatido ampliamente para reemplazar a los clorofluorocarburos (CFC). El propano, R-290 es un posible refrigerante para esta aplicación, con buen rendimiento, pero debe tratarse con cuidado debido a su inflamabilidad.<sup>[9]</sup>

## 2.5 Licuefaccion De Gas Natural

La licuefacción de gases es un proceso en el cual un gas se enfría hasta una temperatura en la región bifásica, lo cual puede realizarse de diversas formas:

Por intercambio de calor a presión constante.

Por expansión en una turbina, obteniéndose trabajo.

Por un proceso de estrangulamiento a entalpía constante.

El primer método requiere un sumidero de calor a una temperatura inferior a la de enfriamiento del gas, y es más común emplearlo para un enfriamiento previo a la licuefacción del gas por alguno de los otros dos métodos. Se necesita un sistema de refrigeración externo si la temperatura del gas es inferior a la de los alrededores.

El proceso de estrangulamiento es el más frecuentemente empleado en las plantas pequeñas de licuefacción comercial. En la mayor parte de los gases en condiciones normales de temperatura y presión, la temperatura del gas disminuye durante la expansión, las excepciones son el hidrógeno y el helio, que aumentan su temperatura al ser estrangulados, a menos que su temperatura inicial esté por debajo de 100 K para el hidrógeno y de 20 K para el helio. La licuefacción de esos gases por estrangulamiento necesita reducir inicialmente la temperatura hasta valores más bajos por el método de intercambio de calor a presión constante o por el de expansión en una turbina.

Mientras que el sistema de licuefacción más simple, conocido como proceso de Linde, es aquel en el cual, después de la compresión, el gas se enfría hasta la

temperatura ambiente, o un poco más, primero mediante enfriamiento y después por refrigeración. Cuanto más baja sea la temperatura del gas que entra a la válvula de estrangulamiento, mayor es la fracción del gas que se licua. <sup>[10]</sup>

## **2.6 Equipos Que Constituyen El Ciclo De Refrigeración Mecánica Con Propano Y Mezcla Refrigerante De La Planta De Gas Natural Licuado**

### **2.6.1 Equipos De Compresión De Vapor**

Los equipos de compresión de vapor son los que normalmente conocemos con el nombre de compresores, aunque, los chorros de vapor también se han utilizado para comprimir vapor de agua a baja presión para producir agua para aplicaciones de acondicionamiento de aire. Existen tres tipos principales de compresores que son utilizados en los ciclos básicos de refrigeración por vapor, empleando los refrigerantes comunes, que incluyen el compresor centrífugo dinámico, el compresor recíprocante de tipo de desplazamiento y el compresor húmedo tipo tornillo rotatorio.

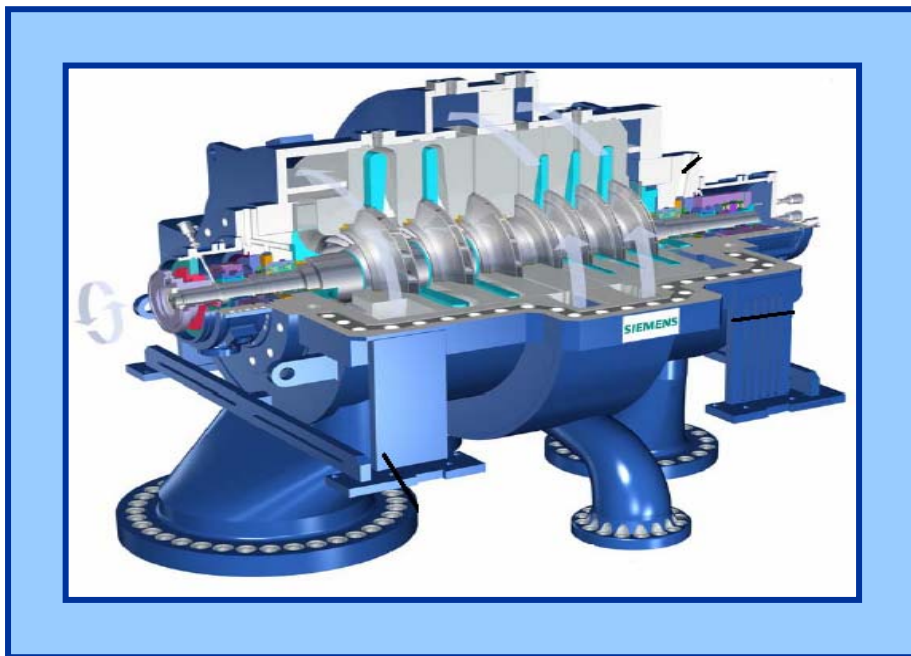
#### **2.6.1.1 Tipos De Compresores Y Aplicaciones**

Los principales tipos de compresores son: dinámicos y de desplazamiento positivo. Los compresores dinámicos son máquinas rotatorias de flujo continuo en las que el cabezal de velocidad del gas es convertido en presión. Los compresores dinámicos se clasifican de acuerdo al flujo que manejan, en centrífugos (flujo radial), axial (flujo axial) y flujo mezclado. Normalmente el componente principal de un compresor centrífugo es la rueda impulsora, que imparte energía al gas comprimido donde las paletas o los álabes del impulsor suministran energía al gas gracias a la

fuerza centrífuga y a la alta velocidad que se transforma consecuentemente en carga de presión.

Los compresores de desplazamiento positivo son unidades de flujo intermitente, donde sucesivos volúmenes de gas son confinados en un espacio y elevado a alta presión. Se dividen en dos grandes grupos: reciprocantes y rotatorios. Los primeros son máquinas en las cuales la compresión y el desplazamiento son afectados por un pistón con un cilindro. Los compresores rotatorios son máquinas en las cuales la compresión y el desplazamiento es afectado por la acción positiva de los elementos que rotan.

La figura 2.2 muestra la imagen correspondiente a un compresor centrífugo.



**Figura 2.2** Compresor centrífugo visto desde un corte horizontal en la cubierta



### 2.6.1.2 Selección Del Tipo De Compresor Óptimo

La selección del tipo de compresor puede ser realizada por el ingeniero de proyecto. Para lograr una selección satisfactoria se debe considerar una gran variedad de tipos, cada uno de los cuales tienen ventajas específicas según el tipo de aplicación. Entre los principales factores que se deben tomar en cuenta se encuentran la velocidad de flujo, la carga o presión, las limitaciones de temperatura, el consumo de potencia, posibilidades de mantenimiento y el costo.

La selección del tipo de compresor puede ser realizada de la siguiente manera:

Comparar el nivel de potencia requerida con el rango de capacidad normal de potencia, para así eliminar algunos tipos y juzgar si la aplicación es de rutina o si por el contrario es excepcional.

Emplear los criterios de rango de aplicación del compresor, es posible seleccionar el tipo de compresor “económico o factible”. Para ello solo se requiere del flujo de entrada  $m^3/s$  ( $pie^3/s$ ) y el valor de presión de descarga.

Eliminar los que resulten técnicamente inadecuados debido a los requerimientos de servicio en particular.

Para los compresores “económicos”, decida cuantas unidades y de que capacidad serían instalados, y que equipos auxiliares principales serían requeridos.

Determinar que tipo de compresores han sido aplicados a este servicio en proyectos recientes, observando cuales han sido las variaciones de flujo en los otros proyectos.

Hacer una breve comparación económica de los casos competitivos.

Si el breve estudio económico muestra una fuerte competencia entre dos o más tipos, se debe obtener asesoría de un especialista en maquinarias para conseguir costos actuales y datos de rendimiento de por lo menos dos suplidores de cada tipo de compresor.

### **2.6.1.3 Ventajas De Los Compresores Centrífugos**

Los incentivos para la selección de este tipo de compresor usualmente están relacionados a su principal y más frecuente competidor: el compresor reciprocante. Las principales ventajas de este tipo de compresor respecto al reciprocante, son las siguientes:

Continuos y largos tiempos de funcionamiento (típicamente 3 años) son posibles con una alta confiabilidad, eliminando la necesidad de múltiples compresores y la instalación de equipos de reserva.

Por las mismas condiciones de operación, los costos del equipo son bajos dado los altos flujos manejados.

Los compresores centrífugos son pequeños y livianos con respecto a su capacidad de flujo, por lo que requieren poca área para su instalación.

Los costos de instalación son bajos debido a su pequeño tamaño, ausencia de fuerzas recíprocas y porque generalmente se requiere la instalación de una sola unidad.

Costos más bajos por atención y por mantenimiento total.

El control de flujo es simple, continuo y eficiente en un amplio rango.

Características de flujo suave, sin pulsaciones de presión (por encima del punto de oleaje).

#### **2.6.1.4 Desventajas De Los Compresores Centrífugos**

Las principales desventajas de los compresores centrífugos son las siguientes:

Menor eficiencia (de 7 a 13 %) que la mayoría de los tipos de compresores de desplazamiento positivo al mismo flujo y relación de presión, especialmente con relaciones de presiones mayor que 2.

La operación no es eficiente por debajo del punto de oleaje (punto en el cual el flujo constante y suave de aire a través compresor es perturbado), puesto que la recirculación es necesaria.

La presión diferencial es sensible a los cambios en las propiedades del gas, especialmente en el peso molecular. Esto hace que el diseño de compresores sea muy crítico para corriente de gases con pesos moleculares variables debido a que este tipo de maquinaria tiene una definida limitación de cabezal.

Para gases con bajos pesos moleculares, la relación por etapa es baja, teniendo que requerirse un largo número de etapas por maquinaria, creando por tanto complejidad mecánica.

Los modelos centrífugos convencionales generalmente no están disponibles para manejo de flujos a condiciones de descarga bajo  $0.15 \text{ m}^3/\text{s}$  ( $300 \text{ pie}^3/\text{s}$ ).

### **2.6.1.5 Ventajas De Los Compresores Reciprocantes**

Los compresores reciprocantes compiten con el resto de los compresores excepto con los compresores centrífugos y axiales a flujos muy grandes. Sus principales ventajas son las siguientes:

Disponible para capacidades por debajo del rango de flujo económico de los compresores centrífugos.

Son económicos para altos cabezales típicos de gases de servicio de bajo peso molecular.

Disponibles para altas presiones; casi siempre son usados para presiones de descarga por encima de  $25.000 \text{ Kpa}$  manométrica ( $3500 \text{ psig}$ ).

Son mucho menos sensitivos a la composición de los gases y a sus propiedades cambiantes que los compresores dinámicos.

Apropiado para cambios escalonados de flujo de 0 a 100 %, a través del espacio muerto y las válvulas de descarga con un mínimo desgaste de potencia a bajos flujos.

La eficiencia total es mayor que la de los compresores centrífugos para una relación de presiones mayor que 2.

La intensidad de flujo cambia para los diferentes niveles de presión de descarga.

Presentan una temperatura de descarga menor que los compresores centrífugos debido a su alta eficiencia y a su sistema encamisado de enfriamiento.

#### **2.6.1.5 Desventajas De Los Compresores Reciprocantes**

Los compresores reciprocantes se caracterizan por tener las siguientes ventajas:

Fundaciones mucho más grandes para eliminar las altas vibraciones debido a las fuerzas reciprocantes.

En servicios continuos, se requieren múltiples unidades para impedir paradas de planta debido al mantenimiento de compresores.

Los costos de mantenimiento son de 2 a 3 veces mayores que los costos para compresores centrífugos.

Los compresores reciprocantes son sensitivos al arrastre de sólidos, debido a la fricción presente de las diferentes partes del equipo.

Es necesario un área de ubicación mayor que la utilizada por los compresores de tipo rotatorio y centrífugo.

Comparado con otros tipos de compresores se requiere una inspección más estricta, debido a la susceptibilidad a fallar en las válvulas y en el sistema de lubricación.

Para conocer el desempeño de un compresor, normalmente, un comportamiento isentrópico, politrópico o isotérmico se puede asumir de acuerdo a la operatividad del equipo; por ejemplo el primero de éstos está referido a un proceso en el cual no hay cambio en la entropía, lo cual significa que el compresor trabaja idealmente sin producir pérdidas debido al sobrecalentamiento del gas; el segundo tiene que ver con un proceso en el cual hay cambios en las características del gas durante la compresión, esto implica cambios en la entropía inicial, temperatura y presión, comportamiento de la mayoría de los compresores en el ámbito industrial; el tercer proceso es aquel en el que no hay cambio en la temperatura de entrada y salida, y por lo general no es aplicable a los procesos de compresión cuando se emplean equipos centrífugos, ya que cuando ocurre un aumento de presión las moléculas de gas empiezan a chocar entre si provocando una gran fricción, lo que genera un aumento de temperatura. La mayoría de los procesos de compresión están íntimamente ligados con los aumentos de temperatura.

En la planta de gas natural licuado, específicamente en el sistema de refrigeración, estarán presentes compresores dinámicos de flujo radial (compresores centrífugos) cuyas ventajas y desventajas fueron mencionadas anteriormente. Un compresor centrífugo de cuatro etapas para el sistema de refrigeración con propano y otro, de tres etapas con enfriamiento interetapas, en el sistema de refrigeración con mezcla refrigerante.

La mayoría de los compresores que son empleados industrialmente presentan un comportamiento politrópico, es por ello que para efectos de cálculo es más común utilizar las ecuaciones politrópicas que las isentrópicas. <sup>[8]</sup>

## 2.6.2 Separadores

Son equipos usados para separar mezclas de dos o más fases, las cuales pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida; una fase vapor y una sólida; dos fases líquidas inmiscibles (aceite/agua); una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores. A un separador también se le conoce con el nombre de depurador, decantador o deshidratador.

Usualmente en la industria de procesos se requiere de algún tipo de separación de fases, es por ello que los separadores juegan un papel muy importante y por lo que un diseño apropiado es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipientes son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos.

### 2.6.2.1 Principios De Separación

Los principios fundamentalmente considerados para realizar la separación física de vapor, líquidos o sólidos son: el momentum ó cantidad de movimiento, la fuerza de gravedad y la coalescencia. Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

**Momentum.** Suele variar en los fluidos de acuerdo a sus densidades. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permiten que las partículas de la fase pesada se muevan tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

**Fuerza De Gravedad.** Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.

**Coalescencia.** Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, por medio del fenómeno de coalescencia, para formar gotas mayores, las cuales se acercan lo suficientemente como para superar las tensiones superficiales individuales y poder de esta forma separarse por gravedad.

### 2.6.2.2 Descripción Del Proceso De Separación

Para el caso de mezclas líquido-vapor, cuando la mezcla de fases entra al separador y, si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases. Seguidamente, en la sección de decantación (espacio libre) del separador, actúa la fuerza de gravedad sobre el fluido permitiendo que el líquido abandone la fase vapor y caiga hacia el fondo del separador (sección de acumulación de líquido). Esta sección provee el tiempo de retención suficiente para que los equipos aguas abajo puedan operar satisfactoriamente y, si se ha tomado la previsión correspondiente, liberar el líquido de las burbujas de gas atrapadas.

En las separaciones que incluyen dos fases líquidas, se necesita tener un tiempo de residencia adicional, dentro del tambor, lo suficientemente alto para la decantación de la fase.

Normalmente pueden identificarse cuatro zonas principales en los separadores:



**Separación Primaria.** El cambio en la cantidad de movimiento de las fases a la entrada del separador genera la separación gruesa de las fases. Esta zona incluye las boquillas de entrada, tales como deflectores ó distribuidores.

**Separación Secundaria.** Durante la separación secundaria se observan zonas de fase continua con gotas dispersas (fase discontinua), sobre la cual actúa la fuerza de gravedad. Esta fuerza se encarga de decantar hasta cierto tamaño de gotas de fase pesada discontinua en la fase liviana continua. También produce la flotación de hasta un cierto tamaño de gotas de la fase líquida liviana (fase discontinua), en la fase pesada continua. En esta parte del recipiente la fase liviana se mueve a una velocidad relativamente baja y con muy poca turbulencia.

**Separación Por Coalescencia.** El empleo de elementos como los eliminadores de niebla ó mallas para el caso de separadores líquido-vapor, o las esponjas o platos coalescedores, en el caso de la separación líquido-líquido, facilita que se produzca el fenómeno de coalescencia en aquellas situaciones en las cuales no es aceptable que gotas muy finas de la fase pesada discontinua sean arrastradas en la fase liviana, por ello es necesario que estas gotas alcancen un tamaño lo suficientemente grande para separarse por gravedad.

**Recolección De Las Fases Líquidas.** Las fases líquidas ya separadas requieren de un volumen de control y emergencia para una operación confiable y segura de los equipos aguas abajo.

### **2.6.2.3 Requisitos Necesarios Para El Diseño De Un Separador**

Para diseñar un equipo de separación es necesario tomar ciertas consideraciones las cuales se mencionan a continuación:

La energía que posee el fluido al entrar al recipiente debe ser controlada.

Los flujos de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidos dentro de los límites adecuados que permitan su separación a través de las fuerzas gravitacionales que actúan sobre esos fluidos y que establezcan el equilibrio entre las fases líquido-vapor.

La turbulencia que ocurre en la sección ocupada principalmente por el vapor debe ser minimizada.

La acumulación de espuma y partículas contaminantes deben ser controladas.

Las fases líquidas y vapor no deben ponerse en contacto una vez separadas.

Las regiones del separador donde se puedan acumular sólidos deben, en lo posible, estar provistos de facilidades adecuadas para su remoción.

El equipo será provisto de la instrumentación adecuada para su funcionamiento adecuado y seguro en el marco de la unidad/planta a la que pertenece.

#### **2.6.2.4 Clasificación Y Descripción De Los Separadores**

Según la forma del separador estos pueden clasificarse en:

Separadores cilíndricos.

Separadores esféricos.

Separadores de dos barriles.

Según su orientación estos equipos también tienen una clasificación:

Separadores horizontales.

Separadores verticales.

Otra clasificación sería de acuerdo a la manera de inducir físicamente la separación:

Separadores por gravedad (típico separador vertical gas-líquido).

Separadores por impacto (separadores de filtro).

Separadores por fuerza centrífuga (separadores centrífugos).

#### **2.6.2.5 Separadores Verticales.**

Este tipo de equipo se emplea cuando la relación gas-líquido es elevada o cuando el volumen total de gas es bajo. En un separador vertical, el fluido entra al recipiente y es desviado por un deflector principal iniciando así la separación primaria. El líquido removido por el deflector de entrada se deposita en el fondo del separador. El gas asciende pasando usualmente por una malla separadora de gotas o extractor de niebla. En estos equipos, la fase pesada decanta en dirección opuesta al flujo vertical de la fase liviana. Por consiguiente, si la velocidad de flujo de la fase liviana excede levemente la velocidad de decantación de la fase pesada, no se producirá la separación de fases, a menos que esta fase pesada coalesca en una gota

más grande. La figura 2.3 muestra una representación típica de este tipo de separadores.

Entre las principales ventajas de los separadores verticales se pueden mencionar:

Mayor facilidad, que un tambor horizontal, para el control del nivel de líquido, y para la instalación física de la instrumentación de control, alarmas e interruptores.

Ocupa poco espacio horizontal.

La capacidad de separación de la fase liviana no se afecta por variaciones en el nivel de la fase pesada.

Mientras que sus principales desventajas son las siguientes:

Manejo de grandes cantidades de líquido.

Requieren mayor diámetro, que un tambor horizontal, para una capacidad dada de gas.

Requieren de mucho espacio vertical para su instalación.

Fundaciones más costosas cuando se comparan con tambores horizontales equivalentes.

Cuando hay formación de espuma, o quiere desgasificarse líquido ya recolectado, se requieren grandes volúmenes de líquido y, por lo tanto, tamaños grandes de tambores verticales.

Un ejemplo práctico de tambores con esta configuración lo dan los tambores KO de succión de compresor puesto que para estos casos se requiere de una separación líquido vapor eficiente y normalmente su diseño incluye una malla separadora de gotas y, algunas veces, se incluye calentamiento por trazas de la salida de vapor para evitar condensación en la línea; otro ejemplo es el de los tambores K.O. de la alimentación al absorbedor de gas ácido usados con el fin de evitar la formación de espuma en el absorbedor.



**Figura 2.3** Separadores de tipo vertical. <sup>[12]</sup>

#### **2.6.2.6 Separadores Horizontales.**

En estos equipos, la fase pesada decanta perpendicularmente a la dirección horizontal de flujo de la fase liviana, permitiendo que la fase liviana continua pueda viajar a una velocidad superior a la velocidad de decantación de la fase pesada discontinua (hasta un cierto límite). La figura 2.4 es una representación típica de un

separador horizontal y las principales ventajas de este tipo de equipos se mostraran a continuación.



**Figura 2.4** Separador de tipo horizontal. <sup>[12]</sup>

Las ventajas de los separadores horizontales son las siguientes:

Normalmente empleados cuando la relación gas ó vapor-líquido es baja.

Requieren de poco espacio vertical para su instalación.

Fundaciones más económicas que las de un tambor vertical equivalente.

Por lo general, son más económicos.

Requieren menor diámetro, que un tambor vertical, para una capacidad dada de gas.

Manejan grandes cantidades de líquido, fuertes variaciones en la entrada de líquido, ó separación líquido-líquido, optimizando el volumen de operación requerido.

Los volúmenes de retención facilitan la desgasificación de líquido y el manejo de espuma, si se forma.

Los separadores horizontales presentan las siguientes desventajas:

Variaciones de nivel de la fase pesada afectan la separación de la fase liviana.

Ocupan mucho espacio horizontal.

Difícil remoción de sólidos acumulados (necesidad de inclinar el recipiente ó añadir internos como tuberías de lavado).

#### **2.6.2.7 Separador Centrífugo.**

Estos equipos son muy sensibles a la tasa de flujo y requieren una mayor caída de presión que la configuración estándar de un separador, por lo general son muy eficientes.

#### **2.6.2.8 Separador De Filtro.**

Un separador de filtro utiliza el principio de aglomeramiento de gotitas de líquido en un medio filtrante seguido por un elemento eliminador de niebla. La eficiencia de un separador de filtro depende mayormente del diseño apropiado del

empaques del filtro y que éste produzca una caída de presión mínima, mientras retiene una eficiencia de extracción. <sup>[13]</sup>

### **2.6.3 Equipos De Intercambio De Calor**

Son dispositivos o equipos en los cuales se efectúa la transferencia de calor de un fluido a otro. A los intercambiadores de calor también se les conoce con el nombre de cambiadores de calor.

#### **2.6.3.1 Clasificación De Intercambiadores De Calor**

Los intercambiadores de calor presentes en el mercado son muy diversos en forma, tamaño y tienen funciones específicas. Generalmente los intercambiadores son clasificados de acuerdo a criterios como procesos y mecanismos de transferencia de calor, grado de compacticidad de la superficie, etc.

**Intercambiadores Del Tipo Tubo Y Carcaza.** Son utilizados comúnmente en las refinerías. Por lo general son relativamente fáciles de construir y pueden ser diseñados para presiones desde moderadas a altas, sin que varíe sustancialmente el costo. Además su diseño y construcción es relativamente fácil debido a la existencia de buenos procedimientos de diseño, de experticia y de facilidades de fabricación. Estos consisten en un haz de tubos paralelos encerrados en un estuche cilíndrico llamado carcaza.





**Intercambiadores De Placas.** En estas unidades, la superficie de transferencia de calor es construida de planchas de metal en lugar de tubos. Estas planchas pueden ser de superficie lisa, corrugada o canalizada. Dependiendo del tipo de superficie de la plancha y de la configuración de la unidad, se conocen cuatro tipos de intercambiadores de placa: (1) intercambiadores de placas en espiral (*Spiral Plate*), (2) intercambiadores de placas con aletas (*Plate - and - Fin Exchanger*), (3) intercambiadores de placas con empacadura (*Plate - and - Frame exchanger*) y (4) intercambiadores de laminas repujadas (*Patterned Plates*).

**Intercambiadores De Tipo Espiral (“Hampson Coil”).** Este tipo de intercambiadores consiste en un grupo de serpentines concéntricos enrollados en forma de espiral, los cuales están conectados a placas o cabezales de tubos. Por lo general este tipo de intercambiadores es económico, no tiene problemas de expansión diferencial, es compacto y puede ser usado para el intercambio de calor de dos o más fluidos. Normalmente este tipo de intercambiadores es usado en aplicaciones criogénicas, donde la presión de proceso es 4500 kPa manométrica (650 psig) o

mayor; siendo particularmente útiles en el manejo de fluidos viscosos y aplicables como condensadores o rehervidores.

### **2.6.3.2 Denominación De Los Intercambiadores Según Su Función En Los Procesos.**

De acuerdo a la función que los intercambiadores deben cumplir en un proceso determinado, reciben una ubicación y una denominación específicas. Las funciones típicas que cumplen los intercambiadores y el nombre que reciben según dichas funciones son:

**Condensador.** Es una unidad en la cual los vapores de proceso se convierten total o parcialmente en líquidos. Generalmente se utiliza agua o aire como medio de enfriamiento.

**Enfriador.** Es una unidad en la cual una corriente de proceso intercambia calor con agua o aire sin que ocurra cambio de fase. Un enfriador por lo general es una caldereta o rehervidor de marmita típico, excepto por el rebosadero, y el haz de tubos alcanza una altura del 70 % del diámetro de la coraza. El espacio remanente sobre los tubos se usa para separar el vapor del líquido. Los enfriadores se usan en los procesos de refrigeración del tipo compresión de vapor.

**Evaporador.** Los evaporadores son intercambiadores de calor usados específicamente para concentrar soluciones mediante la evaporación parcial del solvente, algunas veces hasta el punto que ocurra el fenómeno de la cristalización. Son diseñados para optimizar la producción del producto líquido o sólido.

**Intercambiador.** Es el nombre genérico de un dispositivo mecánico, o equipo, diseñado para transferir calor entre dos o mas corrientes de fluidos que fluyen a través del equipo.

**Calentador.** Es un intercambiador de calor que aumenta la temperatura de una corriente, sin que normalmente ocurra un cambio de fase. Como fuente de calor puede utilizarse una corriente de servicio; tal como vapor de agua, aceite caliente, fluidos térmicos o líquidos químicos (como el “Humbletherm”); o una corriente de proceso de entalpía alta; por ejemplo: la descarga de un reactor operado a alta temperatura.

**Vaporizador.** Este tipo de intercambiador convierte el fluido líquido a vapor. El término vaporizador se refiere normalmente a aquellas unidades que manejan líquidos diferentes al agua.

**Refrigerador.** Es una unidad que utiliza un refrigerante para enfriar un fluido, hasta una temperatura menor que la obtenida si se utilizara aire o agua como medio de enfriamiento.

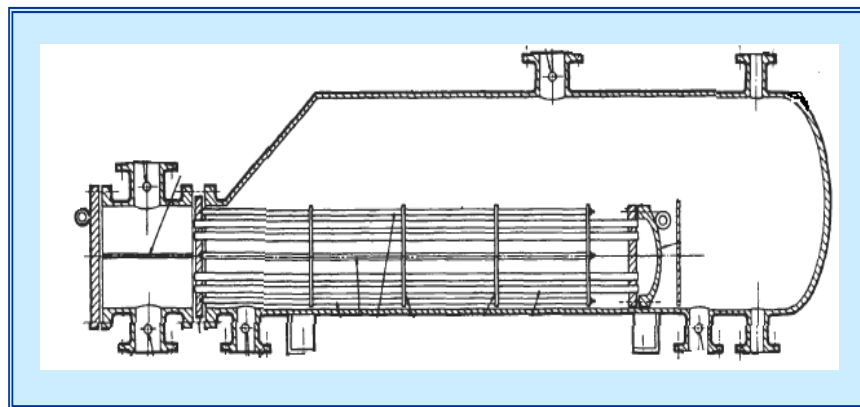
**Rehervidor.** Es un vaporizador frecuentemente usado para generar un flujo de vapor que suministra el calor latente de vaporización al fondo de una columna o torre fraccionadora.

Existen dos tipos generales de rehervidores, aquellos que descargan una mezcla bifásica a la torre y los que retornan vapor solamente. Los primeros pueden operar mediante circulación natural (comúnmente llamados termosifones), o circulación forzada.

Los termosifones son los tipos de rehervidores más comunes. Los termosifones horizontales donde la vaporización ocurre en el lado de la carcaza son los más usados en la industria petrolera. Normalmente, en los termosifones verticales, la vaporización ocurre en el lado de los tubos y se utilizan preferiblemente en las industrias químicas.

Los rehervidores de circulación forzada requieren de una bomba para impulsar el líquido a vaporizar a través del intercambiador. Este tipo de rehervidor no se utiliza con mucha frecuencia, debido a los costos adicionales del bombeo de la alimentación al rehervidor; sin embargo en algunos casos se requiere circulación forzada para vencer limitaciones del cabezal hidrostático y problemas de circulación. La figura 2.6 muestra un rehervidor de marmita típico el cual tal como se puede apreciar cuenta con un espacio por encima de los tubos en la cual estará el vapor formado durante la vaporización.

Los rehervidores que retornan solamente vapor a la torre se denominan rehervidores de marmita (Kettle Reboilers), los cuales se caracterizan por carcazas largas, donde ocurre la separación líquido - vapor. El líquido es descargado como el producto de fondo de la columna y el vapor es retornado a la columna.



**Figura 2.6** Rehervidor tipo kettle o de marmita. <sup>[14]</sup>

### 2.6.3.3 Funciones De Los Intercambiadores De Calor

La función básica de los intercambiadores es la transferencia de energía térmica entre dos o más fluidos a diferente temperatura. El calor fluye, como resultado del gradiente de temperatura, desde el fluido caliente hacia el frío a través de una pared de separación, la cual se le denomina superficie o área de transferencia de calor. Es decir, no existe fuente de energía térmica en un intercambiador de calor. Por otro lado, si los fluidos son inmiscibles, el área física de transferencia de calor puede ser eliminada, y la interfase formada entre los fluidos puede servir como área de transferencia de calor.

En resumen las funciones típicas de un intercambiador de calor en los procesos industriales son las siguientes:

**Recuperación de calor:** La corriente fría recupera parte del calor contenido en la corriente caliente. Es decir, calentamiento y enfriamiento de las corrientes involucradas, las cuales fluyen simultáneamente a ambos lados del área de transferencia de calor.

**Evaporación:** Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase líquida a vapor.

**Condensación:** Una de las corrientes involucradas en el intercambio de calor cambia de fase vapor a fase líquida. <sup>[15]</sup>

## **2.7 Procedimiento De Diseño De Los Equipos Involucrados En El Sistema De Refrigeración Mecánica**

### **2.7.1 Diseño De Separadores Líquido / Vapor Verticales**

Antes de iniciar el diseño de cualquier tipo de separador se debe establecer claramente la necesidad del empleo del mismo en un proceso, de acuerdo a los servicios que son comúnmente empleados ya sea en un proceso de refinación de petróleo, producción, o bien en la industria del gas natural, etc. Tales servicios son:

Tambores de abastecimiento de líquido.

Tambores separadores para la succión e interetapas de compresores.

Separadores de aceite lubricantes para la descarga de compresores.

Tambores separadores de gas combustible localizados aguas arriba de hornos.

Tambores de separación de agua.

Tambores de descarga.

Separadores de alta presión.

Así como este tipo de consideraciones deben ser tomadas en cuenta, también se debe disponer de información mínima requerida para el diseño de este tipo de equipos, tal como:

Densidad vapor / gas y líquido (s).

Viscosidad vapor / gas y líquido (s).

Tensión superficial (líquido).

Flujo (másico/volumétrico) vapor/ gas y líquido (s).

Presión de operación.

Temperatura de operación.

Material pegajoso.

Arrastre de sólidos.

Variaciones fuertes en el flujo de vapor/ gas.

Variaciones fuertes en el flujo de líquido (s).

La velocidad de vapor permisible en el recipiente ( $V_v$ ), será un porcentaje de la velocidad crítica de acuerdo al tipo de servicio a prestar por el separador (Ver Tabla C.1, apéndice C).

La velocidad crítica es una velocidad de vapor calculada empíricamente que se utiliza para asegurar que la velocidad superficial de vapor a través del tambor separador, sea lo suficientemente baja para prevenir un arrastre excesivo de líquido. La velocidad crítica está definida por la siguiente ecuación:

$$V_c = F_1 \times \sqrt{\frac{\rho^l - \rho^g}{\rho^g}} \quad (\text{Ec. 2.1})$$

Donde:

$F_1$  = Factor cuyo valor depende de las unidades usadas (0,157 para unidades inglesas)

$V_c$  = Velocidad crítica (pie/s)

$\rho^l$  = Densidad del líquido a condiciones de operación (lb/pie<sup>3</sup>).

$\rho^g$  = Densidad del vapor a condiciones de operación (lb/pie<sup>3</sup>).

### 2.7.1.1 Área De Flujo De Vapor

El área de flujo de vapor será calculada por la siguiente expresión:

$$A_v = \frac{Q_v}{V_v} \quad (\text{Ec. 2.2})$$

Donde:

$A_v$  = Área de sección transversal para el flujo de vapor (pie<sup>2</sup>).

$Q_v$  = Flujo de descarga de vapor (pie<sup>3</sup>/s).

$V_v$  = Velocidad de vapor permisible en el recipiente (pie/s).

### 2.7.1.2 Diámetro Del Recipiente

Una vez se ha obtenido el área transversal para el flujo de vapor por la Ecuación 2.1, se calcula el diámetro del recipiente a partir de la siguiente expresión:



$$D = \sqrt{\frac{4 \times Av}{\pi}} \quad (\text{Ec. 2.3})$$

Donde:

$D$  = Diámetro del tambor (pie).

$Av$  = Área de sección transversal para el flujo de vapor (pie<sup>2</sup>).

### 2.7.1.3 Boquilla De Entrada Del Separador

La velocidad de la alimentación bifásica en tambores con malla deberá ser menor o igual que:

$$V_s = \frac{60}{\sqrt{\rho_M}} \quad (\text{Ec. 2.4})$$

Donde:

$\rho_M$  = Densidad de la mezcla a condiciones de operación (lb/pie<sup>3</sup>).

$V_s$  = Velocidad de la mezcla en la boquilla de entrada (pie/s).

La fracción de líquido alimentada al tambor es calculada por la siguiente expresión:

$$\lambda = \frac{Q_L}{(Q_L + Q_V)} \quad (\text{Ec. 2.5})$$

Donde:

$Q_L, Q_V$  = Flujo de descarga de líquido y vapor respectivamente (pie<sup>3</sup>/s)

Para calcular la densidad de la mezcla, se puede emplear la siguiente expresión:

$$\rho_M = (1 - \lambda) \times \rho_G + (\lambda \times \rho_L) \quad \text{(Ec. 2.6)}$$

Donde:

$\rho_M$  = Densidad de la mezcla a condiciones de operación (Lb/pie<sup>3</sup>).

$\rho_G, \rho_L$  = Densidad del gas y del líquido respectivamente (Lb/pie<sup>3</sup>).

$\lambda$  = Fracción volumétrica de líquido alimentada al tambor.

Para calcular el tamaño de la boquilla de entrada de un tambor separador se toma en cuenta el tipo de entrada requerida por el separador (con o sin entrada tangencial) para este caso el tambor no requiere una entrada tangencial, por lo tanto la expresión empleada es:

$$d_p = \sqrt{\frac{144 \times 4 \times Q_M}{\pi \times V_s}} \quad \text{(Ec. 2.7)}$$

Donde:

$d_p$  = Diámetro de la boquilla (pulg).

$Q_M$  = Flujo de mezcla por boquilla de entrada (pie<sup>3</sup>/s).

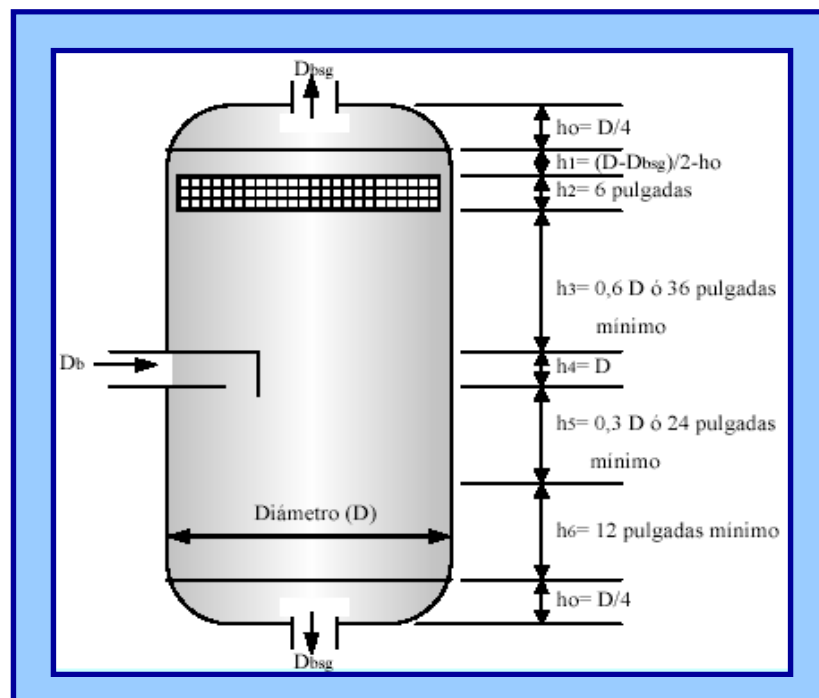
$V_s$  = Velocidad superficial de la mezcla en la boquilla de entrada (pie/s).

#### 2.7.1.4 Altura Del Separador Bifásico

La altura se obtiene tomando en consideración las medidas para tambores separadores verticales que se muestran en la figura 2.7, la cual está regida por las

normas PDVSA; dicha figura, muestra una especificación de las alturas que debe tener cada sección del separador; para lo que la determinación del diámetro del equipo, así de como los respectivos diámetros de la boquilla de alimentación y boquilla de salida de vapor juegan un papel muy importante en el cálculo de cada una de las alturas, que una vez obtenidas permiten conocer mediante su sumatoria, la longitud total del equipo.

Los separadores verticales a diseñar tendrán una malla separadora de gotas o eliminador de niebla tipo malla de alambre que es un dispositivo que implica bajos costos de instalación y posee una de las eficacias de remoción más altas. A su vez las corrientes de proceso del sistema de refrigeración de la planta ya han sido tratadas eliminando sus impurezas por lo que se supone un servicio limpio que implica pocos riesgos de obstruir la malla debido a la presencia de sólidos pegajosos.



**Figura 2.7** Dimensiones recomendadas en las normas PDVSA para el diseño de separadores verticales. <sup>[16]</sup>

### 2.7.1.5 Boquilla De Salida De Gas

La boquilla de salida de gas debe ser calculada con el fin de obtener una de las alturas necesarias para el cálculo de la altura total del separador de manera que:

$$D_{bsg} = \sqrt{\frac{4 \times Q_v}{\pi \times V_{bsg}}} \quad (\text{Ec. 2.8})$$

Donde:

$D_{bsg}$  = Diámetro de la boquilla de salida de gas

$V_{bsg}$  = Velocidad del gas en la boquilla

La velocidad del gas en la boquilla de salida ( $V_{bsg}$ ) debe ser un valor menor que:

$$V_{bsg} = \frac{60}{\sqrt{\rho_G}} \quad (\text{Ec. 2.9})$$

De esta manera una vez se obtienen todos los parámetros necesarios se procede al cálculo de las alturas respectivas empleando para ello las expresiones específicas que se muestran en la figura 2.7; es importante acotar que este tipo de equipos debe cumplir con la relación longitud – diámetro L/D la cual debe estar comprendida en un rango de 2,5 a 6 y al realizar un diseño se debe verificar que cumplan con ella, es decir, que siempre que sea posible las longitudes y los diámetros deben ajustarse para producir tamaños que coincidan con los diseños estándar de los suplidores de equipo. Una vez obtenidas las longitudes respectivas la sumatoria de las mismas equivalen a una altura aproximada del separador. <sup>[16]</sup>

### 2.7.2 Dimensionamiento De Un Tambor Acumulador

Para tambores horizontales el estimado de su tamaño óptimo es un procedimiento de tanteo donde se asume en un inicio el tamaño del tambor y luego se verifica si el tambor es adecuado para el servicio.

Para dimensionar un tambor acumulador, se pueden considerar las siguientes premisas de cálculo:

Al recipiente sólo llega líquido, sin embargo, se puede considerar que el área ocupada por el líquido será de un 80 % del área total del acumulador, previendo cualquier contingencia aguas arriba del proceso, como por ejemplo, fallas en el equipo de enfriamiento que puedan generar una condensación incompleta del vapor que lo alimenta (propano refrigerante).

El tambor se diseña siguiendo la misma metodología expuesta en el manual de diseño de procesos de PDVSA para tambores horizontales; de allí que tanto el área de flujo de vapor como la velocidad crítica en el recipiente se calculan con las ecuaciones 2.1 y 2.2.

Seguidamente una vez se define el tipo de servicio a prestar por el tambor tal como se hace con los tambores verticales, se procede a obtener la distancia mínima permisible entre el nivel bajo bajo de líquido (NBBL) y el fondo del tambor ( $h_{NBBL}$ ).

A continuación se determina el volumen de retención ( $V_r$ ) entre el nivel alto - alto de líquido (NAAL) y el nivel bajo- bajo de líquido (NBBL) para ello las siguientes ecuaciones son de gran utilidad:

El volumen de retención de operación de líquido, entre el nivel alto de líquido (NAL) y el nivel bajo de líquido (NBL) se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de retención:

$$V_{r1} = Q_L \times t_r \quad \text{(Ec. 2.10)}$$

Mientras que el volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador al accionarse una alarma (sea de alta o sea de baja), entre el NAAL y el nivel alto de líquido (NAL) (o entre NBBL y NBL), se obtiene multiplicando el flujo de alimentación líquida por el tiempo de respuesta supuesto, el cual es 5 min (300 s) desde el NAL hasta el NAAL, y 5 min más (300 s), desde NBL hasta NBBL:

$$V_{r2} = Q_L \times (600s) \quad \text{(Ec. 2.11)}$$

En el caso de no tener interruptores y/o alarmas de NBBL y NAAL, este volumen adicional es nulo.

El volumen de retención máximo de líquido, ( $V_r$ ), entre el NAAL y el NBBL se obtiene sumando los dos volúmenes anteriores:

$$V_r = V_{r1} + V_{r2} \quad \text{(Ec. 2.12)}$$

Seguidamente se asume un valor inicial para la relación  $L_{eff}/D$  donde  $L_{eff}$  es la longitud efectiva de operación, es decir, la requerida para que el proceso de separación se cumpla. La relación  $L_{eff}/D$  varía según la presión de operación en los siguientes rangos:

$P < 250$ psig	$1,5 < L_{eff}/D < 3,0$
$250 < P < 500$ psig	$3,0 < L_{eff}/D < 4,0$
$P > 500$ psig	$4,0 < L_{eff}/D < 6,0$

Se asume un diámetro y se toma un rango adecuado para la relación  $L_{eff}/D$ , a partir de ello se obtiene una longitud.

Una vez se conoce  $L_{eff}$  a partir del diámetro asumido y el volumen de retención se calcula entonces el área vertical entre el NBBL y el NAAL por la siguiente expresión:

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{V_r}{L_{eff}} \quad (\text{Ec. 2.13})$$

Donde:

$A_{NBBL-NAAL}$  = Área vertical entre el nivel bajo - bajo de líquido y el nivel alto - alto ( $\text{pie}^2$ )

$L_{eff}$  = Longitud efectiva de operación (pie).

El área fraccional ( $A_1^*$ ) de la sección transversal localizada entre el fondo del tambor y el NBBL ( $A_{\text{fon-NBBL}}$ ), a la altura del NBBL ( $h_{\text{NBBL}}$ ), se usará genéricamente como la razón de un área transversal sobre el área transversal total del tambor horizontal y para obtenerla se emplea la tabla C.2 del apéndice C, para ello será necesario obtener previamente la altura fraccional ( $R^*$ ) el cual es un término que se usa genéricamente como la razón de una altura sobre el diámetro del tambor horizontal ó como:

$$R^* = \frac{h_{\text{NBBL}}}{D} \quad (\text{Ec. 2.14})$$

De igual manera será necesario obtener el área vertical entre el NBBL y el fondo del tambor ( $A_{\text{fon-NBBL}}$ ) para lo cual es necesario calcular en primera instancia el área del tambor como sigue:

$$A_{TAMB} = \pi \times \frac{(D)^2}{4} \quad (\text{Ec. 2.15})$$

Para seguidamente obtener el área mencionada, tal como se muestra a continuación:

$$A_{\text{fon-NBBL}} = A_1^* \times A_{TAMB} \quad (\text{Ec. 2.16})$$

Finalmente se obtiene el área de sección transversal vertical disponible de la siguiente manera:

$$A_{VD} = A_{TAMB} - (A_{\text{fon-NBBL}} + A_{\text{NBBL-NAAL}}) \quad (\text{Ec. 2.17})$$

Una vez calculado el valor anterior se compara con el valor del área requerida para el flujo de vapor, si  $A_{VD}$  es igual a  $A_V$  el valor de diámetro asumido es correcto. Si  $A_{VD}$  es significativamente mayor que  $A_V$ , el tamaño de tambor que se supuso es demasiado grande para el servicio, y si  $A_{VD}$  es significativamente menor que  $A_V$ , el tamaño del tambor supuesto es muy pequeño. Una vez estos valores de área convergen ya se pueden fijar los valores correspondientes de diámetro y longitud efectiva de operación según la relación  $L_{\text{eff}}/D$  escogida. <sup>[16]</sup>



### 2.7.3 Método Politrópico Para Cálculo De Compresores

Este método admite que el nivel de entropía cambia realmente durante la compresión de los gases reales en compresores comerciales, debido a la ineficiencia del proceso de compresión y a la desviación del comportamiento del gas perfecto. La trayectoria de compresión se describe a partir de la siguiente relación:

$$P \times V^n = K(\text{Constante}) \quad (\text{Ec. 2.18})$$

En la cual  $n$ , es el exponente de compresión politrópica usado para cálculo de cabezal y caballaje, el cual indica la desviación que ocurre de un proceso isentrópico a otro politrópico cuando un gas se comprime. El exponente  $n$  puede ser evaluado por:

$$n = \frac{\log\left(\frac{P_2}{P_1}\right)}{\log\left(\frac{V_1}{V_2}\right)} \quad (\text{Ec. 2.19})$$

Donde:

$P_2$  y  $P_1$  = Presión de descarga y entrada respectivamente (Psia).

$V_1$  y  $V_2$  = Volumen específico de entrada y salida respectivamente ( $\text{Pie}^3/\text{lb}$ ).

#### 2.7.3.1 Exponente Politrópico De Aumento De Temperatura

El exponente politrópico de aumento de temperatura, se debe a que el aumento de temperatura es una función exponencial e indica la manera en que aumenta la

temperatura a través del proceso de compresión. La siguiente expresión permite determinar este coeficiente:

$$m = \frac{\log\left(\frac{T_2}{T_1}\right)}{\log\left(\frac{P_2}{P_1}\right)} \quad \text{(Ec. 2.20)}$$

Donde:

$m$  = Exponente de aumento de temperatura (adimensional).

$T_1$  y  $T_2$  = Temperatura de entrada y salida respectivamente ( $^{\circ}\text{R}$ ).

### 2.7.3.2 Cabezal politrópico del compresor

El cabezal politrópico es empleado en la determinación de la cantidad de energía que debe ser añadida a cada unidad másica de gas para producir el incremento deseado de presión. El cabezal es una función directa de la relación de presiones. Si la relación de presiones ( $P_2/P_1$ ) es menor que 3 ( $r < 3$ ), predomina el exponente de compresión politrópico, no obstante, si  $r > 3$ , predomina el exponente politrópico de aumento de temperatura. Bajo esta premisa, el cabezal politrópico se expresa como:

$$H_{poli} = \frac{1}{F_0} \times \left[ \frac{g_c}{g} \right] \times \left[ \frac{Z \times R \times T_1}{M} \right] \times \left[ \frac{n}{n-1} \right] \times \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^{\frac{n-1}{n}} - 1 \right] \quad \text{(Ec. 2.21)}$$

Donde:

$H_{poli}$  = cabezal politrópico del compresor (pie).

$Z$  = factor de compresibilidad promedio (adimensional).

$T_1$  = temperatura de entrada ( $^{\circ}\text{R}$ ).

$M$  = peso molecular promedio.

$n$  = exponente de compresión politrópica.

$R$  = constante universal de los gases (1.545 pie.lb/lbmol.°R).

$F_0$  = factor de conversión (9,806 para SI y 1 para el sistema inglés).

$g_c$  = constante dimensional (32,1742 lbm.pie/lbf.s<sup>2</sup>).

$g$  = aceleración de gravedad (32,1742 pie/s<sup>2</sup>).

El cabezal politrópico del compresor también se puede obtener por:

$$H_{poli} = \frac{1}{F_0} \times \left[ \frac{g_c}{g} \right] \times \left[ \frac{Z \times R \times T_1}{M} \right] \times \left[ \frac{1}{m} \right] \times \left[ \left( \frac{P_2}{P_1} \right)^m - 1 \right] \quad (\text{Ec. 2.22})$$

### 2.7.3.3 Eficiencia Politrópica

Debido a la fricción que ocurre entre el fluido y la superficie de los álabes y entre las propias capas del fluido, se producen algunas pérdidas de energía que ocasionan que el proceso de compresión sea irreversible y adiabático. Para superar estas pérdidas y llevar el fluido a una entropía mayor a la requerida en un proceso ideal, se requiere un mayor trabajo del compresor.

Para determinar qué porcentaje de la energía suministrada por el compresor es utilizado en elevar la presión del fluido de ( $P_1$ ) a ( $P_2$ ), normalmente se consideran la eficiencia de la etapa y la eficiencia politrópica, siendo ésta última la relación de la energía de compresión politrópica transferida al gas y la energía real transferida al gas.

La eficiencia politrópica puede obtenerse a partir de las curvas en las figura del apéndice F, por lo que es necesario calcular el flujo volumétrico a las condiciones de entrada, a partir de la expresión:

$$Q = W \times V_1 \quad (\text{Ec. 2.23})$$

En la cual:

Q = Flujo volumétrico a las condiciones de entrada (pie<sup>3</sup>/s).

W = Velocidad de flujo másico (lb/s).

V<sub>1</sub> = Volumen específico a las condiciones de entrada (pie<sup>3</sup>/lb).

Por otro lado, el volumen específico puede ser determinado por:

$$V_i = \frac{Z_i \times R \times T_i}{P_i \times M} \quad (\text{Ec. 2.24})$$

#### 2.7.3.4 Requerimiento Total De Potencia Del Impulsor

Este requerimiento de potencia está definido por la suma de:

Potencia de gas, el cual es el requerimiento actual de potencia para compresión a condiciones particulares, incluyendo todas las pérdidas termodinámica, por fugas y por fricción del fluido, pero excluyendo las pérdidas por fricción mecánica. La potencia de gas es determinada por la siguiente expresión:

$$PG = \frac{W \times H_{poli} \times g}{\eta_{poli} \times g_c} \quad (\text{Ec. 2.25})$$

Donde:

PG = Potencia de compresión o requerimiento de potencia de gas (HP).

$\eta_{poli}$  = Eficiencia politrópica.

Pérdidas mecánicas del compresor.

Pérdidas de transmisión del elemento motriz.

El requerimiento de potencia de compresión es calculado sobre una base tanto politrópica como isentrópica, dependiendo del tipo de compresor y de la situación del diseño.

Las pérdidas mecánicas para compresores centrífugos y rotativos de más de 750 KW (1000 HP) pueden ser estimados para propósitos de diseño de servicio como: 25 Kw (35 HP) para cojinetes, 25Kw (35 HP) para sellos de eje de tipo aceite, mientras que las pérdidas de potencia para los sellos de eje de tipo laberinto pueden ser despreciadas en la etapa de diseño de servicio.

Por debajo de 750 kW (1000 HP) las pérdidas por sellos y cojinetes son más bajas. Las pérdidas mecánicas estimadas por el suplidor para los modelos específicos son más confiables que las estimaciones generalizadas. Las pérdidas mecánicas para compresores reciprocantes son atribuidas a las pérdidas por fricción en el engranaje de la marcha y pueden ser estimadas dividiendo el requerimiento de potencia de compresión entre una eficiencia mecánica de 0,88 ó 0,95. <sup>[17]</sup>

#### **2.7.4 Dimensionamiento De Intercambiadores De Calor**

Los intercambiadores de tubo y coraza tienen diferentes usos y aplicaciones, como ya se explicó previamente, sin embargo, los métodos aplicados para su dimensionamiento suelen seguir la misma base, introduciendo ligeras variantes que dependerán del tipo de servicio con el cual esté involucrado el equipo.

### **2.7.4.1 Metodología General Para El Diseño De Intercambiadores De Calor**

La siguiente metodología se presentará como una guía general para el diseño de intercambiadores de calor de cualquier tipo.

Recopilación de la información mecánica, de proceso y de la función de la unidad o servicio dentro del proceso. La información de proceso que se requiere obtener es la siguiente:

Fase y naturaleza del flujo, es decir, si se trata de un líquido, vapor, gas, bifásico, vapor de agua, agua, hidrocarburos, etc.

Flujos totales (entrando y saliendo de la unidad, mínimo por un lado): másico ó volumétrico, especificado por fase cuando se trata de flujo bifásico.

Propiedades de los fluidos: calor específico, calor latente, conductividad térmica, viscosidad, peso molecular, gravedad específica ó densidad.

Condiciones de operación: temperatura y presión a la entrada y/o salida de la unidad.

Caídas de presión permisibles: máxima permitida en cada lado.

Factores de ensuciamiento los cuales preferiblemente deben estar basados en experiencias operacionales.

Condiciones de diseño: temperatura y presión en cada lado de la unidad.

Características corrosivas, tóxicas y/o inflamables de los fluidos.

Existencia de ciclos térmicos: frecuencias de paradas y arranque, si es una operación por carga, etc.

Mientras que la información mecánica requerida es la siguiente:

Materiales de construcción.

Espesor de la pared por consideraciones de corrosión.

Especificaciones, códigos y estándares.

Tamaño o limitaciones de espacio.

Tolerancia por corrosión.

Orientación de la instalación: horizontal ó vertical.

Existen otros detalles que deben tomarse en cuenta en el diseño que incluyen longitud del tubo, limitaciones en las dimensiones de la carcasa y otros, los cuales deben incluirse en estudios preliminares de plantas nuevas y que normalmente son especificados por el cliente.

Seguidamente debe hacerse una selección del tipo de intercambiador.

Localizar los criterios de diseño típicos para el servicio en cuestión, así como también criterios y consideraciones adicionales y la configuración del intercambiador.

Una vez se han establecido los parámetros mencionados anteriormente se procede al diseño térmico e hidráulico del intercambiador.

Búsqueda de información adicional, en los documentos técnicos necesarios, con el fin de completar la especificación de proceso del intercambiador de calor bajo estudio.

Cuando se especifica un intercambiador de calor, el diseñador casi siempre conoce o puede calcular sin mucha dificultad, los términos flujo de calor (Q) y la diferencia media logarítmica de temperatura para las condiciones de proceso dadas, sin embargo, para obtener el área de transferencia de calor requerida, se requiere conocer el coeficiente global de transferencia de calor (U), el cual es función del diseño y de las velocidades de ensuciamiento.

#### 2.7.4.2 Flujo De Calor

La mayoría de las veces se considera que el equipo está aislado, por lo tanto, no hay pérdidas de calor y el calor que gana el fluido de los tubos es igual al cedido por el fluido de la coraza. El flujo de calor se puede calcular a partir de las siguientes ecuaciones:

$$Q = m \times Cp \times (T_2 - T_1) \quad \text{(Ec. 2.26)}$$

Donde:

Q = Flujo de calor (Btu/hr).

Cp = Calor específico del fluido (Btu/lb.°F).

m = Flujo másico del fluido (lb/hr).

T2 , T1 = Temperaturas de salida y entrada del fluido de proceso (°F).



Y a partir de:

$$Q = U \times A \times MLDT \quad (\text{Ec. 2.27})$$

En la cual:

U = Coeficiente global de transferencia de calor (Btu/hr.pie<sup>2</sup>.°F).

A = Área a través de la cual ocurre la transferencia de calor (pie<sup>2</sup>).

MLDT = Diferencia media logarítmica de temperatura (°F).

O en su defecto el flujo de calor se puede obtener a partir del modelo de simulación que se realice de la planta.

### 2.7.4.3 Diferencia Media Logarítmica De Temperatura

La diferencia efectiva de temperatura entre los fluidos caliente y frío es la fuerza motora del mecanismo de transferencia de calor. Esta diferencia se calcula a partir de la diferencia de temperatura media logarítmica en contracorriente, la cual se corrige mediante factores que toman en consideración el arreglo de flujo que se vaya a utilizar:

$$MLDT = \frac{(\Delta T)_C - (\Delta T)_F}{\text{Ln} \frac{(\Delta T)_C}{(\Delta T)_F}} \quad (\text{Ec. 2.28})$$

Donde:

$(\Delta T)_C$  = Diferencia de temperaturas de terminal caliente del intercambiador (°F)

$(\Delta T)_F$  = Diferencia de temperaturas de terminal fría del intercambiador (°F)

La media logarítmica de la diferencia de temperatura debe ser corregida mediante un factor (Fn), cuya magnitud depende de la configuración del intercambiador y la temperatura de las corrientes. Los valores de Fn son mostrados en las Figuras D.2, D.3 y D.4 del apéndice D, para los arreglos más comunes de intercambiadores. En general, si el valor de Fn que se obtiene en las gráficas es menor que 0,8 esto es señal de que la configuración seleccionada para el intercambiador no es correcta y debe suponerse un nuevo arreglo.

Los parámetros que permiten determinar Fn en las gráficas son P y R y se muestran a continuación:

$$P = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} \quad (\text{Ec. 2.29})$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} \quad (\text{Ec. 2.30})$$

Donde:

$T_1, T_2$  = Temperaturas de entrada y salida de la coraza respectivamente (°F).

$t_1, t_2$  = Temperaturas de entrada y salida de los tubos respectivamente (°F).

Para el diseño de este tipo de intercambiadores es importante calcular el flujo de vapor refrigerante en la coraza por lo que la expresión que se muestra a continuación es de gran utilidad para ello: <sup>[18]</sup>

$$m_{ref} = \frac{Q}{\lambda_{latente}} \quad (\text{Ec. 2.31})$$

Donde:

$m_{ref}$  = Flujo másico de refrigerante (lb/hr)

$\lambda_{latente}$  = Calor latente de vaporización (Btu/lb)

#### 2.7.4.4 Área De Transferencia De Calor

El área de transferencia de calor se obtiene mediante un despeje de la Ecuación 2.27, el cual reporta la siguiente expresión:

$$A = \frac{Q}{U \times MLDT} \quad (\text{Ec. 2.32})$$

Cada una de las expresiones que se presentan a continuación permitirán obtener los parámetros necesarios para ingresar a las figuras D.5 y D.6 del apéndice D, por las cuales se rige GPSA para el diseño de evaporadores tipo kettle o rehervidor de marmita empleados en sistemas de refrigeración.

$$A_T = N_T \times \pi \times \frac{D_o^2}{4} \quad (\text{Ec. 2.33})$$

Donde:

$A_T$  = Área de los tubos (pie<sup>2</sup>)

$D_o$  = Diámetro externo de los tubos (pie)

$N_T$  = Número de tubos.

$$A_L = \pi \times D \times L \quad (\text{Ec. 2.34})$$

Donde:

$A_L$ = Área de cada tubo (pie<sup>2</sup>)

$L$ = Longitud de los tubos (pie)

$$N_T = \frac{A}{A_L} \quad (\text{Ec. 2.35})$$

$N_T$  representa el número total de tubos del intercambiador

$$D_{\text{haz}} = \sqrt{\frac{4 \times A_T}{\pi}} \quad (\text{Ec. 2.36})$$

$D_{\text{haz}}$  representa el diámetro del haz de tubos requerido como parámetro para determinar el diámetro aproximado de la coraza del intercambiador

Finalmente es importante conocer el área segmental en el intercambiador con el fin de poder ingresar en el eje de las ordenadas de la figura D.6 y determinar el diámetro de la coraza del evaporador para ello la siguiente expresión es de gran utilidad:

$$A_{\text{Segm}} = \frac{m_{\text{ref}}}{C_{\text{vp}} \times L} \quad (\text{Ec. 2.37})$$

Donde:

$A_{\text{Segm}}$ = Área segmental (pie<sup>2</sup>)

$m_{\text{ref}}$ = Flujo másico de refrigerante (lb/hr)

$C_{\text{vp}}$ = Carga de vapor permitida (lb/hr/pie<sup>3</sup>)

Puesto que el diseño del intercambiador es desde el punto de vista conceptual, las ecuaciones anteriormente descritas son suficientes para obtener las dimensiones que se requieren conocer. <sup>[19]</sup>

### **2.7.5 Intercambiadores De Enfriamiento Por Aire**

Los intercambiadores de enfriamiento por aire utilizan el aire ambiental sobre la parte exterior de sus tubos o serpentín. En la mayoría de los casos estos tubos poseen aletas altas. En muy pocas aplicaciones es necesario usar tubos sin aletas. Por lo general este tipo de equipos es utilizado para enfriar o condensar los fluidos que fluyen a través del interior de los tubos. Con el fin de que sea efectivo, el aire debe fluir en convección forzada, de esta manera se obtienen coeficientes de transferencia de calor por convección que sean aceptables. Los tipos más comunes de estos intercambiadores son los de enfriamiento de aire forzado o inducido.

Los enfriadores de aire consisten de uno o más ventiladores de flujo axial, velocidades relativamente bajas y diámetros grandes, que forzan o inducen al aire a fluir a través de un banco de tubos. La configuración básica de una unidad es un banco de tubos aleteados montado sobre una estructura de acero con una cámara de pleno y un anillo vénturi, un motor y otros accesorios como persianas, guarda ventilador, alambrado e interruptores de vibración.

En general, los enfriadores de aire resultan especialmente atractivos en aquellas localidades donde el agua escasea o requieren un tratamiento costoso como una torre de enfriamiento, donde las leyes de contaminación ambiental establezcan requisitos estrictos para los efluentes de agua, donde la expansión de los sistemas de agua de enfriamiento sea necesaria, o donde la naturaleza del medio enfriante cause taponamientos frecuentes o problemas de corrosión.

Los enfriadores de aire ocupan un área relativamente grande. Por lo tanto, estas unidades se instalan normalmente encima de los tendidos de líneas y de los equipos de proceso, tales como tambores e intercambiadores. <sup>[19]</sup>



**Figura 2.8** Enfriador por aire. <sup>[19]</sup>

Para el diseño de este tipo de intercambiadores es válido el siguiente procedimiento:

1. Seleccionar un coeficiente global de transferencia, de acuerdo al tipo de servicio, según la tabla E.1 del apéndice E.

2. Luego, se calcula una temperatura tentativa del aire a la salida, a partir de la siguiente ecuación:

$$\Delta t_a = \left( \frac{U_x + 1}{10} \right) \times \left( \frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (\text{Ec. 2.38})$$

Donde:

$\Delta t_a$  = Incremento tentativo de temperatura del aire (°F).

$U_x$  = Coeficiente basado en la superficie extendida (BTU/hr.pie<sup>2</sup>°F).

$T_1$  = Temperatura de entrada en el lado de los tubos (°F).

$T_2$  = Temperatura de salida en el lado de los tubos (°F).

$t_1$  = Temperatura de entrada del lado aire (°F).

3. Calcular la diferencia media logarítmica corregida de temperatura (CMTD). Este cálculo al igual que en intercambiadores de tubo y coraza va a depender de las consideraciones de proceso, el tipo de intercambiador y el arreglo de los tubos. Las gráficas para factor de corrección de la diferencia media logarítmica de temperatura son las que se muestran en el apéndice E figuras E.2 y E.3.

4. Calcular la superficie requerida una vez se ha determinado la carga de calor en el intercambiador. Dicha área se obtiene a partir de:

$$A_x = \frac{Q}{(U_x) \times (CMTD)} \quad (\text{Ec. 2.39})$$

Donde:

$A_x$  = Superficie requerida (pie<sup>2</sup>).

$Q$  = Carga de calor (BTU/hr).

Seguidamente se calcula el área de frente, empleando el factor del área externa del tubo aleteado (APSF), este factor estará reportado en la Tabla E.1 del apéndice E, la expresión válida es la siguiente:

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} \quad (\text{Ec. 2.40})$$

Donde:

$F_a$  = Área de frente (pie<sup>2</sup>).

APSF = Factor de área externa del tubo aleteado (pie<sup>2</sup>/ pie<sup>2</sup> de área de frente del haz).

Calcular el ancho de la unidad con la longitud de tubo asumida, a partir de:

$$\text{Ancho} = \frac{F_a}{L} \quad (\text{Ec. 2.41})$$

Donde:

Ancho = Anchura de la unidad (pie).

L = Longitud (pie).

Luego se calcula el número de tubos empleando la relación de área externa total/pie de tubo aleteado (APF) de la siguiente manera:

$$N_t = \frac{A_x}{(APF) \times (L)} \quad (\text{Ec. 2.42})$$

Donde:

$N_t$  = Número de tubos.



Una vez calculado el número de tubos se procede al cálculo de la velocidad másica del lado de los tubos, con el número de pasos asumido y leyendo el área de los tubos en la Tabla D.1 para una pulgada de diámetro externo y 16 BWG que es lo mas común para este tipo de servicio, de esta manera la velocidad másica se obtiene por:

$$G_t = \frac{(144) \times (W_t) \times (N_p)}{(3600) \times (N_t) \times (A_t)} \quad \text{(Ec. 2.43)}$$

Donde:

$G_t$  = Velocidad másica del lado de los tubos (lb/pie<sup>2</sup>.s)

$W_t$  = Flujo másico en los tubos (lb/h)

$N_p$  = Número de pasos

$A_t$  = Área interna de corte transversal de los tubos (plg<sup>2</sup>)

El siguiente paso es calcular el número de Reynolds modificado:

$$N_R = \frac{(D_i) \times (G_t)}{\mu} \quad \text{(Ec. 2.44)}$$

Donde:

$D_i$  = Diámetro interno (plg).

$\mu$  = Viscosidad del fluido que va por los tubos (cP).

Calcular la caída de presión en el lado de los tubos, para ello se deberán determinar parámetros registrados en las Figuras E.4 y E.5 del apéndice E. La caída de presión se podrá obtener sustituyendo los valores pertinentes en la siguiente ecuación:

$$\Delta P_t = \frac{f \times Y \times L \times N_p}{\Phi} + B \times N_p \quad (\text{Ec. 2.45})$$

En la cual:

$\Delta P_t$  = Caída de presión en los tubos (psi).

$\Phi$  = Gradiente de corrección de la viscosidad. (Figura E.9)

f = Factor de fricción. (Figura E.4).

Y = Factor de corrección (psi/pie). (Figura E.5).

B = Factor de corrección (psi). (Figura E.5).

Coefficiente de película del lado de los tubos; inicialmente se debe obtener el factor A:

$$A = k \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \quad (\text{Ec. 2.46})$$

El factor A se obtiene con la Figura E.6, o en su defecto determinando su valor al sustituir las propiedades respectivas, es así como de esta manera una vez conocido dicho factor se obtiene el coeficiente de película del lado de los tubos, por lo tanto:

$$h_t = \frac{J \times k \times \left( \frac{C_p \times \mu}{k} \right)^{1/3} \times \Phi}{D_i} \quad (\text{Ec. 2.47})$$

Donde:

$h_t$  = Coeficiente convectivo del lado de los tubos (Btu/hr.pie<sup>2</sup>.°F).

J = Factor de transferencia de calor. (Figura E.7 del apéndice E)

$k$  = Conductividad térmica del fluido del lado de los tubos  
(Btu/[hr.pie<sup>2</sup>.°F)/pie).

Cálculo de la cantidad de aire:

$$W_a = \frac{Q}{(0,24) \times (\Delta t_a)} \quad (\text{Ec. 2.48})$$

Donde:

$W_a$  = Flujo másico de aire (lb/hr).

0,24= Calor específico del aire (Btu/lb.°F)

La velocidad másica del frente de aire, se obtiene por:

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} \quad (\text{Ec. 2.49})$$

Donde:

$G_a$  = Velocidad másica del frente de aire (lb/pie<sup>2</sup>.s).

Una vez se obtiene la velocidad másica del aire, con este valor se ingresa a la figura E.8 y se lee el correspondiente valor del coeficiente de película del lado aire.

Se calcula el coeficiente de transferencia global de la siguiente manera:

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(AR) \times (D_e)}{D_i} \quad (\text{Ec. 2.50})$$

Donde:

$A_i$  = Área interna de los tubos ( $\text{pie}^2$ ).

$AR$  = Relación de áreas de tubo aleteado comparada con el área exterior de 1 pulgada de diámetro externo del tubo desnudo.

$D_e$  = Diámetro externo de los tubos (pie).

Una vez obtenida la anterior relación de áreas se calcula el coeficiente de transferencia global por:

$$\frac{1}{U_x} = \left( \frac{1}{h_i} \right) \times \left( \frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \times \left( \frac{A_x}{A_i} \right) + \frac{1}{h_a} \quad (\text{Ec. 2.51})$$

Donde:

$r_{dt}$  = factor de obstrucción o de ensuciamiento ( $\text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$ )

$h_a$  = Coeficiente convectivo del lado aire ( $\text{Btu}/\text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ )

Si el  $U_x$  calculado en el paso anterior es igual o ligeramente más grande o pequeño que el asumido en un inicio y si la caída de presión calculada está dentro del rango permitido, se considera que la solución es aceptable y se continúa con los cálculos como sigue, de lo contrario se deben repetir los pasos anteriores asumiendo un nuevo valor de  $U_x$  que esté dentro del rango que comprende el valor que se asume en un inicio y el que se calculó en el último paso. Seguidamente se ajusta  $\Delta t_a$  incrementando su valor si el  $U_x$  calculado es más elevado que el asumido o reduciendo su valor si el  $U_x$  es más bajo que el asumido. Recalcular todos los valores, asumiendo un nuevo número de pasos y longitud de tubos.

Se calcula el área mínima del ventilador ( $FAPF$ ) considerando un mínimo de cubierta del ventilador de 0,40, a partir de la siguiente ecuación:

$$\text{Área del ventilador/ventilador} = FAPF = \frac{(0,40) \times (F_a)}{(N^\circ \text{Ventiladores})} \quad (\text{Ec. 2.52})$$

El diámetro del ventilador se obtiene por:

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \times FAPF}{\pi}} \quad (\text{Ec. 2.53})$$

Donde:

$D_v$  = Diámetro del ventilador (pie).

FAPF = Área del ventilador por fan (pie<sup>2</sup>).

Seguidamente se calcula la caída de presión estática del aire usando el factor de caída de presión del aire, para ello es necesario calcular la temperatura promedio del aire con sus valores de entrada y salida, una vez esta se obtiene la Figura E.11 es de utilidad para determinar  $D_R$  que es la relación de densidad, es decir, la relación de la densidad actual del aire y la densidad del aire seco a las condiciones de 70 °F y 14,7 psia. Es así como:

$$\Delta P_a = \frac{(F_p) \times (N)}{D_R} \quad (\text{Ec. 2.54})$$

Donde:

$\Delta P_a$  = Caída de presión estática del aire (pulg de agua)

$F_p$  = Factor de caída de presión (pulg de agua/fila de tubos). (Figura E.10).

$N$  = Número de filas.

$DR$  = Relación de densidades.

A continuación se determinan los pies cúbicos actuales por minuto (ACFM), para ello se le da uso a la siguiente ecuación:

$$ACFM = \frac{W_a}{(D_R) \times (60) \times (0,0749)} \quad (\text{Ec. 2.55})$$

Calcular la presión total aproximada del ventilador ( $PF$ ), empleando el factor  $D_R$  del aire y el área del ventilador:

$$PF = \Delta P_a + \left[ \frac{ACFM}{4.005 \times \left( \frac{\pi \times D_v^2}{4} \right)} \right]^2 \times (D_R) \quad (\text{Ec. 2.56})$$

Donde:

$$4500 = \sqrt{\frac{2 \times g \times \rho_w \times (3600)}{\rho_a \times 12}}$$

$g$  = Aceleración de gravedad ( $\text{pie}/\text{s}^2$ )

$\rho_w$  = Densidad del agua a 70 °F ( $\text{lb}/\text{pie}^3$ )

$\rho_a$  = Densidad del aire a 70 °F ( $\text{lb}/\text{pie}^3$ )

$PF$  viene expresado en pulgadas de agua.

La potencia de freno por ventilador, se calcula empleando un 70 % de la eficiencia del ventilador, y la potencia mecánica es estimada asumiendo 92 % de eficiencia de la velocidad reducida.

$$bhp = \frac{(ACFM / fan) \times (PF)}{(6.356) \times (0,70)} \quad (\text{Ec. 2.57})$$

En la ecuación anterior el valor de 6.356 viene representado por lo siguiente:

$$6.356 = \left[ \frac{33.000 \text{ pie} - \text{lb}}{\text{min} \times \text{hp}} \right] \times \left[ \frac{12 \text{ pulg}}{\text{pie}} \right] \times \left[ \frac{\text{pie}^3}{62,3 \text{ lb}} \right]$$

Donde 62,3 es el peso de 1 pie<sup>3</sup> de agua a 60 °F

Finalmente el área de superficie extendida es la siguiente:

$$A_x = F_a \times APSF \quad \text{(Ec. 2.58)}$$

## 2.8 Simulación De Procesos

La elaboración de balances de masa y energía, el dimensionamiento de equipos y otras actividades involucradas con la industria de procesos por lo general requiere una serie de cálculos que si bien pueden ser sencillos para algunos procesos para otros suelen ser un tanto rigurosos de acuerdo a la complejidad del sistema, es por ello que en muchos casos el empleo de ordenadores es indispensable, ya que si éstos cuentan con un programa adecuado permitirán que la tarea se lleve a cabo de manera rápida y confiable, siempre y cuando el operador conozca ciertos parámetros del proceso que se estudia y tenga un criterio lógico de los resultados.

La simulación de procesos es una de las más grandes herramientas de la ingeniería, la cual se utiliza para representar un proceso mediante otro que lo hace mucho más simple y entendible.

### 2.8.1 Simuladores De Procesos

Los programas de diseño de procesos asistidos por computadora, normalmente son conocidos como simuladores de proceso. Estos paquetes están compuestos por bancos de datos, modelos de propiedades físicas y modelos de dimensionamiento y operación de equipos. Los extensos bancos de datos contienen información acerca de constantes y propiedades termofísicas y de transporte para cientos de sustancias, equipos, medidas de beneficio, costos de operación y capital. Este programa de computación automatiza los cálculos para el diseño de equipos y estudio del proceso. Sirve para entrenar a los ingenieros y técnicos en los cálculos implícitos en múltiples diseños, incluyendo los separadores y se organiza para efectuar los cálculos de un modo directo. Con él se pueden emular los diseños de los fabricantes de equipos. El simulador representa eventos del mundo real, bien sea a través de modelos simples o de complicados procesos de animación.

El empleo de un simulador permite presentar o mostrar los diseños de proceso de manera rápida; minimiza el trabajo; optimiza la evaluación de un diseño; permite la selección adecuada de un equipo para las especificaciones de diseño; la correcta y fácil evaluación ante cambios de alimentación; alteraciones diversas de las condiciones de operación de una planta; y, permite obtener seguridad y rendimiento en el ciclo de vida útil de la planta.

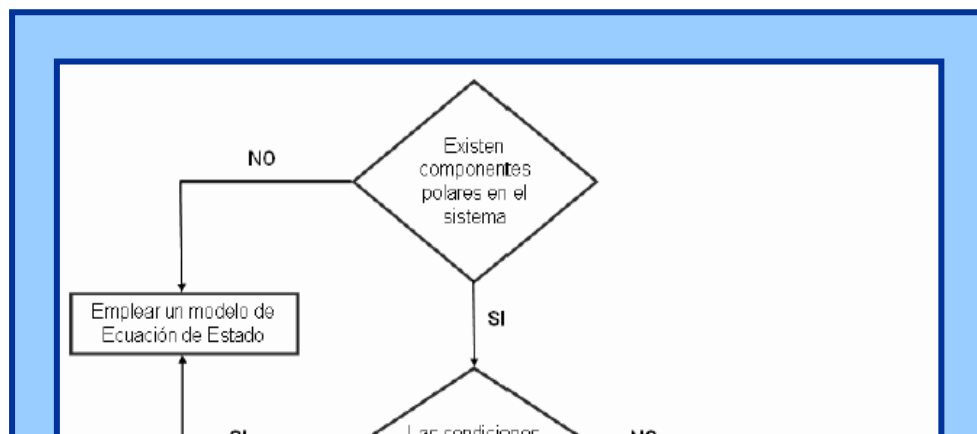
HYSYS PROCESS<sup>®</sup> es un programa de simulación desarrollado por la empresa Hyprotech. Es una herramienta de gran utilidad para los ingenieros de proceso, ya que con éste se puede realizar desde la simple evaluación de propiedades de mezcla hasta la simulación completa de una planta de procesos. Con Hysys Process<sup>®</sup> se pueden mostrar varios diseños alternativos, las especificaciones de un determinado equipo y evaluar problemas que se presenten en un proceso industrial o en una planta, a través de cálculos rápidos y confiables.



## 2.8.2 Ventajas De Los Simuladores De Procesos

Los simuladores contienen muchos modelos de reactores y operaciones unitarias que pueden ser usados para calcular los balances de materia y energía. Otros modelos calculan propiedades de mezclas, dimensionan equipos entre otros muchos cálculos. Consecuentemente los simuladores de proceso son usados para llevar a cabo muchos tipos de cálculo a lo largo del diseño de un proceso.

Las ventajas principales de un simulador de procesos se centran en minimizar el tiempo necesario para realizar cálculos; más aún, minimizar las fuentes de error humano generando de este modo resultados más precisos, que permiten al ingeniero ocuparse de otras tareas tales como el análisis de los datos, y modificación de las condiciones de operación que le permitan tener un conocimiento más profundo de lo que sucede en el proceso. A continuación se muestra un breve esquema que describe de forma sencilla la manera de seleccionar el paquete de propiedades termodinámicas en el momento de elaborar una simulación. <sup>[21]</sup>



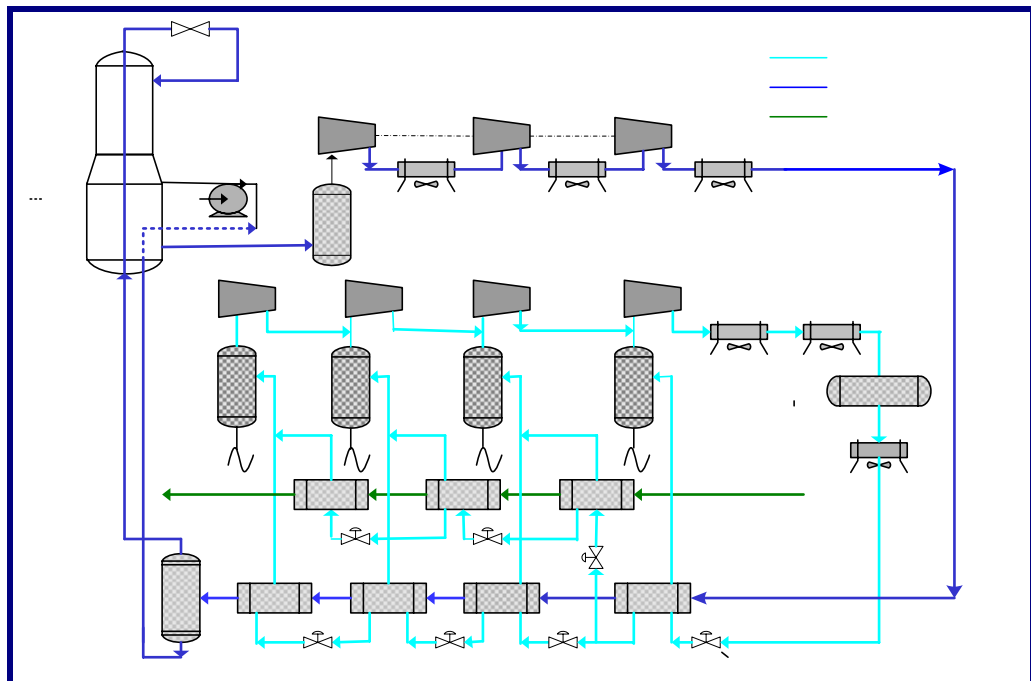
**Figura 2.9** Esquema de selección de propiedades termodinámicas en un simulador de procesos. <sup>[21]</sup>

## CAPÍTULO 3

### DESARROLLO DEL PROYECTO

#### 3.1 Elaboración De Un Modelo De Simulación Del Sistema De Refrigeración Mecánica Propano-Mezcla Refrigerante De La Planta De Gas Natural Licuado (GNL) Con Un Paquete Comercial.

La simulación del sistema de refrigeración mecánica de la planta de gas natural licuado constituye una herramienta de gran ayuda para el desarrollo de los objetivos subsecuentes debido a que las propiedades físicas y los balances de masa de las corrientes involucradas en el proceso se obtienen a partir de ésta.



**Figura 3.1.** Diagrama de flujo del sistema de refrigeración mecánica de la planta GNL.

El sistema de refrigeración de la planta cuenta con dos ciclos refrigerantes principales, tal como se ejemplifica en la figura 3.1. Un ciclo de pre - enfriamiento que emplea un componente puro (propano,  $C_3$ ) representado por la línea azul claro del diagrama y un ciclo de licuefacción y sub - enfriamiento que emplea una mezcla refrigerante MR (línea azul oscuro) que consta de metano, etano, propano y nitrógeno. El ciclo de pre – enfriamiento estará conformado por tres y cuatro niveles de presión, el primero de ellos para enfriar el gas de proceso (línea verde en el diagrama) por debajo de  $-40\text{ }^{\circ}\text{C}$  con los evaporadores tipo kettle E-1401 a E-1403; de igual manera la mezcla refrigerante puede ser enfriada y parcialmente condensada empleando los intercambiadores E-1521 a E-1524.

En los evaporadores tipo kettle el propano refrigerante hierve y se evapora en el lado de la coraza, mientras que las corrientes de proceso fluyen por los tubos alcanzando las especificaciones requeridas en la planta. Por su lado un compresor centrífugo de cuatro etapas recibe el propano evaporado una vez este ha pasado por los tambores de succión interetapas V-1530 a V-1533, en los cuales se asegura evitar la entrada de líquido al compresor, el propano refrigerante de la descarga de la primera etapa de compresión se mezcla con el vapor del tope del tambor de alta presión V-1533, alimenta la segunda etapa de compresión y así sucesivamente hasta finalmente alcanzar la última etapa y completar su recorrido de compresión, seguidamente el propano sobrecalentado es condensado y enfriado en los enfriadores por aire E-1530 y E-1531 respectivamente para luego ser reciclado nuevamente hacia los intercambiadores, completando de esta manera el ciclo de pre – enfriamiento con propano.

En cuanto al ciclo de mezcla refrigerante (MR), el refrigerante parcialmente licuado es separado en dos corrientes, vapor y líquido, que se emplean para licuar y sub - enfriar la corriente de proceso (gas natural) de  $-35\text{ }^{\circ}\text{C}$  hasta  $-160^{\circ}\text{C}$  aproximadamente, en un intercambiador en espiral llamado intercambiador de calor

criogénico principal (MCHE), el cual consiste en dos o tres haces de tubos que tienen un arreglo en una coraza vertical, con el gas de proceso y el refrigerante ingresando a los tubos por el fondo del intercambiador y fluyendo hacia arriba bajo presión. El gas de proceso pasa a través de todos los tubos y emerge ya licuado por el tope del MCHE, la corriente líquida de MR se extrae y se lleva a una evaporación instantánea a través de una válvula Joule Thomson así mismo el vapor de MR pasa por el tope siendo licuado, sub – enfriado y seguidamente evaporado instantáneamente en una válvula Joule Thomson. Por último la corriente de MR totalmente vaporizada del MCHE pasa hacia el compresor de mezcla refrigerante donde es comprimida, luego condensada por agua o aire y por el propano refrigerante para ser nuevamente reciclada al intercambiador de calor criogénico principal.

Básicamente, los procesos anteriormente descritos fueron los representados en el simulador de procesos HYSYS versión 2.2, seleccionando previamente como paquete termodinámico la ecuación de estado Peng – Robinson la cual es aplicable para procesamiento de hidrocarburos en general. El diagrama de flujo se construye de acuerdo al PFD que se encuentra en el apéndice A especificando composición, flujo másico y temperatura de las corrientes. Los diagramas del apéndice A.1 Y A.2 muestran el esquema de las simulaciones realizadas tanto para el sistema de pre – enfriamiento con propano como para el ciclo de mezcla refrigerante.

En las tablas que se mostrarán a continuación, se encuentran registrados los datos de las corrientes de proceso que fueron necesarios para elaborar la simulación, los cuales involucran presión, temperatura, composición y flujo. Las características del gas de proceso que fluye a través de los evaporadores del ciclo propano se indican en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1** Características de la corriente de gas natural a ser enfriado

<b>Gas natural</b>	<b>Fracción molar</b>
<b>Nitrógeno</b>	0,001
<b>Dióxido de Carbono</b>	0,000066
<b>Sulfuro de hidrógeno</b>	0,000004
<b>Metano</b>	0,9678
<b>Etano</b>	0,0183
<b>Propano</b>	0,0077
<b>i – Butano</b>	0,0012
<b>N – Butano</b>	0,0018
<b>I – Pentano</b>	0,0004
<b>N – Pentano</b>	0,0002
<b>N – Hexano</b>	0,0006
<b>Heptano</b>	0,00009
<b>Benceno</b>	0,00001
<b>Tolueno</b>	0,00001
<b>M – Xyleno</b>	0,00001
<b>Condiciones de operación</b>	-
<b>Temperatura (°F)</b>	69,5
<b>Presión (psia)</b>	961,6
<b>Flujo másico (lb/hr)</b>	1.384.538,84
<b>Flujo gas std (MMSCFD)</b>	750,13

La siguiente tabla muestra la fracción molar de la mezcla refrigerante del sistema:

**Tabla 3.2** Composición de la corriente de mezcla refrigerante

Mezcla refrigerante	Fracción molar
Metano	0,4234
Etano	0,4354
Propano	0,0869
Nitrógeno	0,0543

Las condiciones de proceso de los enfriadores por aire involucrados en ambos ciclos se especifican en la siguiente tabla (tabla 3.3). Es importante acotar que el fluido de proceso que manejan los enfriadores por aire E-1531 y E-1532 es propano mientras que el fluido que circula por los equipos E-1510, E-1511 y E-1512 es la corriente de metano, etano, propano y nitrógeno conocida como mezcla refrigerante.

Tabla 3.3 Condiciones de presión, temperatura y flujo del fluido de proceso en enfriadores por aire

Equipo	Temperatura (°F)		Presión (psia)		Flujo másico (lb/hr)
	Entrada	Salida	Entrada	Salida	
<b>E-1531</b>	171,80	130,00	291,20	276,70	4.427.338,80
<b>E-1532</b>	130,00	102,20	276,70	269,40	4.427.338,80
<b>E-1510</b>	133,98	107,40	273,80	266,50	2.629.495
<b>E-1511</b>	209,88	107,40	553,20	546,00	2.629.495
<b>E-1512</b>	161,70	107,60	798,50	791,10	2.629.495

De igual forma las condiciones de proceso de los equipos restantes se muestran en la tabla 3.4 a continuación:

**Tabla 3.4** Condiciones de presión y temperatura de evaporadores, compresores y separadores

Equipo	Temperatura (°F)				Presión (psia)			
	Entrada		Salida		Entrada		Salida	
Evaporador	Tubos	Coraza	Tubos	Coraza	Tubos	Coraza	Tubos	Coraza
<b>E-1401</b>	69,8	25,3	30,6	25,3	961,6	61,2	776,6	61,2
<b>E-1402</b>	30,6	-4,6	0,9	-4,6	776,6	35,0	769,4	35,0
<b>E-1403</b>	0,9	-31,1	-25,5	-31,1	769,4	19,0	762,1	19,9
<b>E-1521</b>	107,6	59,1	64,5	59,1	791,1	106,2	783,9	106,2
<b>E-1522</b>	64,5	25,3	30,6	25,3	783,9	61,2	776,6	61,2
<b>E-1523</b>	30,6	-4,6	0,9	-4,6	776,6	35,0	769,4	35,0
<b>E-1524</b>	0,9	-31,1	-25,5	-31,1	769,4	19,9	762,1	19,9
Separador	Temperatura (°F)				Presión (psia)			
<b>V-1530</b>	-31,1				19,9			
<b>V-1531</b>	-4,6				35,0			
<b>V-1532</b>	25,3				61,2			
<b>V-1533</b>	59,1				106,2			
<b>V-1521</b>	-25,5				762,1			
<b>V-1510</b>	-38				67,4			



**Tabla 3.4** Condiciones de presión y temperatura de evaporadores, compresores y separadores. (Continuación).

<b>Compresor de ciclo propano</b>	<b>Presión de succión (Psia)</b>	<b>Presión de descarga (Psia)</b>
<b>Etapa 1</b>	19,9	32,9
<b>Etapa 2</b>	32,9	59,0
<b>Etapa 3</b>	59,0	106,2
<b>Etapa 4</b>	106,2	291,2
<b>Compresor de ciclo Mezcla R</b>	<b>Presión de succión (Psia)</b>	<b>Presión de descarga (Psia)</b>
<b>Etapa 1</b>	67,4	273,8
<b>Etapa 2</b>	266,5	553,2
<b>Etapa 3</b>	549,0	798,5

**Tabla 3.5** Flujo másico correspondiente a cada uno de los equipos del sistema

<b>Equipo</b>	<b>Flujo másico (lb/hr)</b>	
<b>Evaporador</b>	<b>Tubos</b>	<b>Coraza</b>
<b>E-1401</b>	1.384.538,84	670.142,11
<b>E-1402</b>		430.704,22
<b>E-1403</b>		226.632,12
<b>E-1521</b>	2.629.495	4.545.326
<b>E-1522</b>		2.525.170,61
<b>E-1523</b>		1.477.822,76
<b>E-1524</b>		613.692,53

**Tabla 3.5** Flujo másico correspondiente a cada uno de los equipos del sistema  
(Continuación).

<b>Equipo</b>	<b>Flujo másico (lb/hr)</b>
<b>Separador</b>	-
<b>V-1530</b>	775.092,97
<b>V-1531</b>	1.065.074,84
<b>V-1532</b>	1.286.794,56
<b>V-1533</b>	1.348.486,26
<b>V-1521</b>	2.629.495
<b>V-1510</b>	2.629.495
<b>Compresor de CP</b>	-
<b>Etapa 1</b>	726.939,05
<b>Etapa 2</b>	1.792.013,89
<b>Etapa 3</b>	3.078.852,54
<b>Etapa 4</b>	4.427.338,80
<b>Compresor de MR</b>	-
<b>Etapa 1,2 y 3</b>	2.629.495

Las condiciones de presión, temperatura, a la entrada y salida de los evaporadores tipo kettle, separadores y compresores así como también sus flujos másicos se muestran en la tablas 3.4 y 3.5 respectivamente y representan parte de la data más importante que fue necesaria para ingresar los valores numéricos correspondientes a estas propiedades (P y T) en el simulador, es importante acotar que se debe tener cierta destreza para suministrar estos datos al programa con el fin de evitar sobre especificaciones que puedan impedir la normalidad en la ejecución del mismo.

Es importante acotar que todos los datos, referentes a las condiciones de presión y temperatura, flujos másicos, volumétricos y composición de las corrientes del proceso, requeridos para realizar la simulación fueron suministrados por PDVSA

### **3.2 Obtención De Los Balances De Masa Y La Caracterización De Las Corrientes Involucradas Mediante La Simulación Realizada**

Una vez se obtiene la corrida de la simulación de ambos ciclos (propano y mezcla refrigerante), es posible conocer las principales características de todas las corrientes involucradas así como también los balances de masa respectivos. Tales características incluyen propiedades físicas y químicas, fracciones de vapor y líquido así como los flujos relacionados con las mismas que son necesarios para los cálculos de dimensionamiento de los equipos del sistema de refrigeración, de allí que parte de ésta es reportada paulatinamente en la siguiente sección referida al diseño de equipos mientras que la restante se encuentra en el apéndice B destinado al reporte de la simulación. Aparte de los datos ya mencionados también se pueden obtener los flujos de calor y las diferencias medias logarítmicas correspondientes a los equipos de intercambio de calor hasta la potencia requerida por los compresores del sistema de refrigeración.

Las características de las corrientes darán muestra del comportamiento que tienen a medida que avanzan por cada uno de los ciclos de allí la importancia del desarrollo de este objetivo, los principales datos para predecir estos comportamientos son las condiciones de presión, temperatura y composición que se suministren al simulador de procesos, tales condiciones están reportadas en las tablas de la sección anterior (Tablas 3.1, 3.2, 3.3 y 3.4 y 3.5) y constituyen punto clave tanto para la elaboración de la simulación como para obtener la caracterización de las corrientes.

### **3.3 Dimensionamiento De Los Acumuladores, Tambores De Succión E Intercambiadores Asociados Al Sistema**

Para llevar a cabo el desarrollo de este objetivo se requirió de la familiarización y búsqueda de información extensa referida al diseño de equipos en sistemas de refrigeración mecánica.

Tal como se ha venido haciendo referencia en las secciones anteriores, la elaboración de la simulación de la planta fue clave para la obtención de parte de los datos que normalmente son requeridos para el diseño conceptual de este tipo de equipos, de igual manera las expresiones matemáticas descritas en la sección 2.7 del capítulo 2 son también parte fundamental puesto que en conjunto con los datos a los cuales se hace mención permiten la elaboración de la metodología de cálculo que se desarrolla en este capítulo.

El dimensionamiento de los separadores de succión interetapas de compresión y el cálculo de la potencia de compresión, fue realizado siguiendo la metodología expuesta en el Manual de Diseño de Procesos de PDVSA respectivo para cada equipo, mientras que los intercambiadores de calor y enfriadores por aire fueron dimensionados tomando como base el método de diseño descrito por GPSA. Las premisas de diseño se especifican al inicio de la muestra de cálculo de cada equipo.

El cálculo de la potencia de compresión tanto para el compresor de mezcla refrigerante como para el de ciclo propano se realiza con el fin de verificar el valor que se obtiene de forma manual respecto al obtenido por el simulador de procesos.

### 3.3.1 Dimensionamiento De Separadores Líquido – Gas

El equipo a dimensionar es el separador bifásico V – 1521, previo al intercambiador de calor criogénico principal, y su alimentación es la mezcla refrigerante proveniente de los rehervidores tipo kettle del ciclo de pre – enfriamiento con propano.

La tabla 3.6 muestra a continuación un registro de toda la información requerida para el diseño del tambor separador V – 1521 (para ubicación de este equipo, remitirse a la figura 3.1 o a los diagramas de flujo que se encuentran en el apéndice A), producto de la caracterización de las corrientes de proceso que se obtiene con la simulación realizada.

**Tabla 3.6** Características de la corriente de materia que circula por el tambor de succión interetapas de compresión V-1521

<b>Características</b>	<b>Separador V-1521</b>
<b>Flujo másico total (lb/hr)</b>	2.629.495
<b>Flujo másico de vapor (lb/hr)</b>	519.495
<b>Flujo másico de líquido (lb/hr)</b>	2.110.000
<b>Flujo volumétrico de vapor (pie<sup>3</sup>/s)</b>	28,03
<b>Flujo volumétrico de líquido (pie<sup>3</sup>/s)</b>	24,37
<b>Presión (psia)</b>	762,10
<b>Temperatura (°F)</b>	-25,50
<b>Densidad de vapor (lb/pie<sup>3</sup>)</b>	5,15
<b>Densidad de líquido (lb/pie<sup>3</sup>)</b>	24,05

Para el desarrollo tanto de este diseño como el de los siguientes equipos se emplearán las ecuaciones ya expuestas en el capítulo 2. Un primer paso es el cálculo de la velocidad permisible del flujo de vapor, sustituyendo en la ecuación 2.1 los valores respectivos de densidad de vapor y líquido registrados en la tabla 3.8:

$$V_c = 0,157 \times \sqrt{\frac{(24,05 - 5,15)lb / pie^3}{(5,15)lb / pie^3}}$$

La velocidad crítica es:

$$V_c = 0,300 \text{ pie/s}$$

Seguidamente se determina el área de sección transversal requerida para el gas con la ecuación 2.2. Para tambores separadores verticales se recomienda un porcentaje de 100% de la velocidad crítica según lo que reporta la tabla C.1 en el apéndice C, por lo tanto el valor a sustituir para el cálculo de la sección transversal requerida por el gas, es igual al calculado en el paso anterior:

$$A_v = \frac{28,03 \text{ pie}^3 / \text{s}}{0,300 \text{ pie} / \text{s}}$$

$$A_v = 93,43 \text{ pie}^2$$

El siguiente paso es calcular el diámetro del tambor, con la ecuación 2.3, como se indica a continuación:

$$D = \sqrt{\frac{4 \times (93,43) \text{ pie}^2}{3,1416}}$$

$$D = 10,9 \cong 11 \text{ pies}$$

El diámetro de la boquilla de entrada del separador se calcula empleando la ecuación 2.7 para ello se calcula inicialmente la fracción volumétrica de líquido con la ecuación 2.5, cuyo valor se utiliza seguidamente para obtener la densidad de la mezcla con la ecuación 2.6, tal como se muestra a continuación:

$$\lambda = \frac{(24,37) \text{ pie}^3 / s}{(24,37 + 28,03) \text{ pie}^3 / s} = 0,47$$

$$\rho_M = (1 - 0,47) \times 5,15 \text{ lb} / \text{pie}^3 + 0,47 \times 24,05 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

$$\rho_M = 14,03 \text{ lb} / \text{pie}^3$$

Empleando la ecuación 2.4 y sustituyendo el valor de la densidad de la mezcla que se obtuvo en el paso anterior se obtiene la velocidad de la mezcla de entrada:

$$V_s = \frac{60}{\sqrt{14,03}} = 16,02 \text{ pie} / s$$

Haciendo las sustituciones respectivas en la ecuación 2.7, se obtiene el diámetro de la boquilla del tambor:

$$d_p = \sqrt{\frac{4 \times (24,37 + 28,03) \text{ pie}^3 / s}{3,1416 \times 16,02 \text{ pie} / s}}$$

$$d_p = 2,04 \text{ pie} = 24,48 \text{ pulg}$$

Para determinar la altura del separador V-1521 se procedió a calcular el diámetro de la boquilla de salida del gas, empleando la expresión 2.9:

$$V_{bsg} = \frac{60}{\sqrt{5,15lb / pie^3}}$$

$$V_{bsg} = 26,44 \text{ pie} / \text{seg}$$

Seguidamente el diámetro de la boquilla de salida será:

$$D_{bsg} = \sqrt{\frac{4 \times 28,03}{3,1416 \times 26,44}}$$

$$D_{bsg} = 1,16 \text{ pie} = 13,92 \text{ pulg}$$

Una vez calculados estos parámetros se procede a determinar las distintas alturas representadas por  $h_i$  en la figura 2.7 las cuales en su conjunto permiten obtener la altura total del separador.

$$h_0 = 11 \text{ pie} / 4 = 2,75 \text{ pies}$$

$$h_1 = \frac{(11 - 1,16) \text{ pie}}{2} - 2,75 \text{ pie} = 2,17 \text{ pies}$$

2

$$h_2 = 0,5 \text{ pies}$$

$$h_3 = 0,6 \times 11 \text{ pie} = 6,6 \text{ pie} \text{ o } 3 \text{ pies mínimo}$$

$$h_4 = 2,04 \text{ pies}$$

$$h_5 = 0,3 \times 11 \text{ pies} = 3,3 \text{ pies} \text{ o } 2 \text{ pies mínimo}$$

$$h_6 = 1 \text{ pie mínimo}$$

$$h_0 = 2,75 \text{ pies}$$



Sumando estos valores se obtiene una altura total ( $H_t$ ) la cual es de 21,1 pies aproximadamente, esta altura debe ser ajustada ya que al dividir este valor por el diámetro del separador ( $L/D$ ) se obtiene un resultado de  $L/D = 1,92$  el cual sale del rango apropiado para separadores verticales según la norma PDVSA.

Sabiendo que la relación  $L/D$  para tambores verticales debe estar comprendida entre 2,5 y 6 se ajustan los valores de las alturas  $h_3$ ,  $h_5$  y  $h_6$  calculadas de manera que el tambor de succión o separador interetapas cumpla con dicha relación, por tal razón  $h_6$  se fijará en 6 pies,  $h_5$  se fija en 4 pies, mientras que  $h_3$  será de 7 pies aproximadamente, una vez hechos los ajustes se obtiene:

$$H_t = (2,75 + 2,17 + 0,5 + 7 + 2,04 + 4 + 6 + 2,75) \text{ pie} = 27,21 \text{ pies}$$

El procedimiento de diseño es el mismo para los demás tambores verticales del sistema de refrigeración, sin embargo debido a que los flujos de alimentación de los mismos (V-1530, V-1531, V-1532, V-1533 y V-1510) son elevados se consideró lo siguiente para su dimensionamiento:

Un sistema de 2 depuradores que maneja el flujo total de alimentación para el tambor de succión interetapas de compresión V-1530, es decir, que cada tambor del sistema manejará la mitad del flujo de alimentación total; de igual manera se divide en la misma proporción el flujo de los tambores V-1531, V-1532 y V-1533 por lo que por cada uno de ellos se obtendrá un sistema de dos depuradores cada uno.

Un sistema de tres tambores separadores que maneja el flujo total de alimentación del tambor separador V-1510 ubicado en el ciclo de mezcla refrigerante del sistema de refrigeración.

Cada tambor es diseñado para un flujo de 50% de líquido y 50% de vapor.

### 3.3.2 Dimensionamiento De Tambor Acumulador V-1542

Para el cálculo del tambor acumulador se emplea la metodología ya expuesta en el capítulo 2 empleando los parámetros que se muestran en la tabla 3.7 presentada a continuación.

**Tabla 3.7** Parámetros involucrados en el dimensionamiento del tambor acumulador de propano V-1542

Parámetros	Acumulador V-1542
Flujo total (lb/hr)	4.427.338,8
Flujo para cada tambor (lb/hr)	737.889,8
Densidad del gas (lb/pie <sup>3</sup> )	2,762
Densidad del líquido (lb/pie <sup>3</sup> )	27,489
Flujo volumétrico de gas (pie <sup>3</sup> /s)	14,84
Flujo volumétrico de líquido (pie <sup>3</sup> /s)	5,97
$h_{NBBL}$ (pies)	0,75
Tiempo de retención de líquido (s)	300
Presión de operación (psia)	276,7

Para dimensionar el tambor acumulador se emplea el mismo procedimiento iterativo que se requiere para el dimensionamiento de un tambor horizontal.

Se considera como premisa que el tambor recibirá una carga de 80% de líquido y 20% de vapor de manera que se pueda prever cualquier tipo de contingencias aguas arriba del proceso tal como se indicó en la sección 2.7.1.9 del capítulo 2, así mismo para manejar un flujo total de alimentación de 4.427.338,8 lb/hr se consideró un

sistema de tambores acumuladores conformado por seis recipientes para manejar 737.889,8 lb/hr cada uno.

En un principio se calcula la velocidad crítica empleando la misma ecuación (2.1) utilizada para tal fin en el cálculo de separadores verticales:

$$V_c = 0,157 \times \sqrt{\frac{(27,489 - 2,762) \text{ lb} / \text{pie}^3}{2,762 \text{ lb} / \text{pie}^3}}$$

$$V_c = 0,469 \text{ pie} / \text{s}$$

Empleando la ecuación 2.2 y haciendo las sustituciones respectivas se obtiene el área requerida para vapor:

$$A_v = \frac{14,84 \text{ pie}^3 / \text{s}}{0,469 \text{ pie} / \text{s}} = 31,64 \text{ pie}^2$$

El siguiente paso es obtener el volumen de retención máximo de líquido, para ello se emplean las ecuaciones 2.10 y 2.11 haciendo las sustituciones respectivas en cada una de ellas de acuerdo a los datos reportados en la tabla 3.7:

$$V_{r1} = 5,97 \text{ pie}^3 / \text{s} \times 300 \text{ s}$$

De manera que el volumen de retención entre el NAL y el NBL es igual a:

$$V_{r1} = 1.791 \text{ pie}^3$$

Mientras que el volumen de retención de líquido por tiempo de respuesta del operador se calcula por la ecuación 2.11 de la siguiente manera:

$$V_{r2} = 5,97 \text{ pie}^3 / s \times 600s$$

De modo tal que:

$$V_{r2} = 3.582 \text{ pie}^3$$

Una vez obtenidos ambos volúmenes se procede al cálculo del volumen total con la ecuación 2.12, como sigue:

$$V_r = (1.791 + 3.582) \text{ pie}^3 = 5.373 \text{ pie}^3$$

De acuerdo con lo expuesto en el capítulo 2 se escoge un rango en el cual debe estar comprendida la relación  $L_{eff}/D$  según la presión de operación del equipo, como ésta es de 276,7 psia el rango en el cual debe estar comprendido la relación es de 3 a 4. Seguidamente se establece que el valor de la relación  $L_{eff}/D$  es igual a 3 y se supone un valor de diámetro de 14,3 pies, a partir de ello es posible calcular un valor para la longitud efectiva de operación despejando  $L_{eff}$  y sustituyendo el valor fijado correspondiente a la relación junto con el diámetro supuesto de la siguiente manera:

$$L_{eff} = 3 \times 14,3 \text{ pie} = 42,9 \text{ pies}$$

Una vez se calculan tanto el volumen de retención máximo como la longitud efectiva de operación se emplea la ecuación 2.13 para obtener el área vertical entre el NBBL y el NAAL:

$$A_{NBBL-NAAL} = \frac{5.373 \text{ pie}^3}{42,9 \text{ pie}}$$

$$A_{NBBL-NAAL} = 125,24 \text{ pie}^2$$

Seguidamente se obtiene la altura fraccional ( $R_1^*$ ) mediante la ecuación 2.14:

$$R_1^* = \frac{0,75 \text{ pie}}{14,3 \text{ pie}} = 0.052$$

Una vez obtenido el valor del término anterior es posible leer en la Tabla C.2 del apéndice C el término área fraccional ( $A_1^*$ ) el cual es de 0,0198 para  $R_1^* = 0.052$ .

De igual manera una vez conocido el diámetro se puede obtener mediante la ecuación 2.15 el área del tambor, como sigue:

$$A_{TAMB} = \pi \times \frac{(14,3)^2}{4}$$

Por lo tanto:

$$A_{TAMB} = 160,61 \text{ pie}^2$$

Conocidas tanto el área fraccional como el área del tambor se puede obtener mediante la ecuación 2.16 el área vertical entre el nivel bajo - bajo de líquido y el fondo del tambor, como sigue:

$$A_{fon-NBBL} = 160,61 \text{ pie} \times 0,0198 \text{ pie} = 3,18 \text{ pie}^2$$

Finalmente se determina el área de sección transversal vertical disponible para el flujo de vapor mediante la ecuación 2.17:

$$A_{VD} = 160,61 \text{ pie}^2 - (3,18 + 125,24) \text{ pie}^2 = 32,19 \text{ pie}^2$$

Se compara el valor de  $A_{VD}$  con el obtenido para el área requerida para vapor  $A_V$ , calculada con la ecuación 2.1, si estas son iguales o cercanas el diámetro del tambor supuesto es correcto y concluyen los cálculos iterativos para el diseño conceptual del tambor. En la muestra de cálculo ya presentada se empleó un valor de diámetro con el cual las áreas  $A_{VD}$  y  $A_V$  convergen por tal razón no se realizaron más cálculos iterativos.

### **3.3.3 Dimensionamiento De Intercambiadores Tipo Kettle Del Sistema De Refrigeración Mecánica De Pre-Enfriamiento Con Propano**

Para diseñar estos intercambiadores se requiere en un inicio recopilar toda la información necesaria para llevar a cabo la metodología de dimensionamiento, es por ello que las propiedades físicas (datos de proceso) y detalles como la configuración del intercambiador (datos mecánicos) son necesarios para especificar toda la data disponible en este tipo de diseño. En la tabla 3.8 se muestran los datos que se emplean para realizar el diseño.

El diseño de intercambiadores en los cuales ocurre un cambio de fase como es el caso del tipo kettle o comúnmente conocidos como rehervidor de marmita requiere de una serie de especificaciones que es indispensable acotar como premisas al comenzar el proceso de cálculo, entre ellas se establece lo siguiente:

El intercambiador está completamente aislado por lo que no hay pérdidas de calor por lo tanto el calor cedido por el fluido de los tubos (mezcla refrigerante) es igual al calor recibido por el refrigerante propano.

Se considerará que la temperatura de la entrada a la coraza del propano será igual que la de la salida y que por lo tanto solo existirá calor latente de vaporización en la misma.

El factor de corrección de la diferencia media logarítmica de temperatura se considera igual a la unidad ya que se trata de un intercambiador en el cual hay cambio de fase y además no hay transferencia de calor sensible en el lado donde ocurre la vaporización (coraza), de manera que al tratarse solo de calor latente el cambio de fase ocurre a presión y temperatura constante.

El valor del coeficiente de transferencia de calor global se escoge en un rango comprendido entre 80 y 110 Btu/hr.pie<sup>2</sup>.°F para intercambio de calor de fluido en rehervidores, el cual está reportado en la tabla D.2 del apéndice D. Para este cálculo se fijará como coeficiente el valor de 110 Btu/hr.pie<sup>2</sup>.°F.

El factor de obstrucción debe estar alrededor de 0.001 hr.pie<sup>2</sup>.°F/Btu el cual es común para este tipo de servicios, según lo que indica la tabla mencionada en la premisa anterior.

El vaporizador es un intercambiador de configuración 1-2 tal como es común tomar en cuenta para este tipo de equipos. <sup>[18]</sup>

Los tubos serán de 1 pulgada de diámetro externo y la longitud de los tubos será fijada en 24 pie.

**Tabla 3.8** Características más relevantes del intercambiador E-1401

<b>Características</b>	<b>Kettle E-1401</b>
<b>Flujo de calor (Btu/hr)</b>	25.279.958,38
<b>Temperatura entrada de gas natural (°F)</b>	64,50
<b>Presión entrada de gas natural (psia)</b>	961,60
<b>*Temperatura de salida de gas natural (°F)</b>	30,60
<b>*Presión de salida de gas natural (psia)</b>	776,60
<b>Temperatura de propano (°F)</b>	25,31
<b>Presión de propano (psia)</b>	61,20
<b>Peso molecular del propano</b>	44,10
<b>Coefficiente global (Btu/hr.pie<sup>2</sup>.°F)</b>	110

(\*) La temperatura y presión de salida del gas son datos suministrados por PDVSA.

Los datos de calor, presión y temperatura son tomados de la hoja de reporte del simulador, seguidamente se calcula la diferencia media logarítmica a partir de la ecuación 2.28:

$$\Delta LMTD = \frac{(39,2) - (5,3)}{\ln \left[ \frac{39,2}{5,3} \right]}$$

$$\Delta LMTD = 16,94^{\circ}F$$

Una vez se obtiene la diferencia media logarítmica se procede a calcular mediante la ecuación 2.27 el área de transferencia de calor:



$$A = \frac{25.279.958,38 \text{ Btu} / \text{hr}}{(110) \text{ Btu} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F} \times (16,94) ^\circ\text{F}}$$

$$A = 13.566,58 \text{ pie}^2$$

Seguidamente se obtiene el área de superficie longitudinal por la ecuación 2.34 sustituyendo los valores respectivos de longitud y diámetro externo fijados como premisa en el inicio de esta sección:

$$A_L = \pi \times 0.0833 \text{ pie} \times 24 \text{ pie}$$

$$A_L = 6.28 \text{ pie}^2$$

Una vez calculadas tanto el área de transferencia de calor por la ecuación 2.27 y el área longitudinal de los tubos por la ecuación 2.34 es posible obtener el número de tubos aproximados en el equipo mediante la ecuación 2.35:

$$N_T = \frac{13.566,58 \text{ pie}^2}{6,28 \text{ pie}^2}$$

$$N_T = 2.160 \text{ tubos}$$

A continuación se procede al cálculo del área total de los tubos mediante la ecuación 2.33:

$$A_T = 2.160 \times \pi \frac{(0,0833)^2}{4}$$

$$A_T = 11,77 \text{ pie}^2$$

Luego a partir de la ecuación 2.36 se obtiene el diámetro del haz de tubos:

$$D_{\text{haz}} = \sqrt{\frac{4 \times (11,77) \text{ pie}^2}{\pi}}$$

$$D_{\text{haz}} = 3,87 \text{ pie} = 46,4 \text{ pulg}$$

Luego, empleando el peso molecular del propano y la presión del mismo se ingresa en la figura D.5 del apéndice D y se obtienen las libras por hora de vapor refrigerante permitidas por pie cúbico de espacio de vapor lo que reporta un valor de 783.33 lb/hrvapor/pie<sup>3</sup> de espacio de vapor.

Seguidamente se procede a determinar el área segmental para lo cual es necesario determinar mediante la ecuación 2.31 el flujo másico o carga de refrigerante de la siguiente manera:

$$m_{\text{ref}} = \frac{25.279.958,38 \text{ Btu} / \text{hr}}{164,30 \text{ Btu} / \text{lb}}$$

$$m_{\text{ref}} = 153.864,63 \text{ lb} / \text{hr}$$

Una vez obtenido el flujo de refrigerante, haciendo las sustituciones respectivas en la ecuación 2.37 se obtiene el área segmental del intercambiador:

$$A_{\text{segm}} = \frac{153.864,63 \text{ lb} / \text{hr}}{783,33 \text{ lb} / \text{hr} / \text{pie}^3 \times 24 \text{ pie}}$$

$$A_{\text{segm}} = 8.18 \text{ pie}^2 = 1178,5 \text{ pulg}^2$$

Con el área segmental y el valor del diámetro del haz de tubos se procede a leer en la figura D.6 del apéndice D, el diámetro aproximado para la coraza del kettle el cual arroja un valor de 74pulg (6,2pies).

### 3.3.5 Dimensionamiento De Intercambiadores De Calor Enfriados Por Aire

Para calcular la carga de calor en enfriadores por aire se emplea la misma ecuación que se ha venido implementando hasta ahora (Ec. 2.26), normalmente cuando se va a realizar el diseño térmico de estos equipos el flujo de calor es conocido y tanto el coeficiente de transferencia global como la diferencia media logarítmica de temperatura se calculan. La temperatura del aire ambiente será tomada de la data disponible del sitio de implantación del proyecto, pero como en este caso la planta aun no existe, esta temperatura se asumirá como la temperatura promedio de la zona norte del Golfo de Paria la cual se caracteriza por ser de 32 °C (90°F) aproximadamente. [23]

Por lo general la temperatura del aire a la salida del intercambiador no es conocida lo que en cierto modo complica el cálculo de la diferencia media logarítmica de temperatura, por tal razón se recomienda iniciar el diseño térmico con el calculo de un incremento aproximado de la temperatura del aire mediante la ecuación 2.38.

A continuación se irá desarrollando paso a paso el dimensionamiento de este equipo, siguiendo el procedimiento descrito en la sección 2.7 del capítulo 2.

Inicialmente se debe suponer un valor de coeficiente de transferencia de calor para lo que la Tabla E.1 del apéndice E es de gran ayuda, entonces, se selecciona de

la misma un coeficiente aproximado que cumpla con este tipo de servicio, que en este caso es un enfriador de hidrocarburos gaseosos, la tabla 3.9 muestra la data de las condiciones de proceso para éste equipo, a partir de ésta se lee la presión de entrada al equipo y en la figura E.1 se busca una que sea cercana y se lee el valor aproximado del coeficiente de transferencia de calor global con el que se va a iniciar los cálculos ya sea basado en la superficie extendida o en el área desnuda del tubo, en esta oportunidad se empleará  $U_x$  el cual es de  $3,7 \text{ Btu/hr.pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ .

Se considera un sistema de cuatro enfriadores para manejar la cuarta parte del flujo másico total correspondiente a cada enfriador por aire del ciclo mezcla refrigerante (E-1510, E-1511 y E-1512) mientras que para los enfriadores E-1531 y E-1532 del ciclo de pre – enfriamiento con propano se considera un sistema de seis equipos para manejar la sexta parte del flujo total destinado para cada uno de ellos; con base en estos criterios se harán las divisiones de flujo de másico respectivas a fin de obtener equipos de menor magnitud respecto a los que se obtendrían si no se tomara en cuenta dicha consideración.

**Tabla 3.9** Características de la corriente de mezcla refrigerante que circula por los tubos del enfriador por aire E-1512

<b>Enfriador E-1512</b>	<b>MR (Tubos)</b>
<b>Flujo másico total (lb/hr)</b>	2.629.495
<b>Flujo másico por equipo (Lb/hr)</b>	657.373,75
<b>Capacidad calorífica (Btu/lb.°F)</b>	0,600
<b>Temperatura de entrada (°F)</b>	161,70
<b>Temperatura de salida (°F)</b>	107,60

**Tabla 3.9** Características de la corriente de mezcla refrigerante que circula por los tubos del enfriador por aire E-1512 (Continuación)

<b>Enfriador E-1512</b>	<b>MR (Tubos)</b>
<b>Viscosidad (centipoise/lb/pie.hr)</b>	0,0138/0,0333
<b>Conductividad térmica (Btu/hr.pie.°F)</b>	0,0206
<b>Densidad (lb/pie<sup>3</sup>)</b>	4,0
<b>Presión de entrada (psia)</b>	798,5
<b>Presión de salida (psia)</b>	791,1

Una vez cumplido el paso anteriormente descrito se procede al cálculo del flujo de calor, tal como se muestra a continuación:

$$Q = 657.373,75 \text{ lb/hr} \times 0,600 \text{ Btu/lb.}^\circ\text{F} \times (107,6 - 161,7)^\circ\text{F}$$

$$Q = -21.338.351,93 \text{ Btu/hr}$$

Es importante acotar que el diseño se realiza considerando la cuarta parte del flujo de entrada, puesto que para la totalidad del flujo resultaría un enfriador de gran magnitud que saldría de los tamaños que comúnmente están disponibles en el mercado.

Seguidamente se asume un incremento aproximado de la temperatura del aire, tal como se indica al inicio de esta sección, este incremento de temperatura del aire también puede obtenerse mediante la ecuación 2.38 cuando se inician los cálculos iterativos, en este caso solo se emplearán los valores con los cuales converge el procedimiento:

$$\Delta t_a = 40^\circ\text{F}$$

Una vez obtenida  $\Delta t_a$  es posible calcular una temperatura tentativa de salida del aire, de la siguiente manera:

$$\Delta t_a = t_2 - t_1 \text{ de tal manera que:}$$

$$t_2 = (40+90)^\circ\text{F} ; t_2 = 130^\circ\text{F}$$

Ya las temperaturas de entrada y salida del equipo para ambos lados (tanto para el lado aire como para el del fluido de proceso) son conocidas por lo tanto se calcula entonces la diferencia media logarítmica de temperatura tal como se viene haciendo con la ecuación 2.28, es así como:

$$\Delta LMTD = 23,96^\circ\text{F}$$

Se asume lo siguiente: tubos aleteados de 1 pulg de diámetro externo con  $\frac{1}{2}$  pulg de aletas altas, el pitch de los tubos es de 2,5 pulg de arreglo triangular, de igual manera se especifica el layout de los tubos asumiendo tres pasos por los tubos, 6 filas de tubos y longitud de 30 pies.

Debido a que se asume tres pasos por los tubos, el factor de corrección para la diferencia media logarítmica de temperatura, es igual a 1, de esta manera, la diferencia media logarítmica de temperatura corregida es:

$$CMTD = 23,96^\circ\text{F} * 1$$

$$CMTD = 23,96^\circ\text{F}$$

A partir de la ecuación 2.39 se obtiene la superficie requerida:

$$A_x = \frac{21.338.351,93 \text{ Btu} / \text{hr}}{(4) \text{ Btu} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ F \times (23,96) ^\circ F}$$

$$A_x = 222.645,58 \text{ pie}^2$$

El área de frente se determina una vez conocida la superficie requerida, como se muestra a continuación, sustituyendo los valores numéricos respectivos en la ecuación 2.40

$$F_a = \frac{222.645,58 \text{ pie}^2}{160,8 \text{ pie} / \text{pie}}$$

$$F_a = 1.384,61 \text{ pie}^2$$

El ancho de la unidad puede ser determinado una vez se conoce el área de frente de la siguiente manera:

$$\text{Ancho} = \frac{1.384,61 \text{ pie}^2}{30 \text{ pie}}$$

$$\text{Ancho} = 46,15 \text{ pies}$$

El número de tubos puede obtenerse sustituyendo los valores respectivos en la ecuación 2.42, de la siguiente manera:

$$N_t = \frac{222.645,58 \text{ pie}^2}{(5,58) \text{ pie} / \text{pie} \times (30) \text{ pie}}$$

$$N_t = 1.330 \text{ tubos}$$

La velocidad másica para el lado de los tubos se calcula con la ecuación 2.43:

$$G_t = \frac{(144) \times (657.373,75) \text{ lb} / \text{hr} \times (3)}{(3600) \times (1.330) \times (0,5945) \text{ pie}^2}$$

$$G_t = 99,77 \text{ lb} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2$$

La velocidad másica del lado de los tubos, permite calcular el número de Reynolds empleando la ecuación 2.44, cuyo valor se emplea para leer en la Figura E.7 del apéndice E el factor de transferencia de calor necesario para obtener el coeficiente de transferencia de calor del lado de los tubos:

$$N_R = \frac{99,77 \text{ lb} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2 \times 0,87 \text{ pie}}{0,01378 \text{ cp}}$$

$$N_R = 6.299$$

Con  $Re=6.299$  se lee en la figura E.7 el factor J el cual es igual a 20.000, y  $h_t$  puede ser calculado mediante la ecuación 2.47:

$$h_t = \frac{20.000 \times 0,0204 \times 1}{0,87 \text{ plg}}$$

$$h_t = 468,97 \text{ Btu} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$



El siguiente paso es calcular el flujo de aire, el cual se puede determinar por la ecuación 2.48:

$$W_a = \frac{21.338.351,93 \text{ Btu} / \text{hr}}{(0,24) \text{ Btu} / \text{lb} \cdot ^\circ\text{F} \times (40)^\circ\text{F}}$$

$$W_a = 2.222.745 \text{ lb} / \text{hr}$$

De igual manera una vez calculado el flujo másico se procede a obtener el flujo másico de aire mediante la ecuación 2.49:

$$G_a = \frac{2.222.745 \text{ lb} / \text{hr}}{1.384,61 \text{ pie}^2}$$

$$G_a = 1.605,32 \text{ lb} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2$$

Con el flujo másico de aire calculado en el paso anterior se lee en la Figura E.8 del apéndice E, el valor del coeficiente convectivo del lado aire, el cual resultó ser:  $h_a = 6,5 \text{ Btu/hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$

Se recalcula el valor del coeficiente global con la ecuación 2.51, el cual debe ser igual o estar ligeramente por encima del supuesto en un inicio para poder continuar con los calculos:

$$U_x = \frac{1}{\left( \left( \frac{1}{468,97} \right) \times 24,6 + (0,001 \times 24,6) + \left( \frac{1}{6,5} \right) \right)}$$

$$U_x = 4,3 \text{ Btu} / \text{hr} \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

El valor de  $U_x$  se considera aceptable, sin embargo para continuar el calculo del equipo es preciso que ademas de esta condición, también cumpla con una caída de presión que esté dentro del rango permitido la cual se obtiene mediante la ecuación 2.45, tal como se muestra a continuación:

$$\Delta P_t = \frac{(0,0013) \times (23,85) \times (30) \times (3)}{1} + (0,86) \times (3)$$

$$\Delta P_t = 5,37 \text{ psi}$$

Este valor de caída de presión está dentro del rango permitido de 3-7 psi para enfriadores por aire en sistemas de refrigeración mecánica según lo expuesto por GPSA, por lo tanto, es posible continuar con los cálculos siguientes.

Seguidamente se calcula el área por ventilador FAPF, por la ecuación 2.52:

$$FAPF = \frac{(0,4) \times (1.384,61)}{4}$$

$$FAPF = 138,46 \text{ pie}^2$$

Cada ventilador ocupará un área de  $601,48 \text{ pie}^2$  y tendrá un diámetro de:

$$D_v = \sqrt{\frac{4 \times 138,46 \text{ pie}^2}{3,1416}}$$

$$D_v = 13,3 \text{ pies}$$

El siguiente paso es calcular la caída de presión estática del aire usando el factor de caída de presión del aire, tal como se explica en la sección 2.54 de la sección 2.7.4 del capítulo 2 :

$$\Delta P_a = \frac{(0,042) \times (6)}{0,91}$$

$$\Delta P_a = 0,28 \text{ pulg de agua}$$

Los pies cúbicos actuales por minuto de aire necesarios para calcular la presión total del ventilador se obtienen por la ecuación 2.55:

$$ACFM = \frac{2.222.745 \text{ lb / hr}}{(0,94) \times (60) \times (0,0749)}$$

$$ACFM = 526.173,19 \text{ Totales}$$

El valor anterior de pies cúbicos actuales por minuto debe dividirse entre el número total de ventiladores que en este caso es 4 por lo tanto:

$$ACFM = 131.543,30 \text{ por ventilador}$$

La presión total aproximada del ventilador o PF se obtiene mediante la ecuación 2.56:

$$PF = 0,28 + \left[ \frac{131.543,30}{4005 \times \left( \frac{3,1416 \times (13)^2}{4} \right)} \right]^2 \times 0,94$$

$$PF = 0,34 \text{ pulg de agua}$$

Finalmente la potencia de freno por ventilador, se calcula empleando un 70% de la eficiencia del ventilador, con la ecuación 2.57:

$$bhp = \frac{(131.543,30) \times (0,34)}{(6.356) \times (0,70)}$$

$$bhp = 10,05hp$$

Y para un 92% de eficiencia de la velocidad reducida, la potencia de freno del ventilador es:

$$\frac{10,05}{0,92} = 10,93hp \cong 11 hp$$

### 3.4 Cálculo De La Potencia Requerida Por Los Compresores

Para calcular los requerimientos de potencia al freno de un compresor, tal como se indicó en el capítulo 2 se emplearán los datos referidos a la primera etapa de compresión del ciclo de pre – enfriamiento con propano. En la tabla 3.10 se muestran las propiedades físicas necesarias para este cálculo.

**Tabla 3.10** Características de la corriente de proceso (propano) que pasa a través del compresor del ciclo de pre – enfriamiento con propano.

Características	Primera etapa de compresión
-----------------	-----------------------------

<b>Constante de los gases (pie. lb / °R . lbmol)</b>	1.545
<b>Temperatura de succión (°R)</b>	428,61
<b>Temperatura de descarga (°R)</b>	467,39
<b>Presión de succión (Psia)</b>	19,9
<b>Presión de descarga (Psia)</b>	32,9
<b>Factor Z</b>	0,951
<b>Peso molecular</b>	44,097

Una manera práctica de iniciar es obtener el volumen específico del fluido a ser comprimido con la expresión 2.24 tal como se indica:

$$V_1 = \frac{(1.545) \frac{\text{pie.lb}}{\text{°R.lbmol}} \times (428,61)^\circ R \times (0,951)}{(19,9) \text{Psia} \times (44,097) \text{lb} / \text{lbmol} \times 144}$$

$$V_1 = 5,24 \text{ pie}^3 / \text{lb}$$

Seguidamente se calcula el exponente politrópico de aumento de temperatura, sustituyendo los valores numéricos respectivos:

$$m = \frac{\text{Log}\left(\frac{467,39^\circ R}{428,61^\circ R}\right)}{\text{Log}\left(\frac{32,9 \text{psia}}{19,9 \text{psia}}\right)}$$

$$m = 0,172$$

El cabezal politrópico del compresor se calcula a partir de la ecuación 2.22 mostrada en la sección 2.7.2 del capítulo 2 referida al cálculo de compresores:

$$H_{poli} = \frac{g_c}{g} \times \left( \frac{0,951 \times 1.545 \times 428,61}{44,097} \right) \times \left( \frac{1}{0,172} \right) \times \left[ \left( \frac{32,9}{19,9} \right)^{0,172} - 1 \right]$$

$$H_{poli} = 7.500 \text{ pies}$$

A continuación se determina la potencia de gas con la ecuación 2.25, leyendo previamente en la Figura F.1 del apéndice F el valor correspondiente a la eficiencia politrópica que resultó ser de 77 %, luego haciendo las sustituciones respectivas:

$$PG = \frac{(201,93) \text{ lb/s} \times (7.500) \text{ pies}}{(0,77) \times 550 \text{ lb.pie/s}}$$

$$PG = 3.576,09 \text{ HP}$$

## **CAPÍTULO 4**

### **DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES**

#### **4.1 Discusión De Resultados**

##### **4.1.1 Elaboración De Un Modelo De Simulación Del Sistema De Refrigeración Mecánica Propano – Mezcla Refrigerante De La Planta De Gas Natural Licuado (GNL) Con Un Paquete Comercial**

La simulación del sistema de refrigeración mecánica fue clave para la obtención de las principales características de las corrientes de materia tanto del ciclo de pre – enfriamiento con propano como del ciclo mezcla refrigerante; de igual manera permitió a su vez visualizar el comportamiento que tendrán las mismas a medida que van haciendo el recorrido respectivo por cada uno de los equipos del sistema.

La corriente de gas natural que circula por el ciclo de pre – enfriamiento con propano se enfría de 69,8 °F hasta –25,5 °F para posteriormente ser enviada al intercambiador de calor criogénico principal (MCHE) tal como se hizo mención en la descripción del proceso en el capítulo 3, mientras que la mezcla refrigerante que es pre - enfriada en este ciclo, se condensa parcialmente al pasar por los cuatro niveles de presión en los evaporadores tipo kettle, separándose finalmente en sus dos fases mediante un separador bifásico (V-1521) vertical previo al MCHE.

En cuanto a la corriente de mezcla refrigerante que circula por el ciclo del mismo nombre, ésta es llevada desde sus condiciones iniciales de 133,98 °F y 273,8 psia a 107,6 °F y 791,1 psia, una vez que alcanza esta condición culmina el ciclo e

ingresa al evaporador tipo kettle E-1521 del ciclo de pre – enfriamiento con propano para repetir nuevamente el recorrido.

La ecuación de estado que se seleccionó para realizar la simulación (Peng - Robinson) es una de las más usadas en la industria, para caracterizaciones de estado de gas natural; ésta relaciona densidad, temperatura, presión y composición del fluido en estudio, por lo cual se hizo útil para describir las propiedades de los fluidos y mezclas presentes en el sistema de refrigeración simulado.

#### **4.1.2 Obtención De Los Balances De Masa Y La Caracterización De Las Corrientes Involucradas Mediante La Simulación Realizada.**

Una vez realizada la simulación se obtienen todos los datos y características de las corrientes tanto en el ciclo de pre – enfriamiento con propano como del ciclo de mezcla refrigerante del sistema de refrigeración mecánica de la planta de gas natural licuado, ya que comprenden las propiedades físicas y químicas así como también la fracción de vapor y líquido de las mismas, que en conjunto con los balances de masa aseguraron toda la data necesaria para el dimensionamiento de los equipos.

Parte de la información que arroja el simulador de procesos se puede apreciar en las tablas que se muestran a continuación, otra está reportada en las tablas de datos para el diseño de equipos del capítulo 3, mientras que la restante se encuentra en el apéndice B en las hojas de reporte de la simulación.



**Tabla 4.1** Fracción de vapor y líquido del propano que circula por la coraza de los evaporadores tipo kettle

Equipo	Ciclo propano (coraza)		
	Fracción		
	Entrada	Fase	Salida
E-1521	0,1911	v	0,2967
	0,8089	l	0,7083
E-1522	0,1277	v	0,4148
	0,8723	l	0,5852
E-1523	0,1001	v	0,5846
	0,8999	l	0,4155
E-1524	0,0808	v	0,9216
	0,9192	l	0,0784
E-1401	0,1277	v	0,3573
	0,8723	l	0,6427
E-1402	0,1001	v	0,4672
	0,8999	l	0,5328
E-1403	0,0808	v	0,7110
	0,9192	l	0,2890

Tal como se puede observar en la tabla 4.1, el propano se evapora en la coraza a medida que recibe calor del fluido que se desplaza por los tubos, ya sea mezcla refrigerante o gas de proceso, esto se evidencia con los cambios de la fracción de vapor o líquido a la entrada y a la salida del equipo; en cuanto al fluido que circula por los tubos de los evaporadores ya sea mezcla refrigerante o gas de proceso también se observan ciertos cambios a la entrada y a la salida, los cuales se muestran en las tablas 4.2 y 4.3; la mezcla refrigerante a medida que avanza por cada uno de los

evaporadores tipo kettle se va enfriando a la vez que se condensa, lo que se aprecia con la aparición de la primera fracción de líquido a la salida del evaporador E – 1522 del ciclo propano, la que continua incrementándose hasta que la mezcla sale del último evaporador (E-1524) previo al intercambiador de calor criogénico principal (MCHE), de igual manera ocurre con el gas de proceso en los tubos de los evaporadores E-1401, E-1402, y E-1403 del mismo ciclo, sin embargo la fracción condensada se considera despreciable en comparación con la fracción total de vapor de la corriente de gas.

**Tabla 4.2** Fracción de vapor y líquido de la mezcla refrigerante que circula por los tubos de los evaporadores E-1521 a E-1524

Equipo	Fracción		
	Entrada	Fase	Salida
E-1521	1	v	1
	0	l	0
E-1522	1	v	0,7521
	0	l	0,2479
E-1523	0,7521	v	0,4434
	0,2479	l	0,5566
E-1524	0,4434	v	0,2364
	0,5566	l	0,7636

**Tabla 4.3** Fracción de vapor y líquido de gas natural que circula por los tubos de los evaporadores E-1401 a E-1403.

Equipo	Fracción		
	Entrada	Fase	Salida
E-1401	1	v	1
	0	l	0
E-1402	1	v	0,9988
	0	l	0,0012
E-1403	0,9988	v	0,9971
	0,0012	l	0,0029

#### 4.1.3 Dimensionamiento De Los Equipos Asociados Al Sistema De Refrigeración

En el capítulo 3 se realizó el dimensionamiento de los equipos del sistema de refrigeración y los resultados más relevantes serán discutidos a continuación:

##### 4.1.3.1 Dimensionamiento De Separadores Líquido – Gas

Los resultados obtenidos para el dimensionamiento de los separadores están registrados en la tabla 4.4 que se muestra a continuación en la cual se observan las diferencias más relevantes entre estos equipos.

**Tabla 4.4** Dimensiones más relevantes de los separadores verticales del sistema de refrigeración propano – mezcla refrigerante

Dimensiones	Ciclo de pre – enfriamiento con propano					Ciclo Mezcla R
	V-1530	V-1531	V-1532	V-1533	V-1521	V-1510
<b>Velocidad Crítica (pie/s)</b>	2,098	1,636	1,209	0,876	0,300	1,48
<b>Área de flujo de vapor (pies<sup>2</sup>)</b>	154,58	142,78	133,76	108,42	93,42	208,08
<b>Altura total del equipo (pies)</b>	32,50	35,10	32,40	30,70	27,01	32,40
<b>Diámetro de boquilla de entrada (pulg)</b>	24	24	24,96	20,28	24,48	29,04
<b>Diámetro del equipo(pies)</b>	13	14	13	12	11	13
<b>Diámetro boquilla de salida de gas (pulg)</b>	21,60	20,90	19,08	16,92	13,92	24,36

Todas las alturas fueron ajustadas de manera que los separadores cumplan con la relación  $L/D$  la cual debe estar comprendida en un rango de 2,5 a 6 aproximadamente. Siempre que sea posible tanto las longitudes como los diámetros de este tipo de equipos deben ser ajustados de manera que coincidan con los diseños estándar de los suplidores, en este caso es fácil apreciar que los equipos diseñados son de gran magnitud debido a que los flujos de entrada son altos tal como se observa en la hoja de datos del reporte del simulador ubicada en el apéndice B o en su defecto en la tabla 3.5 del capítulo 3, por tal razón se hicieron las consideraciones respectivas para el diseño de estos equipos en el capítulo anterior.

A pesar de que tanto las alturas como los diámetros son de valores considerablemente elevados cumplen con el criterio  $L/D$  de la Norma PDVSA referida al cálculo de separadores, sin embargo las especificaciones del equipo podrán ser ajustadas por el fabricante, de manera que sea adaptado a un tamaño estándar y a la vez cumpla con su función de acuerdo con los requerimientos de la planta, para ello el tipo de aditamentos internos que se empleen juegan un papel importante, de igual manera los fenómenos de coalescencia, momentum y fuerza de gravedad, latentes en este tipo de procesos aportan su grano de arena para que la separación sea efectiva.

#### **4.1.3.2 Dimensionamiento De Tambor Acumulador**

El tambor acumulador del sistema de pre – enfriamiento con propano fue diseñado a partir de la metodología de cálculo expuesta en el capítulo 3 en su sección 3.3.2. Las dimensiones características más relevantes del tambor se muestran en la tabla que se presenta a continuación:

**Tabla 4.5** Dimensiones del tambor acumulador

<b>Parámetros</b>	<b>Dimensiones</b>
<b>Longitud (pies)</b>	42,9
<b>Área disponible para vapor (pie<sup>2</sup>)</b>	32,19
<b>Área requerida para vapor (pie<sup>2</sup>)</b>	31,64
<b>Diámetro (pies)</b>	14,3

El valor de longitud efectiva de operación y del diámetro del recipiente que se fijaron como resultado, son producto de una serie de iteraciones tal como lo explica el procedimiento de cálculo para este tipo de tambores que se expuso en el capítulo 2, los cuales concluyen cuando el área disponible y el área requerida para flujo de vapor se asemejan o son iguales.

Es importante acotar que las dimensiones obtenidas corresponden a seis tambores acumuladores, esto se debe a que el flujo total es muy elevado por lo que fue necesario dividirlo de manera que cada tambor maneje la sexta parte del flujo total de alimentación a fin de obtener equipos más factibles desde el punto de vista técnico y operacional.

Tal como se observa en la tabla anterior, las dimensiones del área disponible y del área requerida para vapor son cercanas, una vez que se verificada esta condición se concluyó con el proceso para el dimensionamiento del tambor acumulador.

#### 4.1.3.3 Dimensionamiento De Intercambiadores Tipo Kettle Del Sistema De Los Sistemas De Refrigeración Mecánica Propano Y Mezcla Refrigerante

En la tabla 4.6 se resumen las dimensiones y características más importantes de los evaporadores tipo kettle diseñados:

**Tabla 4.6** Características y dimensiones de evaporadores tipo kettle para pre – enfriamiento de mezcla refrigerante en el ciclo propano

Características	Equipo			
	E-1521	E-1522	E-1523	E-1524
Área de Transf. de calor (pie <sup>2</sup> )	17.419,82	36.781,63	34.279,93	27.397,17
Número de tubos	2.774	3.800	3.274	2.617
Diámetro del haz de tubos (pulg)	52,80	61,60	57,60	51
Área segmental (pulg <sup>2</sup> )	1.210	1.666	2.664	3.096
Diámetro de la coraza (pulg)	78	91	95	98
Diferencia media logarítmica (°F)	19,12	14,72	16,41	15,37
Longitud de los tubos (pies)	24	40	40	40
Carga de vapor refrigerante (lb/hr)	239.993,21	362.488,24	357.928,67	258.109,85
Flujo de calor total (Btu/hr)	73.270.000	119.100.000	123.800.000	92.640.000
Flujo de calor dividido (Btu/hr)	36.637.363	59.556.818	61.878.708	46.320.394

**Tabla 4.7** Características y dimensiones de los evaporadores tipo kettle para enfriamiento de gas natural del ciclo propano

Características	Equipo		
	E-1401	E-1402	E-1403
Área de Transf. de calor (pie <sup>2</sup> )	13.582,61	15.541,80	15.440,89
Número de tubos	2.163	2.475	2.959
Diámetro del haz de tubos (pulg)	46,44	49,68	49,60
Carga de vapor refrigerante (lb/hr)	153.864,63	158.124	142.819,29
Área segmental (pulg <sup>2</sup> )	1.178	1.963	2.857
Diámetro de la coraza (pulg)	74	85	91
Diferencia media logarítmica (°F)	16,92	16	15,09
Longitud de los tubos (pies)	24	24	24
Flujo de calor (lb/hr)	25.279.958	27.336.477	25.630.350

Es notorio que mientras mayor sea el flujo de calor en los intercambiadores mayor será el área requerida para la transferencia de calor puesto que son parámetros directamente proporcionales, es por ello que para el caso de los evaporadores E-1521, E-1522, E-1523 y E-1524 se consideró un sistema de dos rehervidores por cada uno de ellos, en el cual se distribuirá el flujo de calor total que debería manejar cada equipo sin embargo se siguen observando magnitudes considerables entre ellos, someramente es posible apreciar que el área de transferencia de calor para el caso del evaporador E-1522 es mayor que la requerida para el E-1521, debido a que la carga del refrigerante que se evapora en la coraza del intercambiador E-1521 es de mayor magnitud que la presente en el otro evaporador al que se hace referencia, por lo que en esta sección del equipo se requiere un espacio mayor para dar cabida al vapor de propano que se forma durante la evaporación.



Cabe destacar que estos resultados están sujetos al valor supuesto para el coeficiente global de transferencia de calor el cual se considera como un valor aproximado tomado de tablas de GPSA ya que no se dispone de información para suponer un valor más exacto que describa este tipo de servicio, aparte de ello resultó difícil obtener una data más precisa por ser la primera planta de gas natural licuado del país y normalmente las industrias donde se dan condiciones de proceso similares son un tanto celosas a la hora de proporcionar esta información.

#### 4.1.3.4 Dimensionamiento De Enfriadores Por Aire

El dimensionamiento de estos equipos tal como se describió en el capítulo anterior fue un proceso de ensayo y error exhaustivo, la configuración y dimensiones más resaltantes que se obtuvieron se encuentran registradas en la tabla 4.8 mostrada a continuación:

**Tabla 4.8** Configuración y dimensiones de los enfriadores por aire tanto del ciclo propano como el ciclo de mezcla refrigerante

Equipos	Ciclo Mezcla Refrigerante			Ciclo Propano	
	E-1510	E-1511	E-1512	E-1531	E-1532
Superficie extendida de tubos (pie <sup>2</sup> )	125.736,07	250.542,31	222.621,73	89.950,797	170.294,49
Longitud de los tubos (pies)	16	30	30	16	40
Ancho (pies)	49	77,87	46,15	52,44	26,48
Temperatura de aire a la salida (°F)	120	130	130	125	110

**Tabla 4.8** Configuración y dimensiones de los enfriadores por aire tanto del ciclo propano como el ciclo de mezcla refrigerante. (Continuación)

Equipos	Ciclo mezcla refrigerante			Ciclo Propano	
	E-1510	E-1511	E-1512	E-1531	E-1532
<b>Diferencia media logarítmica (°F)</b>	15,63	41	23,96	43,29	15,78
<b>Factor de corrección de temperatura</b>	1	0,97	1	0,98	1
<b>Flujo de calor total (Btu/hr)</b>	33.530.000	145.700.000	83.980.000	100.738.560	95.650.000
<b>*Flujo de calor dividido (Btu/hr)</b>	6.706.000	36.425.000	20.995.000	16.789.760	15.941.667
<b>Potencia de freno por ventilador (bhp)</b>	1,98	8,85	10,05	13,03	42,89
<b>Número de filas</b>	6	4	6	4	6
<b>Diámetro de ventilador (pies)</b>	8	14,08	13	10	12
<b>Número de ventiladores</b>	6	6	4	4	4
<b>Número de pasos</b>	3	2	3	2	3
<b>Número de tubos</b>	1.408	1.496	1.330	1.008	763
<b>Ux</b>	3,45	3,96	4,3	4,5	5,8
<b>Caída de presión (psi)</b>	4,93	4,91	5,37	3,31	3,58
<b>Hp para motor del ventilador</b>	2,15	9,61	10,93	14,16	46,62

(\*) El flujo de calor dividido se refiere a la carga de calor que se calcula una vez que se hace la división respectiva del flujo másico de alimentación del equipo de acuerdo con la consideración expuesta en el capítulo 3 referida a este tema, mientras que el flujo de calor total es el reportado por el simulador.

Tal como se puede observar en la tabla 4.8 cada uno de los equipos diseñados está conformado por más de dos ventiladores, algunos con dos bahías de dos ventiladores que en total suman cuatro ventiladores o en su defecto tres bahías de dos ventiladores cada una lo que hace un total de seis ventiladores por equipo. El diámetro de los ventiladores se encuentra dentro del rango de especificaciones expuestas por GPSA la cual establece que pueden ser de 3 a 8 pies y de 14 a 16 pies entre los más grandes comúnmente usados.

La caída de presión calculada en los tubos está dentro del rango de lo especificado para equipos de enfriamiento con aire en sistemas de refrigeración mecánica que según GPSA debe estar comprendida entre 3 y 7 psi, el hecho de que este cálculo hidráulico esté dentro de los parámetros establecidos jugó un papel importante para proseguir con la metodología de cálculo que se desarrolló para el diseño térmico de este tipo de equipos, de igual manera la convergencia entre el valor del coeficiente global de transferencia de calor basado en la superficie externa  $U_x$  asumido en un inicio y el que se obtiene una vez se ha supuesto cierta configuración del intercambiador como por ejemplo longitud de los tubos, número de pasos, número de filas, etc, ya que la cercanía entre estos dos valores ya sea que varíen muy ligeramente por encima o por debajo del valor inicial permite asumir que el diseño está siendo realizado correctamente definiendo así la configuración final del equipo.

Tal como se explicó en la sección anterior referida a intercambiadores de calor, no se dispone de información que permita comparar los resultados obtenidos con servicios similares a los prestados por estos equipos, sin embargo se trabajó con los

valores más aproximados de coeficiente global de transferencia de calor y factor de ensuciamiento disponibles en las tablas de GPSA.

#### 4.1.4 Potencia Requerida Por Los Compresores

Los compresores presentes en los ciclos que conforman el sistema de refrigeración son de cuatro etapas de compresión para el sistema de pre – enfriamiento con propano y de tres etapas para el sistema con mezcla refrigerante, es por ello que en la tabla mostrada a continuación se especifican los requerimientos de potencia para cada etapa y a su vez se hace una comparación entre los valores obtenidos de forma manual mediante la metodología de cálculo y los obtenidos en la simulación de la planta mediante el simulador HYSYS versión 2.2:

**Tabla 4.9** Potencia requerida por etapa de compresión en los compresores del sistema de refrigeración de la planta de gas natural licuado

<b>Sistema de pre – enfriamiento con propano</b>	<b>Potencia por método manual (hp)</b>	<b>Potencia arrojada por la simulación (hp)</b>
<b>Etapa 1</b>	3.576,43	3.634
<b>Etapa 2</b>	10.647,46	10.950
<b>Etapa 3</b>	19.140,79	19.690
<b>Etapa 4</b>	48.658,27	49120
<b>Sistema de mezcla refrigerante</b>	-	-
<b>Etapa 1</b>	68.897,62	69.160
<b>Etapa 2</b>	43.905,21	43.630
<b>Etapa 3</b>	20.260,50	20.020

Según los resultados registrados en la tabla 4.6 se puede observar que no existen diferencias marcadas entre los valores obtenidos a través de los cálculos manuales y los que arroja la simulación.

Es preciso acotar que el requerimiento de energía para la primera etapa de compresión del ciclo mezcla refrigerante es bastante elevado, debido a que el flujo que maneja el compresor es considerablemente alto, por tal razón es recomendable estudiar la factibilidad de implantar otro tren de compresores que permitan aligerar este valor de potencia que por lo general no es común en este tipo de equipos, a su vez sería de gran utilidad contar con datos de referencia de plantas de gas natural licuado, para poder establecer un punto de comparación entre estos y los valores calculados.

Para calcular la carga politrópica se empleó directamente el exponente politrópico de aumento de temperatura  $m$ , en vez de la relación  $n/(n-1)$ , lo que ofrece una buena aproximación de los resultados como ya se puede constatar en la tabla 4.6 y permitió a su vez un ahorro de tiempo considerable en la realización de los cálculos.

En el apéndice F se encuentra una gráfica generalizada extraída del manual de diseño de procesos de PDVSA mediante la cual se pudieron obtener los valores correspondientes a la eficiencia de compresión la cual se caracteriza por estar comprendida en un rango de 70 a 80% para compresores centrífugos según la tabla F.2 del apéndice F que muestra las características más importantes según el tipo de compresor. En la siguiente tabla se muestran las eficiencias características según cada etapa de compresión que se obtuvieron de la gráfica mencionada anteriormente.

**Tabla 4.10** Eficiencias obtenidas según cada etapa de compresión para ambos sistemas, pre – enfriamiento con propano y mezcla refrigerante.

<b>Etapas sistema de pre- enfriamiento con propano</b>	<b>Eficiencia (%)</b>
<b>Etapa 1</b>	77
<b>Etapa 2</b>	78
<b>Etapa 3</b>	78
<b>Etapa 4</b>	77
<b>Etapas sistema mezcla refrigerante</b>	<b>Eficiencia %</b>
<b>Etapa 1</b>	78
<b>Etapa 2</b>	76
<b>Etapa 3</b>	75

De acuerdo con los valores de eficiencia politrópica obtenidos es evidente constatar que los compresores tendrán una eficiencia que está dentro del rango de lo establecido en la tabla F.2 el cual debe ser de 70 a 80 % para compresores centrífugos.

Es importante acotar que normalmente cuando se emplean varias etapas de compresión se evitan relaciones elevadas de compresión (presión de descarga/presión de succión), las cuales no deben superar un valor aproximado de 10 para compresores de refrigeración de allí que este es el motivo de que se empleen compresores de cuatro y tres etapas para el sistema de pre – enfriamiento con propano y sistema de mezcla refrigerante respectivamente. En síntesis con la existencia de varias etapas se evita a su vez temperaturas de descarga excesivas junto con problemas de lubricación.

Por lo general al aumentar la relación de compresión, la eficiencia volumétrica de espacio abierto o de margen disminuirá y, por lo tanto, la capacidad de un compresor determinado también se reducirá.

## 4.2 Conclusiones

1. El modelo de simulación realizado con HYSYS permitió conocer el comportamiento de las corrientes involucradas en el sistema de refrigeración mecánica de la planta de gas natural licuado.

2. La corriente de gas natural que alimenta al intercambiador de calor criogénico principal es de 750,13 MMPCED a una presión y temperatura de 762,1 psia y -25,5 °F respectivamente.

3. Los depuradores de succión interetapas de compresión a pesar de tener dimensiones elevadas cumplen con la relación mínima L/D de 2,5, en concordancia con el rango establecido por la norma PDVSA, de igual manera ocurre para los tambores separadores V-1510 del ciclo mezcla refrigerante y V-1521 del ciclo de pre – enfriamiento con propano.

4. Los evaporadores tipo kettle arrojaron valores de área que van alrededor de los 15.000 hasta los 37.000 pies<sup>2</sup> para flujos de calor comprendidos entre 25 y 60 MMBtu/hr respectivamente.

5. Los diámetros de los ventiladores para enfriadores por aire, coinciden con valores que están dentro del rango de 3 a 28 pies establecido por GPSA, siendo el mínimo de 8 pies en el enfriador E-1510 y el máximo de 14,08 pies de diámetro para el enfriador E-1511.

6. El número de filas de tubos aleteados asumido para dimensionar los enfriadores por aire, que arrojó mejores resultados está comprendido entre 4 y 6 filas por equipo.

7. Las caídas de presión en los tubos de los enfriadores por aire se encuentran dentro del rango de 3 a 7 psi, cumpliendo así con el criterio establecido por GPSA.

8. El compresor centrífugo del ciclo mezcla refrigerante arrojó en su primera etapa la potencia de compresión más alta de todo el sistema de refrigeración, la cual es de 69.000 HP aproximadamente, lo que no concuerda con el criterio establecido por la norma PDVSA que establece una capacidad máxima de potencia de 35000 HP para compresores centrífugos multietapas.

### **4.3 Recomendaciones**

1. Solicitar información referencial para las dimensiones de los equipos a ejecutores de proyectos de plantas de gas natural licuado ya existentes.

2. Realizar una evaluación económica con el fin de determinar la factibilidad de implantar los equipos diseñados.

3. Elaborar el diseño de los intercambiadores de calor tipo kettle utilizando diferentes métodos de cálculos como por ejemplo el que ofrece HTRI y el programa Hextran según la norma PDVSA, a fin de comparar dichos resultados con los obtenidos en la metodología empleada en éste trabajo.



4. Estudiar la factibilidad de implantar otro tren de compresores que permita aligerar el requerimiento de energía necesario en el ciclo de refrigeración con mezcla refrigerante de la planta de gas natural licuado.

## BIBLIOGRAFÍA

1. PDVSA. **“Petróleos de Venezuela”** [en línea]. Disponible: <http://www.pdvs.com>, (2005).
2. PDVSA. **“Delta Caribe LNG Plant and Jetty”**. Project Design Basis, documento N° DLP-LPF-TYK-MD-DSG-E001-00.Volumen II. November (2007).
3. Contreras, A. **“Desarrollo de una metodología para el dimensionamiento del sistema de compresión de gas natural”**. Trabajo de Grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Anzoátegui, Venezuela. (2001).
4. Mendoza, V. **“Elaboración de un software para el diseño preliminar de equipos de compresión y procesamiento en plantas compresoras de gas natural”**. Trabajo de Grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Anzoátegui, Venezuela (2002).
5. Fasolini, P. **“Diseño conceptual de una planta modular de refrigeración mecánica, para la recuperación de líquidos del gas natural y control del punto de rocío del gas residual”**. Trabajo de Grado. Departamento de Ingeniería Química. Universidad de Oriente. Anzoátegui, Venezuela. (2004).
6. Zac. **“Clasificación del gas natural”** [en línea]. Disponible: <http://www.zac.com.ve>, (2007).
7. Perry, R. **“Manual del Ingeniero Químico”**. Tercera Edición. Tomo II y III. Editorial McGraw-Hill. México. (1993).

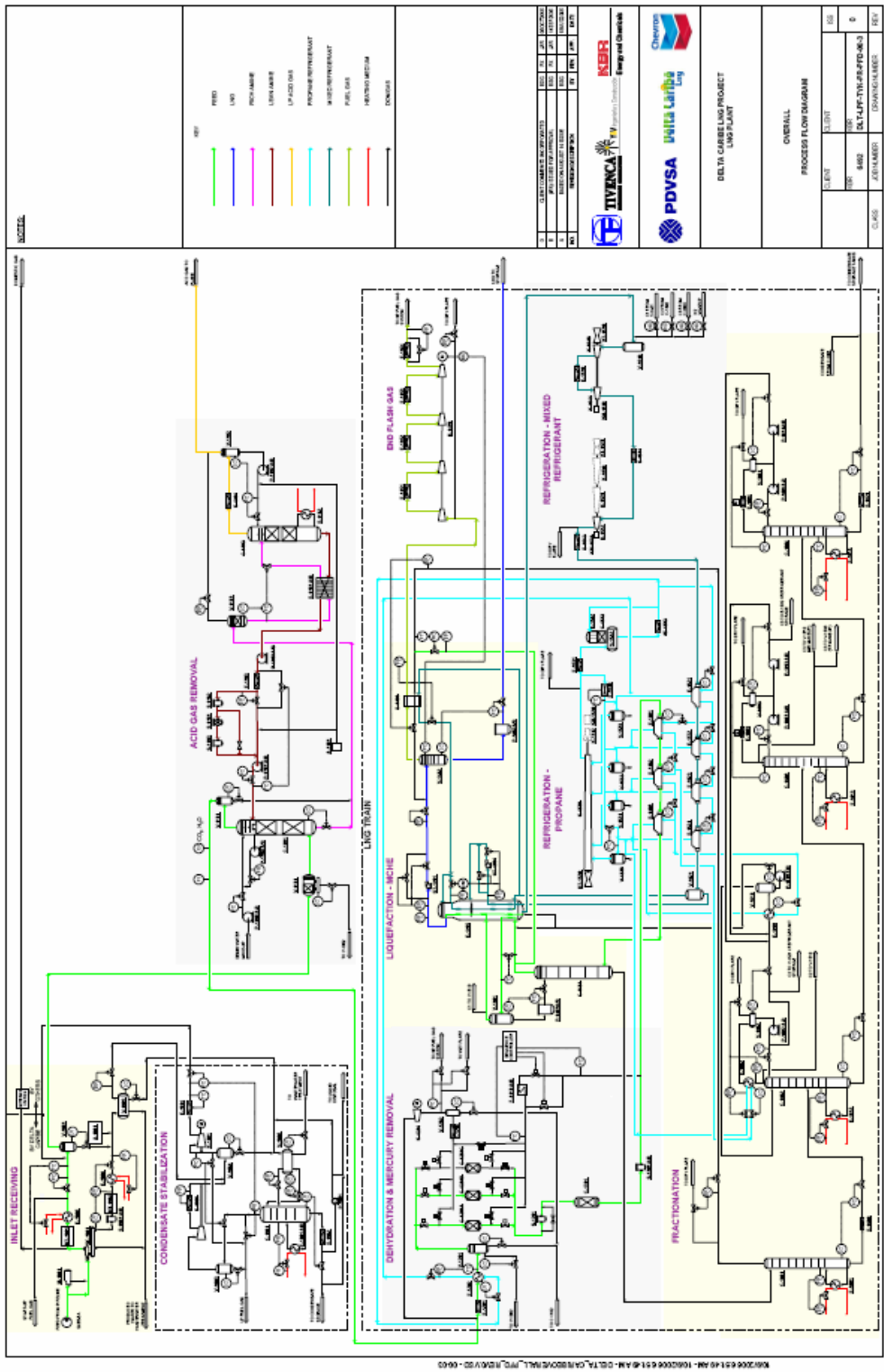
8. PDVSA. **“Compresores, principios básicos”**. Manual de Diseño de Procesos, documento N° MDP – 02 – K – 02. (1996).
9. Idenar. **“Usos de los refrigerantes”**. [en línea]. Disponible: [http://revistaidenar.univalle.edu.co/edici3n/3/revista3\\_5a.phtml](http://revistaidenar.univalle.edu.co/edici3n/3/revista3_5a.phtml). (2007).
10. Smith, J. M. **“Termodinámica en Ingeniería Química”**. Editorial McGraw- Hill, 5<sup>ta</sup> Edición, México. (1996).
11. Siemens in LGN. **“Turbocompressors for Liquefaction Plants”**. Manfred Ramdohr Duisburg. November (2006).
12. Gigas. **“Separadores”**. [en línea] . Disponible: <http://www.gigas.com.ve>. (2005).
13. PDVSA. **“Separadores, Principios Básicos”**. Manual de Diseño de Procesos, documento N° MDP – 03 – S – 01.(1995).
14. PDVSA. **“Intercambiadores de tubo y carcaza”**. Manual de Diseño de Procesos, documento N° MDP – 05 – E – 02. (1995).
15. Rodríguez, P. **“Intercambiadores de calor”**. Manual de Asesores Termo Petroleros. (2005).
16. PDVSA. **“Separadores Líquido – Vapor”**. Manual de Diseño de Procesos, documento N° MDP – 03 – S – 03. (1996).
17. PDVSA. **“Cálculos en Sistemas de Compresión”**. Manual de Diseño de Procesos, documento N° MDP – 02 – K – 04. (1996).

18. Kern, D., “Procesos de Transferencia de Calor”. Trigésima primera reimpresión. Editorial McGraw Hill. México. (1999).
19. GPSA, “**Engineering Data Book**”, 11<sup>va</sup> Edición, (1998).
20. Standards of the Tubular Exchanger Manufacturers Association. 8<sup>va</sup> Edición. New York. (1999).
21. Salazar, L., “**Curso, HYSYS Plant**”. 1<sup>era</sup> Edición, (2007).
22. Pierre, R., Paradowski, H., “**How to Reduce CO<sub>2</sub> Emissions in the LNG Chain**”, PS2-7, The 15<sup>th</sup> International Conference & Exhibition on Liquefied Natural Gas (LNG 15), Barcelona, Spain, 24-27 April, (2007).
23. PDVSA. “**Proyecto Delta Caribe Oriental Planta GNL**”. Términos de Referencia, documento N° 05700000VGK0103. Mayo (2005).

**APÉNDICE A**  
**DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO Y ESQUEMAS DE**  
**SIMULACIÓN**

## **APÉNDICE A.1**

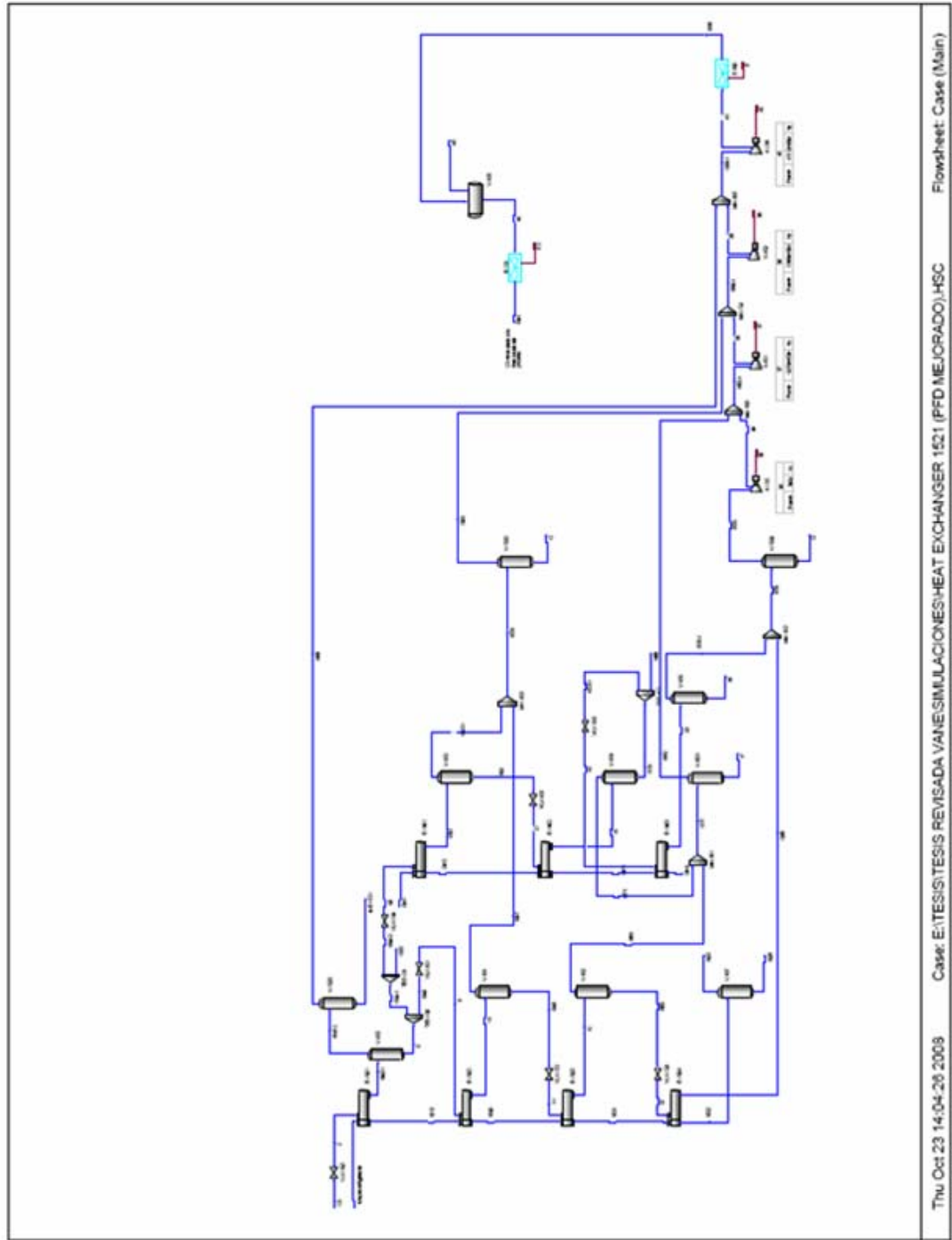
### **DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DE LA PLANTA**



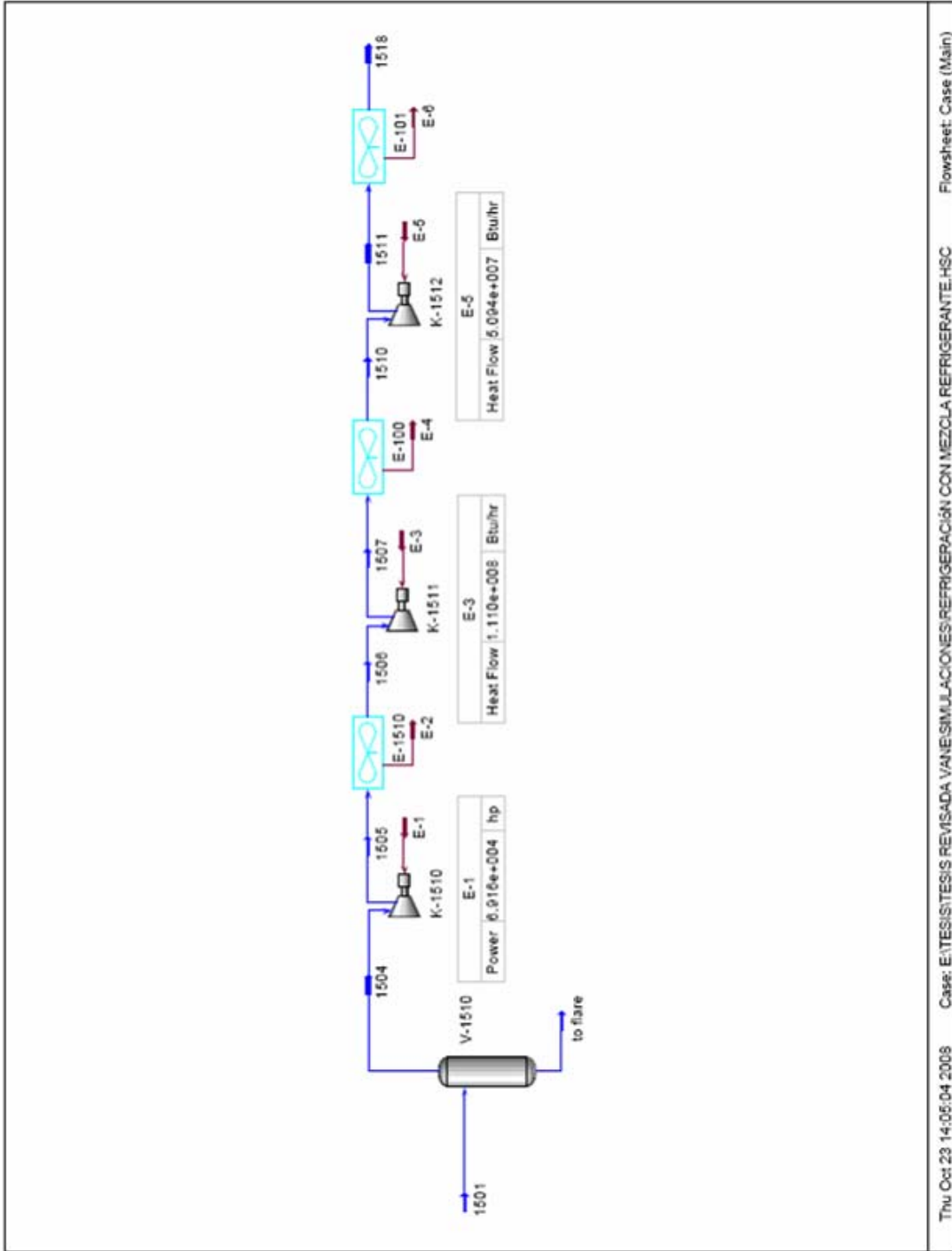
6012006 63145 AM - 10/02/06 63145 AM - 02.LT.CA.01/02/06 (N.L.)\_PFD\_12/01/06 - 0010

**APÉNDICE A.2**  
**ESQUEMA DE SIMULACIÓN DEL CICLO PROPANO**







**APÉNDICE A.3**  
**ESQUEMA DE SIMULACIÓN DEL CICLO MEZCLA**  
**REFRIGERANTE**




**APÉNDICE B**  
**REPORTES DE SIMULACIÓN DEL SISTEMA DE**  
**REFRIGERACIÓN**


**APÉNDICE B.1**  
**REPORTE DEL CICLO DE PRE – ENFRIAMIENTO CON**  
**PROPANO**


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 0</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	7.250e+004	0.0000	7.250e+004
Mass Flow (lb/hr)	3.197e+006	0.0000	3.197e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.320e+005	0.0000	4.320e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.64	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-3.779e+009	0.0000	-3.779e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	4.319e+005	0.0000	4.319e+005
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	4.313e+005	0.0000	4.313e+005
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4681	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.7186	2.236e-002	0.7186
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.69	0.9960	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	28.50	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6463	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.818e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	0.1099	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)	8.085	---	8.085
Z Factor	2.655e-002	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.392	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1.258e+004	---	1.258e+004
Std. Gas Flow (MMSCFD)	660.3	0.0000	660.3
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.319e+005	0.0000	4.319e+005
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2165	0.5213	0.2165
Cp/Cv	1.075	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 2</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1911	0.1911	0.8089


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set:	Field1	
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 2 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Temperature:	(F)	59.13	59.13	59.13
Pressure:	(psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow	(lbmole/hr)	1.031e+005	1.970e+004	8.338e+004
Mass Flow	(lb/hr)	4.545e+006	8.685e+005	3.677e+006
Liquid Volume Flow	(barrel/day)	6.143e+005	1.174e+005	4.969e+005
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-5.084e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	23.12	33.62	20.64
Heat Flow	(Btu/hr)	-5.240e+009	-8.941e+008	-4.346e+009
Std Liq Volume Flow	(barrel/day)	6.140e+005	1.173e+005	4.967e+005
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction		0.1911	0.8089	
Temperature:	(F)	59.13	59.13	59.13
Pressure:	(psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow	(barrel/day)	4.281e+006	3.765e+006	4.980e+005
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1153	-1029	-1182
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.5244	0.7624	0.4681
Molecular Weight		44.10	44.10	44.10
Molar Density	(lbmole/ft3)	0.1034	2.236e-002	0.7188
Mass Density	(lb/ft3)	4.560	0.9860	31.89
Std Liquid Mass Density	(lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	26.68	18.96	28.50
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.6049	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	---	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity	(cP)	---	8.234e-003	0.1099
Surface Tension	(dyne/cm)	---	---	8.085
Z Factor		---	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction		0.1911	0.1911	0.8089
Mass Vapour Fraction		0.1911	0.1911	0.8089
Volume Vapour Fraction		0.1911	0.1911	0.8089
Molar Volume	(ft3/lbmole)	9.671	44.72	1.392
Actual Gas Flow	(ACFM)	---	1.468e+004	---
Actual Liquid Flow	(USGPM)	1.447e+004	---	1.447e+004
Std. Gas Flow	(MMSCFD)	938.8	179.4	759.4
Std. Liquid Volume Flow	(barrel/day)	6.140e+005	1.173e+005	4.967e+005
Watson K		14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity	(cSt)	---	0.5213	0.2165
Cp/Cv		1.080	1.218	1.075
Lower Heating Value	(Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value	(Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction		0.8089	0.0000	1.000
Partial Pressure	(psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 9</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction		0.1277	0.1277	0.8723
Temperature:	(F)	25.31	25.31	25.31


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 9 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Molar Flow (lbmole/hr)	5.726e+004	7311	4.995e+004	
Mass Flow (lb/hr)	2.525e+006	3.224e+005	2.203e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.413e+005	4.357e+004	2.977e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.581e+004	-5.305e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.73	33.76	18.82	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.885e+009	-3.349e+008	-2.650e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.411e+005	4.355e+004	2.976e+005	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.1277	0.1277	0.8723	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.681e+006	2.398e+006	2.825e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1039	-1203	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4701	0.7856	0.4268	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	9.132e-002	1.303e-002	0.7558	
Mass Density (lb/ft3)	4.027	0.5747	33.33	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	25.15	17.44	26.28	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5704	0.3955	0.5959	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	8.895e-003	6.448e-002	
Viscosity (cP)	---	7.539e-003	0.1320	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.41	
Z Factor	---	0.9023	1.556e-002	
Molar Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723	
Mass Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723	
Volume Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723	
Molar Volume (ft3/lbmole)	10.95	76.73	1.323	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	9350	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	8240	---	8240	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	521.5	66.59	454.9	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.411e+005	4.355e+004	2.976e+005	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.8188	0.2472	
Cp/Cv	1.086	1.190	1.082	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.8723	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 10</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.4148	0.4148	0.5852	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	





 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 10 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Molar Flow (lbmole/hr)	5.726e+004	2.375e+004	3.351e+004	
Mass Flow (lb/hr)	2.525e+006	1.047e+006	1.478e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.413e+005	1.415e+005	1.997e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.005e+004	-4.581e+004	-5.305e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	25.02	33.76	18.82	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.866e+009	-1.088e+009	-1.778e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.411e+005	1.415e+005	1.996e+005	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.4148	0.4148	0.5852	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Actual Volume Flow (barrel/day)	7.980e+006	7.780e+006	1.895e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1135	-1039	-1203	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5673	0.7656	0.4268	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	3.089e-002	1.303e-002	0.7558	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	1.353	0.5747	33.33	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	22.61	17.44	26.28	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5128	0.3855	0.5959	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	8.895e-003	6.448e-002	
Viscosity (cP)	---	7.538e-003	0.1320	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.41	
Z Factor	---	0.9023	1.556e-002	
Molar Vapour Fraction	0.4148	0.4148	0.5852	
Mass Vapour Fraction	0.4148	0.4148	0.5852	
Volume Vapour Fraction	0.4148	0.4148	0.5852	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	32.60	76.73	1.323	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	3.037e+004	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	5528	---	5528	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	521.5	216.3	305.2	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.411e+005	1.415e+005	1.996e+005	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.8188	0.2472	
Cp/Cv	1.096	1.190	1.082	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.5852	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 11</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.1001	0.1001	0.8999	
Temperature: (F)	-4.594	-4.594	-4.594	
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	3.351e+004	3355	3.016e+004	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano hsc	
		Unit Set:	Field1	
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 11 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Mass Flow	(lb/hr)	1.478e+006	1.480e+005	1.330e+006
Liquid Volume Flow	(barrel/day)	1.997e+005	2.000e+004	1.797e+005
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-5.305e+004	-4.618e+004	-5.381e+004
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	18.89	33.96	17.21
Heat Flow	(Btu/hr)	-1.778e+009	-1.550e+008	-1.623e+009
Std Liq Volume Flow	(barrel/day)	1.996e+005	1.999e+004	1.796e+005
<b>PROPERTIES</b>				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		0.1001	0.1001	0.8999
Temperature:	(F)	-4.584	-4.584	-4.584
Pressure:	(psia)	35.00	35.00	35.00
Actual Volume Flow	(barrel/day)	2.036e+006	1.872e+006	1.640e+005
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1203	-1047	-1220
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.4283	0.7702	0.3903
Molecular Weight		44.10	44.10	44.10
Molar Density	(lbmole/ft3)	7.035e-002	7.660e-003	0.7861
Mass Density	(lb/ft3)	3.102	0.3378	34.66
Std Liquid Mass Density	(lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	23.87	16.32	24.71
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.5412	0.3701	0.5603
Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	---	7.881e-003	7.002e-002
Viscosity	(cP)	---	6.977e-003	0.1561
Surface Tension	(dyne/cm)	---	---	12.55
Z Factor		---	0.9356	9.117e-003
Molar Vapour Fraction		0.1001	0.1001	0.8999
Mass Vapour Fraction		0.1001	0.1001	0.8999
Volume Vapour Fraction		0.1001	0.1001	0.8999
Molar Volume	(ft3/lbmole)	14.22	130.5	1.272
Actual Gas Flow	(ACFM)	---	7301	---
Actual Liquid Flow	(USGPM)	4783	---	4783
Std. Gas Flow	(MMSCFD)	305.2	30.56	274.7
Std. Liquid Volume Flow	(barrel/day)	1.996e+005	1.999e+004	1.796e+005
Watson K		14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity	(cSt)	---	1.289	0.2811
Cp/Cv		1.091	1.177	1.386
Lower Heating Value	(Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value	(Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction		0.8999	0.0000	1.000
Partial Pressure	(psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 12</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		0.5845	0.5845	0.4155
Temperature:	(F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure:	(psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow	(lbmole/hr)	3.351e+004	1.958e+004	1.392e+004
Mass Flow	(lb/hr)	1.478e+006	8.838e+005	6.140e+005


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set:	Field1		
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 12 (continued)</b>					Fluid Package: Basis-1
					Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>					
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Liquid Volume Flow	(barrel/day)	1.997e+005	1.167e+005	8.297e+004	
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-4.936e+004	-4.619e+004	-5.381e+004	
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	27.00	33.96	17.21	
Heat Flow	(Btu/hr)	-1.654e+009	-9.049e+008	-7.493e+008	
Std Liq Volume Flow	(barrel/day)	1.998e+005	1.167e+005	8.294e+004	
<b>PROPERTIES</b>					
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction		0.5845	0.5845	0.4155	
Temperature:	(F)	-4.590	-4.590	-4.590	
Pressure:	(psia)	35.00	35.00	35.00	
Actual Volume Flow	(barrel/day)	1.101e+007	1.093e+007	7.571e+004	
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1119	-1047	-1220	
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.6123	0.7702	0.3903	
Molecular Weight		44.10	44.10	44.10	
Molar Density	(lbmole/ft3)	1.301e-002	7.860e-003	0.7881	
Mass Density	(lb/ft3)	0.5739	0.3378	34.66	
Std Liquid Mass Density	(lb/ft3)	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	19.81	16.32	24.71	
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.4491	0.3701	0.5603	
Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	---	7.881e-003	7.002e-002	
Viscosity	(cP)	---	6.977e-003	0.1561	
Surface Tension	(dyne/cm)	---	---	12.55	
Z Factor		---	0.9356	9.117e-003	
Molar Vapour Fraction		0.5845	0.5845	0.4155	
Mass Vapour Fraction		0.5845	0.5845	0.4155	
Volume Vapour Fraction		0.5845	0.5845	0.4155	
Molar Volume	(ft3/lbmole)	76.84	130.5	1.272	
Actual Gas Flow	(ACFM)	---	4.262e+004	---	
Actual Liquid Flow	(USGPM)	2208	---	2208	
Std. Gas Flow	(MMSCFD)	305.2	178.4	126.8	
Std. Liquid Volume Flow	(barrel/day)	1.996e+005	1.167e+005	8.294e+004	
Watson K		14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity	(cSt)	---	1.289	0.2811	
Cp/Cv		1.111	1.177	1.386	
Lower Heating Value	(Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value	(Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction		0.4155	0.0000	1.000	
Partial Pressure	(psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 13</b>					Fluid Package: Basis-1
					Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>					
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction		0.0808	0.0808	0.9192	
Temperature:	(F)	-31.06	-31.06	-31.06	
Pressure:	(psia)	19.90	19.90	19.90	
Molar Flow	(lbmole/hr)	1.392e+004	1124	1.280e+004	
Mass Flow	(lb/hr)	6.140e+005	4.959e+004	5.644e+005	
Liquid Volume Flow	(barrel/day)	8.297e+004	6701	7.827e+004	

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 13 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.381e+004	-4.654e+004	-5.445e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	17.26	34.23	15.77
Heat Flow (Btu/hr)	-7.493e+008	-5.233e+007	-6.969e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	8.294e+004	6698	7.624e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.132e+006	1.064e+006	6.743e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1220	-1055	-1235
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3915	0.7763	0.3576
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	5.259e-002	4.516e-003	0.8114
Mass Density (lb/ft3)	2.319	0.1992	35.78
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	22.86	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5184	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.061e-003	7.490e-002
Viscosity (cP)	---	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51
Z Factor	---	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Mass Vapour Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Volume Vapour Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Molar Volume (ft3/lbmole)	19.02	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	---	4150	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1967	---	1967
Std. Gas Flow (MMSCFD)	126.6	10.24	116.6
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.294e+004	6698	7.624e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.095	1.173	1.365
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.9192	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 17</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1001	0.1001	0.8999
Temperature: (F)	-4.595	-4.595	-4.595
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow (lbmole/hr)	9767	978.0	6789
Mass Flow (lb/hr)	4.307e+005	4.312e+004	3.876e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.821e+004	5828	5.238e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.305e+004	-4.619e+004	-5.381e+004


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 17 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	18.89	33.96	17.21
Heat Flow (Btu/hr)	-5.182e+008	-4.517e+007	-4.730e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.818e+004	5826	5.236e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1001	0.1001	0.8999
Temperature: (F)	-4.595	-4.595	-4.595
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	5.935e+005	5.457e+005	4.780e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1203	-1047	-1220
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4263	0.7702	0.3903
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	7.035e-002	7.660e-003	0.7861
Mass Density (lb/ft3)	3.102	0.3378	34.86
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Std Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	23.87	16.32	24.71
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5412	0.3701	0.5603
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.881e-003	7.002e-002
Viscosity (cP)	---	6.977e-003	0.1561
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	12.55
Z Factor	---	0.9356	9.117e-003
Molar Vapour Fraction	0.1001	0.1001	0.8999
Mass Vapour Fraction	0.1001	0.1001	0.8999
Volume Vapour Fraction	0.1001	0.1001	0.8999
Molar Volume (ft3/lbmole)	14.22	130.5	1.272
Actual Gas Flow (ACFM)	---	2128	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1394	---	1394
Std. Gas Flow (MMSCFD)	88.96	8.907	80.05
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.818e+004	5826	5.236e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	1.289	0.2611
Cp/Cv	1.091	1.177	1.386
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.8999	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 18</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.4672	0.4672	0.5328
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow (lbmole/hr)	9767	4564	5204
Mass Flow (lb/hr)	4.307e+005	2.012e+005	2.295e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.821e+004	2.720e+004	3.101e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.025e+004	-4.619e+004	-5.381e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	25.04	33.96	17.21


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 18 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Heat Flow (Btu/hr)	-4.908e+008	-2.108e+008	-2.800e+008	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.818e+004	2.719e+004	3.100e+004	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.4672	0.4672	0.5328	
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590	
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.575e+006	2.547e+006	2.830e+004	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1140	-1047	-1220	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5678	0.7702	0.3903	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	1.621e-002	7.690e-003	0.7861	
Mass Density (lb/ft3)	0.7150	0.3378	34.66	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	20.79	16.32	24.71	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4714	0.3701	0.5603	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.881e-003	7.002e-002	
Viscosity (cP)	---	6.977e-003	0.1581	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	12.55	
Z Factor	---	0.9356	9.117e-003	
Molar Vapour Fraction	0.4672	0.4672	0.5328	
Mass Vapour Fraction	0.4672	0.4672	0.5328	
Volume Vapour Fraction	0.4672	0.4672	0.5328	
Molar Volume (ft3/lb-mole)	61.67	130.5	1.272	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	9929	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	825.3	---	825.3	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	88.96	41.56	47.39	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.818e+004	2.719e+004	3.100e+004	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	---	1.269	0.2611	
Cp/Cv	1.106	1.177	1.396	
Lower Heating Value (Btu/lb-mole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.5328	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 19</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0808	0.0808	0.9192	
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06	
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90	
Molar Flow (lb-mole/hr)	5139	415.2	4724	
Mass Flow (lb/hr)	2.266e+005	1.831e+004	2.083e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.063e+004	2474	2.815e+004	
Molar Enthalpy (Btu/lb-mole)	-5.381e+004	-4.654e+004	-5.445e+004	
Molar Entropy (Btu/lb-mole-F)	17.26	34.23	15.77	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.766e+008	-1.932e+007	-2.573e+008	


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 19 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.062e+004	2473	2.814e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	4.178e+005	3.929e+005	2.489e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1220	-1055	-1235
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3915	0.7763	0.3576
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	5.258e-002	4.516e-003	0.8114
Mass Density (lb/ft3)	2.319	0.1992	35.78
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	22.86	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5184	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.061e-003	7.481e-002
Viscosity (cP)	---	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51
Z Factor	---	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Mass Vapour Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Volume Vapour Fraction	0.0808	0.0808	0.9192
Molar Volume (ft3/lbmole)	19.02	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	---	1532	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	725.9	---	725.9
Std. Gas Flow (MMSCFD)	46.81	3.781	43.03
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.062e+004	2473	2.814e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.095	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.984e+004	1.984e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.9192	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 20</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.7110	0.7110	0.2890
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Molar Flow (lbmole/hr)	5139	3654	1485
Mass Flow (lb/hr)	2.269e+005	1.611e+005	6.550e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.063e+004	2.178e+004	8852
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.883e+004	-4.654e+004	-5.445e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	28.90	34.23	15.77
Heat Flow (Btu/hr)	-2.509e+008	-1.701e+008	-8.088e+007
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.062e+004	2.177e+004	8848
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 10 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 20 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.7110	0.7110	0.2890
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	3.486e+006	3.458e+006	7825
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1107	-1055	-1235
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.6553	0.7763	0.3576
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	6.338e-003	4.516e-003	0.8114
Mass Density (lb/ft3)	0.2795	0.1992	35.78
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.84	31.84	31.84
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	17.77	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4030	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.061e-003	7.491e-002
Viscosity (cP)	---	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51
Z Factor	---	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.7110	0.7110	0.2890
Mass Vapour Fraction	0.7110	0.7110	0.2890
Volume Vapour Fraction	0.7110	0.7110	0.2890
Molar Volume (ft3/lbmole)	157.8	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	---	1.348e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	228.2	---	228.2
Std. Gas Flow (MMSCFD)	46.81	33.28	13.53
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.062e+004	2.177e+004	8848
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.126	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.2890	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 33</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Molar Flow (lbmole/hr)	1485	0.0000	1485
Mass Flow (lb/hr)	6.550e+004	0.0000	6.550e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	8852	0.0000	8852
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.445e+004	-4.654e+004	-5.445e+004
Molar Entropy (Btu/lb-mole-F)	15.77	34.23	15.77
Heat Flow (Btu/hr)	-8.086e+007	0.0000	-8.086e+007
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	8848	0.0000	8848
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000





 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 33 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1
			Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	7825	0.0000	7825
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1235	-1055	-1235
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3576	0.7763	0.3576
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.8114	4.516e-003	0.8114
Mass Density (lb/ft3)	35.78	0.1992	35.78
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	23.51	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5332	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.491e-002	7.061e-003	7.491e-002
Viscosity (cP)	0.1826	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	14.51	---	14.51
Z Factor	5.332e-003	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.232	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	228.2	---	228.2
Std. Gas Flow (MMSCFD)	13.53	0.0000	13.53
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	8848	0.0000	8848
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.3186	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.385	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 34</b>			Fluid Package: Basis-1
			Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	7.723	7.723	
Pressure: (psia)	32.90	32.90	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.648e+004	1.648e+004	
Mass Flow (lb/hr)	7.269e+005	7.269e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.824e+004	9.824e+004	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.598e+004	-4.598e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.54	34.54	
Heat Flow (Btu/hr)	-7.580e+008	-7.580e+008	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	9.820e+004	9.820e+004	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	7.723	7.723	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 34 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Pressure: (psia)	32.90	32.90	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.014e+007	1.014e+007	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1043	-1043	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7832	0.7832	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	6.949e-003	6.949e-003	
Mass Density (lb/ft3)	0.3064	0.3064	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	16.57	16.57	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3757	0.3757	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.222e-003	8.222e-003	
Viscosity (cP)	7.161e-003	7.161e-003	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.9439	0.9439	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	143.9	143.9	
Actual Gas Flow (ACFM)	3.954e+004	3.954e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	150.1	150.1	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.820e+004	9.820e+004	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	1.459	1.459	
Cp/Cv	1.169	1.169	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Energy Stream: 35</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	K-100
Duty SP:	9.248e+006 Btu/hr	Minimum Available Duty:	---
		Maximum Available Duty:	---
<b>Material Stream: 36</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	46.71	46.71	
Pressure: (psia)	59.00	59.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	4.064e+004	4.064e+004	
Mass Flow (lb/hr)	1.792e+006	1.792e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.422e+005	2.422e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.542e+004	-4.542e+004	
Molar Entropy (Btu/lb-mole-F)	34.61	34.61	
Heat Flow (Btu/hr)	-1.846e+009	-1.846e+009	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 13 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 36 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	2.421e+005	2.421e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	46.71	46.71	
Pressure: (psia)	59.00	59.00	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.467e+007	1.467e+007	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1030	-1030	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7848	0.7848	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	1.184e-002	1.184e-002	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.5220	0.5220	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	17.84	17.84	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4046	0.4046	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	9.523e-003	9.523e-003	
Viscosity (cP)	7.857e-003	7.857e-003	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.9172	0.9172	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	84.48	84.48	
Actual Gas Flow (ACFM)	5.722e+004	5.722e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	370.1	370.1	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.421e+005	2.421e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.9397	0.9397	
Cp/Cv	1.174	1.174	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Energy Stream: 37</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	K-101
Duty SP:	2.787e+007 Btu/hr	Minimum Available Duty:	---
		Maximum Available Duty:	---
<b>Energy Stream: 38</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation:	K-102
Duty SP:	5.010e+007 Btu/hr	Minimum Available Duty:	---
		Maximum Available Duty:	---
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 14 of 77
Licensed to: INTESA			

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
	Unit Set: Field1	
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 39</b>		Fluid Package: Basis-1
		Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	86.84	86.84
Pressure: (psia)	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	6.982e+004	6.982e+004
Mass Flow (lb/hr)	3.079e+006	3.079e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.161e+005	4.161e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.486e+004	-4.486e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.62	34.62
Heat Flow (Btu/hr)	-3.132e+009	-3.132e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	4.159e+005	4.159e+005
<b>PROPERTIES</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	86.84	86.84
Pressure: (psia)	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.443e+007	1.443e+007
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1017	-1017
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7850	0.7850
Molecular Weight	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	2.069e-002	2.069e-002
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.9122	0.9122
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	19.39	19.39
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4398	0.4398
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.103e-002	1.103e-002
Viscosity (cP)	8.648e-003	8.648e-003
Surface Tension (dyne/cm)	---	---
Z Factor	0.8754	0.8754
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	48.34	48.34
Actual Gas Flow (ACFM)	5.625e+004	5.625e+004
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---
Std. Gas Flow (MMSCFD)	635.9	635.9
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.159e+005	4.159e+005
Watson K	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.5918	0.5918
Cp/Cv	1.193	1.193
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000
<b>Energy Stream: 40</b>		Fluid Package: Basis-1
		Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
Duty Type: Direct Q	Duty Calculation Operation: K-103	
Duty SP: 1.250e+008 Btu/hr	Minimum Available Duty: ---	Maximum Available Duty: ---
HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 15 of 77
Licensed to: INTESA		


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 41</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	171.8	171.8	
Pressure: (psia)	291.2	291.2	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.004e+005	1.004e+005	
Mass Flow (lb/hr)	4.427e+006	4.427e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.983e+005	5.983e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lb-mole)	-4.378e+004	-4.378e+004	
Molar Entropy (Btu/lb-mole-F)	34.82	34.82	
Heat Flow (Btu/hr)	-4.396e+009	-4.396e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	171.8	171.8	
Pressure: (psia)	291.2	291.2	
Actual Volume Flow (barrel/day)	7.554e+006	7.554e+006	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-992.8	-992.8	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7895	0.7895	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lb-mole/ft <sup>3</sup> )	5.681e-002	5.681e-002	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	2.505	2.505	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.84	31.84	
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	24.05	24.05	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5453	0.5453	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.490e-002	1.490e-002	
Viscosity (cP)	1.077e-002	1.077e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.7565	0.7565	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lb-mole)	17.80	17.80	
Actual Gas Flow (ACFM)	2.945e+004	2.945e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	914.4	914.4	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2683	0.2683	
Cp/Cv	1.297	1.297	
Lower Heating Value (Btu/lb-mole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 45</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	0.0000	1.0000


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set:	Field1	
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 45 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
Temperature:	(F)	130.0	130.0	130.0
Pressure:	(psia)	276.7	276.7	276.7
Molar Flow	(lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow	(lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow	(barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole)	-4.473e+004	-4.989e+004	-4.473e+004
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F)	33.34	24.60	33.34
Heat Flow	(Btu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Std Liq Volume Flow	(barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
PROPERTIES				
		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction		1.0000	0.0000	1.0000
Temperature:	(F)	130.0	130.0	130.0
Pressure:	(psia)	276.7	276.7	276.7
Actual Volume Flow	(barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Enthalpy	(Btu/lb)	-1014	-1131	-1014
Mass Entropy	(Btu/lb-F)	0.7561	0.5578	0.7561
Molecular Weight		44.10	44.10	44.10
Molar Density	(lbmole/ft3)	6.264e-002	0.6234	6.264e-002
Mass Density	(lb/ft3)	2.762	27.49	2.762
Std Liquid Mass Density	(lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F)	24.78	37.12	24.78
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F)	0.5619	0.8419	0.5619
Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F)	1.357e-002	4.486e-002	1.357e-002
Viscosity	(cP)	1.020e-002	7.459e-002	1.020e-002
Surface Tension	(dyne/cm)	---	3.818	---
Z Factor		0.6980	7.014e-002	0.6980
Molar Vapour Fraction		1.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction		1.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction		1.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume	(ft3/lbmole)	15.96	1.604	15.96
Actual Gas Flow	(ACFM)	0.0000	---	0.0000
Actual Liquid Flow	(USGPM)	---	0.0000	---
Std. Gas Flow	(MMSCFD)	0.0000	0.0000	0.0000
Std. Liquid Volume Flow	(barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Watson K		14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity	(cSt)	0.2304	0.1694	0.2304
Cp/Cv		1.413	1.460	1.413
Lower Heating Value	(Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value	(Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction		0.0000	1.0000	0.0000
Partial Pressure	(psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 46</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
		Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction		0.0000	1.0000	0.0000
Temperature:	(F)	130.0	130.0	130.0


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	<b>Case Name:</b> H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	<b>Unit Set:</b> Field1		
	<b>Date/Time:</b> Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 46 (continued)</b>		<b>Fluid Package:</b> Basis-1 <b>Property Package:</b> Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
Pressure: (psia)	276.7	276.7	276.7
Molar Flow (lbmole/hr)	1.004e+005	1.004e+005	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	4.427e+006	4.427e+006	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.983e+005	5.983e+005	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.988e+004	-4.988e+004	-4.473e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	24.60	24.60	33.34
Heat Flow (Btu/hr)	-5.009e+009	-5.009e+009	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	130.0	130.0	130.0
Pressure: (psia)	276.7	276.7	276.7
Actual Volume Flow (barrel/day)	6.885e+005	6.885e+005	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1131	-1131	-1014
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5578	0.5578	0.7561
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.6234	0.6234	6.264e-002
Mass Density (lb/ft3)	27.49	27.49	2.762
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	37.12	37.12	24.78
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8419	0.8419	0.5619
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	4.486e-002	4.486e-002	1.357e-002
Viscosity (cP)	7.459e-002	7.459e-002	1.020e-002
Surface Tension (dyne/cm)	3.618	3.618	---
Z Factor	7.014e-002	7.014e-002	0.6980
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.604	1.604	15.96
Actual Gas Flow (ACFM)	---	---	0.0000
Actual Liquid Flow (USGPM)	2.008e+004	2.008e+004	---
Std. Gas Flow (MMSCFD)	914.4	914.4	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1694	0.1694	0.2304
Cp/Cv	1.460	1.460	1.413
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	1.000	0.0000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 65</b>		<b>Fluid Package:</b> Basis-1 <b>Property Package:</b> Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1277	0.1277	0.8723
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 18 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 65 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Flow (lbmole/hr)	1.520e+004	1940	1.326e+004
Mass Flow (lb/hr)	6.701e+005	8.556e+004	5.846e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.056e+004	1.156e+004	7.900e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.581e+004	-5.305e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.73	33.76	18.82
Heat Flow (Btu/hr)	-7.922e+008	-8.888e+007	-7.033e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	9.053e+004	1.156e+004	7.897e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.1277	0.1277	0.8723
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20
Actual Volume Flow (barrel/day)	7.114e+005	6.364e+005	7.498e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1039	-1203
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4701	0.7656	0.4268
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	9.132e-002	1.303e-002	0.7558
Mass Density (lb/ft3)	4.027	0.5747	33.33
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	25.15	17.44	26.28
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5704	0.3955	0.5959
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	8.895e-003	6.448e-002
Viscosity (cP)	---	7.538e-003	0.1320
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.41
Z Factor	---	0.9023	1.556e-002
Molar Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723
Mass Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723
Volume Vapour Fraction	0.1277	0.1277	0.8723
Molar Volume (ft3/lbmole)	10.95	76.73	1.323
Actual Gas Flow (ACFM)	---	2481	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	2187	---	2187
Std. Gas Flow (MMSCFD)	138.4	17.87	120.7
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.053e+004	1.156e+004	7.897e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.8188	0.2472
Cp/Cv	1.086	1.190	1.082
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.8723	0.0000	1.0000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1519</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	64.50	64.50	
Pressure: (psia)	783.9	783.9	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 19 of 77
Licensed to: INTESA			





 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc			
	Unit Set: Field1			
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009			
<b>Material Stream: 1519 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.468e+004	-3.468e+004		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	36.59	36.59		
Heat Flow (Btu/hr)	-3.613e+009	-3.613e+009		
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---		
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (F)	64.50	64.50		
Pressure: (psia)	783.9	783.9		
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.128e+006	2.128e+006		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1374	-1374		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.450	1.450		
Molecular Weight	25.24	25.24		
Molar Density (lbmole/ft3)	0.2093	0.2093		
Mass Density (lb/ft3)	5.283	5.283		
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	18.13	18.13		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7184	0.7184		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.901e-002	1.901e-002		
Viscosity (cP)	1.326e-002	1.326e-002		
Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
Z Factor	0.6657	0.6657		
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Molar Volume (ft3/lbmole)	4.777	4.777		
Actual Gas Flow (ACFM)	8295	8295		
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---		
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9		
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---		
Watson K	17.83	17.83		
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1567	0.1567		
Cp/Cv	1.940	1.940		
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005		
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004		
Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000		
<b>Material Stream: 1520</b>			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.7521	0.7521	0.2479	
Temperature: (F)	30.60	30.60	30.60	
Pressure: (psia)	776.6	776.6	776.6	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	7.836e+004	2.583e+004	
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	1.877e+006	7.529e+005	
Hypotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)		Page 20 of 77
Licensed to: INTESA				


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set:	Field1	
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1520 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	3.563e+005	1.356e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.582e+004	-3.409e+004	-4.108e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.33	35.65	30.31	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.732e+009	-2.671e+009	-1.081e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	---	
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.7521	0.7521	0.2479	
Temperature: (F)	30.60	30.60	30.60	
Pressure: (psia)	776.6	776.6	776.6	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.584e+006	1.439e+006	1.448e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1419	-1423	-1409	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.360	1.489	1.040	
Molecular Weight	25.24	23.95	29.15	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.2811	0.2327	0.7626	
Mass Density (lb/ft3)	7.095	5.573	22.23	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	21.25	18.81	28.54	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8419	0.7854	0.9825	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.868e-002	5.007e-002	
Viscosity (cP)	---	1.296e-002	5.118e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	3.628	
Z Factor	---	0.8343	0.1936	
Molar Vapour Fraction	0.7521	0.7521	0.2479	
Mass Vapour Fraction	0.7137	0.7137	0.2883	
Volume Vapour Fraction	0.7243	0.7243	0.2757	
Molar Volume (ft3/lbmole)	3.557	4.297	1.311	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	5612	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	4223	---	4223	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	713.7	235.2	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	---	
Watson K	17.83	17.81	17.88	
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.1454	0.1437	
Cp/Cv	1.103	2.192	1.074	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.582e+005	5.861e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.913e+004	2.010e+004	
Liquid Fraction	0.2479	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1521</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.4434	0.4434	0.5566	
Temperature: (F)	0.9000	0.9000	0.9000	
Pressure: (psia)	769.4	769.4	769.4	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	4.620e+004	5.799e+004	
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	1.025e+006	1.604e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	1.963e+005	2.956e+005	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 21 of 77
Licensed to: INTESA				


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1521 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.701e+004	-3.256e+004	-4.056e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	31.84	34.80	29.48	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.856e+009	-1.504e+009	-2.352e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	---	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.4434	0.4434	0.5566	
Temperature: (F)	0.9000	0.9000	0.9000	
Pressure: (psia)	769.4	769.4	769.4	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.129e+008	8.337e+005	2.953e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1466	-1467	-1466	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.262	1.568	1.066	
Molecular Weight	25.24	22.19	27.67	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.3945	0.2369	0.8395	
Mass Density (lb/ft3)	9.956	5.256	23.23	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	21.41	16.67	25.18	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8482	0.7514	0.9100	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.821e-002	5.334e-002	
Viscosity (cP)	---	1.246e-002	5.465e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	4.524	
Z Factor	---	0.6572	0.1854	
Molar Vapour Fraction	0.4434	0.4434	0.5566	
Mass Vapour Fraction	0.3898	0.3898	0.6102	
Volume Vapour Fraction	0.3991	0.3991	0.6009	
Molar Volume (ft3/lbmole)	2.535	4.222	1.191	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	3251	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	8612	---	8612	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	420.7	528.1	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	---	
Watson K	17.83	17.50	18.06	
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.1480	0.1469	
Cp/Cv	1.102	2.160	1.086	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.067e+005	5.546e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.842e+004	2.005e+004	
Liquid Fraction	0.5568	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1522</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.2364	0.2364	0.7636	
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50	
Pressure: (psia)	762.1	762.1	762.1	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	2.463e+004	7.956e+004	
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	5.185e+005	2.110e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	9.835e+004	3.935e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.790e+004	-3.094e+004	-4.005e+004	

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1522 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	29.86	33.86	28.82
Heat Flow (Btu/hr)	-3.949e+009	-7.820e+008	-3.186e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	---
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.2364	0.2364	0.7636
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50
Pressure: (psia)	762.1	762.1	762.1
Actual Volume Flow (barrel/day)	8.064e+005	4.313e+005	3.751e+005
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1502	-1467	-1510
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.183	1.605	1.079
Molecular Weight	25.24	21.09	26.52
Molar Density (lbmole/ft3)	0.5523	0.2441	0.9087
Mass Density (lb/ft3)	13.94	5.149	24.05
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	---
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	21.03	15.44	22.76
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8332	0.7320	0.8581
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.773e-002	5.529e-002
Viscosity (cP)	---	1.209e-002	5.795e-002
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	5.231
Z Factor	---	0.6701	0.1804
Molar Vapour Fraction	0.2364	0.2364	0.7636
Mass Vapour Fraction	0.1976	0.1976	0.8024
Volume Vapour Fraction	0.1999	0.1999	0.8001
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.811	4.097	1.103
Actual Gas Flow (ACFM)	---	1682	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1.094e+004	---	1.094e+004
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	224.3	724.6
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	---
Watson K	17.83	16.91	18.07
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.1465	0.1505
Cp/Cv	1.104	2.169	1.096
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	3.664e+005	5.281e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.737e+004	1.991e+004
Liquid Fraction	0.7636	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1523</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50
Pressure: (psia)	762.1	762.1	762.1
Molar Flow (lbmole/hr)	2.463e+004	2.463e+004	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	5.195e+005	5.195e+005	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.835e+004	9.835e+004	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.094e+004	-3.094e+004	-4.005e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.86	33.86	28.82
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 23 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1523 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Heat Flow (Btu/hr)	-7.620e+008	-7.620e+008	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	0.0000
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50
Pressure: (psia)	762.1	762.1	762.1
Actual Volume Flow (barrel/day)	4.313e+005	4.313e+005	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1467	-1467	-1510
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.605	1.605	1.079
Molecular Weight	21.09	21.09	26.52
Molar Density (lbmole/ft3)	0.2441	0.2441	0.9067
Mass Density (lb/ft3)	5.149	5.149	24.05
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	---
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.44	15.44	22.76
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7320	0.7320	0.8581
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.773e-002	1.773e-002	5.529e-002
Viscosity (cP)	1.209e-002	1.209e-002	5.795e-002
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	5.231
Z Factor	0.6701	0.6701	0.1804
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	4.097	4.097	1.103
Actual Gas Flow (ACFM)	1682	1682	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	224.3	224.3	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	0.0000
Watson K	16.91	16.91	18.07
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1465	0.1465	0.1505
Cp/Cv	2.169	2.169	1.096
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	3.664e+005	3.664e+005	5.281e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.737e+004	1.737e+004	1.991e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1525</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50
Pressure: (psia)	762.1	762.1	762.1
Molar Flow (lbmole/hr)	7.956e+004	0.0000	7.956e+004
Mass Flow (lb/hr)	2.110e+006	0.0000	2.110e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.935e+005	0.0000	3.935e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.005e+004	-3.094e+004	-4.005e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	28.62	33.86	28.62
Heat Flow (Btu/hr)	-3.186e+009	0.0000	-3.186e+009


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set:	Field1		
	Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1525 (continued)</b>				Fluid Package: Basis-1
				Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	0.0000	---	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50	
Pressure: (psia)	762.1	762.1	762.1	
Actual Volume Flow (barrel/day)	3.751e+005	0.0000	3.751e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1510	-1467	-1510	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.079	1.605	1.079	
Molecular Weight	26.52	21.09	26.52	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.9067	0.2441	0.9067	
Mass Density (lb/ft3)	24.05	5.149	24.05	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	22.76	15.44	22.76	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8581	0.7320	0.8581	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.529e-002	1.773e-002	5.529e-002	
Viscosity (cP)	5.795e-002	1.209e-002	5.795e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	5.231	---	5.231	
Z Factor	0.1804	0.6701	0.1804	
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.103	4.097	1.103	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	1.094e+004	---	1.094e+004	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	724.6	0.0000	724.6	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	0.0000	---	
Watson K	18.07	16.91	18.07	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1505	0.1465	0.1505	
Cp/Cv	1.096	2.169	1.096	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	5.281e+005	3.664e+005	5.281e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.991e+004	1.737e+004	1.991e+004	
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1535</b>				Fluid Package: Basis-1
				Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000		
Temperature: (F)	130.0	130.0		
Pressure: (psia)	278.7	278.7		
Molar Flow (lbmole/hr)	1.004e+005	1.004e+005		
Mass Flow (lb/hr)	4.427e+006	4.427e+006		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.983e+005	5.983e+005		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.989e+004	-4.989e+004		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	24.60	24.60		
Heat Flow (Btu/hr)	-5.009e+009	-5.009e+009		
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005		
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 25 of 77
Licensed to: INTESA				


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1535 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	130.0	130.0	
Pressure: (psia)	276.7	276.7	
Actual Volume Flow (barrel/day)	6.885e+005	6.885e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1131	-1131	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5578	0.5578	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.6234	0.6234	
Mass Density (lb/ft3)	27.49	27.49	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	37.12	37.12	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.8419	0.8419	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	4.486e-002	4.486e-002	
Viscosity (cP)	7.459e-002	7.459e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	3.618	3.618	
Z Factor	7.014e-002	7.014e-002	
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.604	1.604	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	2.008e+004	2.008e+004	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	914.4	914.4	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1894	0.1894	
Cp/Cv	1.460	1.460	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1541</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	102.2	102.2	
Pressure: (psia)	269.4	269.4	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.004e+005	1.004e+005	
Mass Flow (lb/hr)	4.427e+006	4.427e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.983e+005	5.983e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.084e+004	-5.084e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	22.95	22.95	
Heat Flow (Btu/hr)	-5.104e+009	-5.104e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1541 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Temperature: (F)	102.2	102.2	
Pressure: (psia)	269.4	269.4	
Actual Volume Flow (barrel/day)	6.419e+005	6.419e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1153	-1153	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5203	0.5203	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.6686	0.6686	
Mass Density (lb/ft3)	29.48	29.48	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	32.15	32.15	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7291	0.7291	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.011e-002	5.011e-002	
Viscosity (cP)	8.749e-002	8.749e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	5.293	5.293	
Z Factor	6.693e-002	6.693e-002	
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.496	1.496	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	1.872e+004	1.872e+004	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	914.4	914.4	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1853	0.1853	
Cp/Cv	1.406	1.406	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1543-1</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.2967	0.2967	0.7033
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	1.031e+005	3.058e+004	7.250e+004
Mass Flow (lb/hr)	4.545e+006	1.348e+006	3.197e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	6.143e+005	1.822e+005	4.320e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.013e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	24.49	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-5.167e+009	-1.388e+009	-3.779e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	6.140e+005	1.822e+005	4.319e+005
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.2967	0.2967	0.7033
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13





 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1543-1 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	6.277e+006	5.846e+008	4.313e+005
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1137	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5554	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	7.019e-002	2.236e-002	0.7188
Mass Density (lb/ft3)	3.095	0.9880	31.89
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.84	31.84	31.84
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	25.67	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5821	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	---	8.234e-003	0.1089
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	8.085
Z Factor	---	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	0.2967	0.2967	0.7033
Mass Vapour Fraction	0.2967	0.2967	0.7033
Volume Vapour Fraction	0.2967	0.2967	0.7033
Molar Volume (ft3/lbmole)	14.25	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)	---	2.279e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1.258e+004	---	1.258e+004
Std. Gas Flow (MMSCFD)	938.8	278.5	660.3
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	6.140e+005	1.822e+005	4.319e+005
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.5213	0.2165
Cp/Cv	1.084	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.7033	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1543-2</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	3.058e+004	3.058e+004	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	1.348e+006	1.348e+006	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.822e+005	1.822e+005	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.539e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.62	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-1.388e+009	-1.388e+009	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.822e+005	1.822e+005	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc			
	Unit Set: Field1			
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009			
<b>Material Stream: 1543-2 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Actual Volume Flow (barrel/day)		5.946e+006	5.946e+006	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)		-1029	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)		0.7624	0.7624	0.4681
Molecular Weight		44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)		2.238e-002	2.238e-002	0.7186
Mass Density (lb/ft3)		0.9880	0.9880	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)		31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)		18.96	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)		0.4299	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)		1.017e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)		8.234e-003	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)		---	---	8.085
Z Factor		0.8531	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction		1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)		44.72	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)		2.279e+004	2.279e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)		---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)		278.5	278.5	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)		1.822e+005	1.822e+005	0.0000
Watson K		14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)		0.5213	0.5213	0.2165
Cp/Cv		1.218	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)		8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)		1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction		0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)		0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1545</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)		59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)		106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)		5.726e+004	0.0000	5.726e+004
Mass Flow (lb/hr)		2.525e+006	0.0000	2.525e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)		3.413e+005	0.0000	3.413e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)		-5.213e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)		20.84	33.82	20.84
Heat Flow (Btu/hr)		-2.985e+009	0.0000	-2.985e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)		3.411e+005	0.0000	3.411e+005
<b>PROPERTIES</b>				
		Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction		0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)		59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)		106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)		3.406e+005	0.0000	3.406e+005
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 29 of 77
Licensed to: INTESA				


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set:	Field1		
	Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1545 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1029	-1182	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4881	0.7624	0.4881	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7186	2.236e-002	0.7186	
Mass Density (lb/ft3)	31.69	0.9860	31.69	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	26.50	18.95	26.50	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6463	0.4299	0.6463	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.818e-002	1.017e-002	5.818e-002	
Viscosity (cP)	0.1099	8.234e-003	0.1099	
Surface Tension (dyne/cm)	8.085	---	8.085	
Z Factor	2.655e-002	0.8531	2.655e-002	
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.392	44.72	1.392	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	9936	---	9936	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	521.5	0.0000	521.5	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.411e+005	0.0000	3.411e+005	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2185	0.5213	0.2185	
Cp/Cv	1.075	1.218	1.075	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1547</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Molar Flow (lbmole/hr)	2.375e+004	2.375e+004	0.0000	
Mass Flow (lb/hr)	1.047e+006	1.047e+006	0.0000	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.415e+005	1.415e+005	0.0000	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.581e+004	-4.581e+004	-5.305e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.76	33.76	18.82	
Heat Flow (Btu/hr)	-1.088e+009	-1.088e+009	0.0000	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.415e+005	1.415e+005	0.0000	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Actual Volume Flow (barrel/day)	7.790e+006	7.790e+006	0.0000	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1039	-1039	-1203	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 30 of 77
Licensed to: INTESA				

 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1547 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7656	0.7656	0.4268	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	1.303e-002	1.303e-002	0.7558	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.5747	0.5747	33.33	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	17.44	17.44	26.28	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3955	0.3955	0.5959	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.895e-003	8.895e-003	6.448e-002	
Viscosity (cP)	7.538e-003	7.538e-003	0.1320	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.41	
Z Factor	0.9023	0.9023	1.556e-002	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	76.73	76.73	1.323	
Actual Gas Flow (ACFM)	3.037e+004	3.037e+004	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	216.3	216.3	0.0000	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.415e+005	1.415e+005	0.0000	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.8188	0.8188	0.2472	
Cp/Cv	1.190	1.190	1.082	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1548</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Molar Flow (lbmole/hr)	3.351e+004	0.0000	3.351e+004	
Mass Flow (lb/hr)	1.478e+006	0.0000	1.478e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.997e+005	0.0000	1.997e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.305e+004	-4.581e+004	-5.305e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	18.82	33.76	18.82	
Heat Flow (Btu/hr)	-1.778e+009	0.0000	-1.778e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.996e+005	0.0000	1.996e+005	
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.895e+005	0.0000	1.895e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1203	-1039	-1203	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4268	0.7656	0.4268	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1548 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7558	1.303e-002	0.7558
Mass Density (lb/ft3)	33.33	0.5747	33.33
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	26.28	17.44	26.28
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5959	0.3955	0.5959
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.448e-002	8.895e-003	6.448e-002
Viscosity (cP)	0.1320	7.538e-003	0.1320
Surface Tension (dyne/cm)	10.41	---	10.41
Z Factor	1.556e-002	0.9023	1.556e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.323	76.73	1.323
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	5528	---	5528
Std. Gas Flow (MMSCFD)	305.2	0.0000	305.2
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.996e+005	0.0000	1.996e+005
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2472	0.8188	0.2472
Cp/Cv	1.082	1.190	1.082
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1551</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow (lbmole/hr)	1.959e+004	1.959e+004	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	8.638e+005	8.638e+005	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.167e+005	1.167e+005	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.619e+004	-4.619e+004	-5.381e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.96	33.96	17.21
Heat Flow (Btu/hr)	-9.049e+008	-9.049e+008	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.167e+005	1.167e+005	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.093e+007	1.093e+007	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1047	-1047	-1220
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7702	0.7702	0.3903
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Hyprotech Ltd		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 32 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1551 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Density (lbmole/ft3)	7.660e-003	7.660e-003	0.7861
Mass Density (lb/ft3)	0.3378	0.3378	34.66
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	16.32	16.32	24.71
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3701	0.3701	0.5603
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.881e-003	7.881e-003	7.002e-002
Viscosity (cP)	6.977e-003	6.977e-003	0.1561
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	12.55
Z Factor	0.9356	0.9356	9.117e-003
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft3/lb-mole)	130.5	130.5	1.272
Actual Gas Flow (ACFM)	4.262e+004	4.262e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	178.4	178.4	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.167e+005	1.167e+005	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	1.289	1.289	0.2811
Cp/Cv	1.177	1.177	1.386
Lower Heating Value (Btu/lb-mole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1553</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow (lb-mole/hr)	1.392e+004	0.0000	1.392e+004
Mass Flow (lb/hr)	6.140e+005	0.0000	6.140e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.297e+004	0.0000	8.297e+004
Molar Enthalpy (Btu/lb-mole)	-5.381e+004	-4.619e+004	-5.381e+004
Molar Entropy (Btu/lb-mole-F)	17.21	33.96	17.21
Heat Flow (Btu/hr)	-7.493e+008	0.0000	-7.493e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	8.294e+004	0.0000	8.294e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	7.571e+004	0.0000	7.571e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1220	-1047	-1220
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3903	0.7702	0.3903
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lb-mole/ft3)	0.7861	7.660e-003	0.7861
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 33 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set:	Field1	
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1553 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	34.66	0.3378	34.66	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	24.71	16.32	24.71	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5603	0.3701	0.5603	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.002e-002	7.881e-003	7.002e-002	
Viscosity (cP)	0.1581	6.977e-003	0.1581	
Surface Tension (dyne/cm)	12.55	---	12.55	
Z Factor	9.117e-003	0.9358	9.117e-003	
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.272	130.5	1.272	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	2208	---	2208	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	126.8	0.0000	126.8	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.294e+004	0.0000	8.294e+004	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2811	1.289	0.2811	
Cp/Cv	1.386	1.177	1.386	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1555</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.9216	0.9216	0.0784	
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06	
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.392e+004	1.283e+004	1092	
Mass Flow (lb/hr)	6.140e+005	5.658e+005	4.815e+004	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.297e+004	7.646e+004	6508	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.716e+004	-4.654e+004	-5.445e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	32.79	34.23	15.77	
Heat Flow (Btu/hr)	-6.566e+008	-5.972e+008	-5.946e+007	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	8.294e+004	7.643e+004	6505	
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.9216	0.9216	0.0784	
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06	
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.215e+007	1.214e+007	5753	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1069	-1055	-1235	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7435	0.7763	0.3576	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	4.898e-003	4.516e-003	0.8114	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.2160	0.1992	35.78	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 34 of 77
Licensed to: INTESA				


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1555 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	16.07	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3645	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.061e-003	7.491e-002
Viscosity (cP)	---	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51
Z Factor	---	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.9216	0.9216	0.0784
Mass Vapour Fraction	0.9216	0.9216	0.0784
Volume Vapour Fraction	0.9216	0.9216	0.0784
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	204.1	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	---	4.735e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	167.8	---	167.8
Std Gas Flow (MMSCFD)	126.8	116.9	9.945
Std Liquid Volume Flow (barrel/day)	8.294e+004	7.643e+004	6505
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.141	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	7.843e-002	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1564-1</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	1.523e+004	0.0000	1.523e+004
Mass Flow (lb/hr)	6.717e+005	0.0000	6.717e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.077e+004	0.0000	9.077e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.64	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-7.940e+008	0.0000	-7.940e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	9.073e+004	0.0000	9.073e+004
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	9.061e+004	0.0000	9.061e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4681	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.7186	2.236e-002	0.7186
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.69	0.9860	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64





 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1564-1 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	28.50	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6463	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.818e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	0.1099	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)	8.085	---	8.085
Z Factor	2.655e-002	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.392	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	2643	---	2643
Std. Gas Flow (MMSCFD)	138.7	0.0000	138.7
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.073e+004	0.0000	9.073e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2185	0.5213	0.2185
Cp/Cv	1.075	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1564-2</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	1.520e+004	0.0000	1.520e+004
Mass Flow (lb/hr)	6.701e+005	0.0000	6.701e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.056e+004	0.0000	9.056e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.64	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-7.922e+008	0.0000	-7.922e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	9.053e+004	0.0000	9.053e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	9.040e+004	0.0000	9.040e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4681	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7186	2.236e-002	0.7186
Mass Density (lb/ft3)	31.69	0.8860	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	28.50	18.96	28.50


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1564-2 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6463	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.818e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	0.1099	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)	8.085	---	8.085
Z Factor	2.655e-002	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.392	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	2637	---	2637
Std. Gas Flow (MMSCFD)	138.4	0.0000	138.4
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.053e+004	0.0000	9.053e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2165	0.5213	0.2165
Cp/Cv	1.075	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1567</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.3573	0.3573	0.6427
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20
Molar Flow (lbmole/hr)	1.520e+004	5430	9767
Mass Flow (lb/hr)	6.701e+005	2.394e+005	4.307e+005
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.056e+004	3.236e+004	5.821e+004
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.046e+004	-4.581e+004	-5.305e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	24.16	33.76	18.82
Heat Flow (Btu/hr)	-7.669e+008	-2.487e+008	-5.182e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	9.053e+004	3.234e+004	5.818e+004
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.3573	0.3573	0.6427
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.836e+006	1.781e+006	5.524e+004
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1144	-1039	-1203
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5479	0.7856	0.4268
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	3.538e-002	1.303e-002	0.7558
Mass Density (lb/ft3)	1.560	0.5747	33.33
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	23.12	17.44	26.28
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5243	0.3955	0.5959
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 37 of 77	


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1567 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	8.895e-003	6.448e-002
Viscosity (cP)	---	7.538e-003	0.1320
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.41
Z Factor	---	0.9023	1.556e-002
Molar Vapour Fraction	0.3573	0.3573	0.6427
Mass Vapour Fraction	0.3573	0.3573	0.6427
Volume Vapour Fraction	0.3573	0.3573	0.6427
Molar Volume (ft3/lbmole)	28.26	76.73	1.323
Actual Gas Flow (ACFM)	---	6944	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1611	---	1611
Std. Gas Flow (MMSCFD)	138.4	49.45	88.96
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.053e+004	3.234e+004	5.818e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.8188	0.2472
Cp/Cv	1.094	1.190	1.082
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.6427	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1567-1</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20
Molar Flow (lbmole/hr)	5430	5430	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	2.394e+005	2.394e+005	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.236e+004	3.236e+004	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.581e+004	-4.581e+004	-5.305e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.76	33.76	18.82
Heat Flow (Btu/hr)	-2.487e+008	-2.487e+008	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.234e+004	3.234e+004	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.781e+006	1.781e+006	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1039	-1039	-1203
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7656	0.7656	0.4268
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	1.303e-002	1.303e-002	0.7558
Mass Density (lb/ft3)	0.5747	0.5747	33.33
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	17.44	17.44	26.28
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3955	0.3955	0.5959
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.895e-003	8.895e-003	6.448e-002

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1567-1 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Viscosity (cP)	7.538e-003	7.538e-003	0.1320	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.41	
Z Factor	0.9023	0.9023	1.556e-002	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	76.73	76.73	1.323	
Actual Gas Flow (ACFM)	6944	6944	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	49.45	49.45	0.0000	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.234e+004	3.234e+004	0.0000	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.8188	0.8188	0.2472	
Cp/Cv	1.190	1.190	1.082	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1569</b>			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Molar Flow (lbmole/hr)	9767	0.0000	9767	
Mass Flow (lb/hr)	4.307e+005	0.0000	4.307e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.821e+004	0.0000	5.821e+004	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.305e+004	-4.581e+004	-5.305e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	18.82	33.76	18.82	
Heat Flow (Btu/hr)	-5.182e+008	0.0000	-5.182e+008	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.818e+004	0.0000	5.818e+004	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	25.31	25.31	25.31	
Pressure: (psia)	61.20	61.20	61.20	
Actual Volume Flow (barrel/day)	5.524e+004	0.0000	5.524e+004	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1203	-1039	-1203	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4268	0.7666	0.4268	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.7558	1.303e-002	0.7558	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	33.33	0.5747	33.33	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	26.28	17.44	26.28	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5959	0.3955	0.5959	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.448e-002	8.895e-003	6.448e-002	
Viscosity (cP)	0.1320	7.538e-003	0.1320	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 39 of 77
Licensed to: INTESA				


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1569 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Surface Tension (dyne/cm)	10.41	---	10.41
Z Factor	1.556e-002	0.8023	1.556e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.323	76.73	1.323
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	1811	---	1811
Std. Gas Flow (MMSCFD)	88.96	0.0000	88.96
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.818e+004	0.0000	5.818e+004
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2472	0.8188	0.2472
Cp/Cv	1.082	1.190	1.082
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1571</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow (lbmole/hr)	4564	4564	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	2.012e+005	2.012e+005	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.720e+004	2.720e+004	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.619e+004	-4.619e+004	-5.381e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.96	33.96	17.21
Heat Flow (Btu/hr)	-2.108e+008	-2.108e+008	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	2.719e+004	2.719e+004	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.547e+006	2.547e+006	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1047	-1047	-1220
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7702	0.7702	0.3903
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	7.660e-003	7.660e-003	0.7861
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.3378	0.3378	34.66
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	16.32	16.32	24.71
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3701	0.3701	0.5803
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.881e-003	7.881e-003	7.002e-002
Viscosity (cP)	6.977e-003	6.977e-003	0.1561
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	12.55
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 40 of 77
Licensed to: INTESA			


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set:	Field1		
	Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1571 (continued)</b>				Fluid Package: Basis-1
				Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Z Factor	0.9356	0.9356	9.117e-003	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	130.5	130.5	1.272	
Actual Gas Flow (ACFM)	9929	9929	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	41.56	41.56	0.0000	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.719e+004	2.719e+004	0.0000	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	1.289	1.289	0.2811	
Cp/Cv	1.177	1.177	1.386	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1573</b>				Fluid Package: Basis-1
				Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590	
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	5204	0.0000	5204	
Mass Flow (lb/hr)	2.295e+005	0.0000	2.295e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.101e+004	0.0000	3.101e+004	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.381e+004	-4.619e+004	-5.381e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	17.21	33.96	17.21	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.800e+008	0.0000	-2.800e+008	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.100e+004	0.0000	3.100e+004	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590	
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.830e+004	0.0000	2.830e+004	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1220	-1047	-1220	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3903	0.7702	0.3903	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7861	7.660e-003	0.7861	
Mass Density (lb/ft3)	34.66	0.3378	34.66	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	24.71	16.32	24.71	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5603	0.3701	0.5603	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.002e-002	7.881e-003	7.002e-002	
Viscosity (cP)	0.1561	6.977e-003	0.1561	
Surface Tension (dyne/cm)	12.55	---	12.55	
Z Factor	9.117e-003	0.9356	9.117e-003	
Hyprotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)		Page 41 of 77
Licensed to: INTESA				


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set:	Field1	
		Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1573 (continued)</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.272	130.5	1.272	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	825.3	---	825.3	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	47.39	0.0000	47.39	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.100e+004	0.0000	3.100e+004	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2811	1.289	0.2811	
Cp/Cv	1.386	1.177	1.386	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1573-1</b>			Fluid Package:	Basis-1
			Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590	
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	5139	0.0000	5139	
Mass Flow (lb/hr)	2.266e+005	0.0000	2.266e+005	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.063e+004	0.0000	3.063e+004	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.381e+004	-4.619e+004	-5.381e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	17.21	33.96	17.21	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.766e+008	0.0000	-2.766e+008	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	3.062e+004	0.0000	3.062e+004	
PROPERTIES				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590	
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.795e+004	0.0000	2.795e+004	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1220	-1047	-1220	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3903	0.7702	0.3903	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.7861	7.860e-003	0.7861	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	34.66	0.3378	34.66	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	24.71	16.32	24.71	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5603	0.3701	0.5603	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.002e-002	7.881e-003	7.002e-002	
Viscosity (cP)	0.1561	6.977e-003	0.1561	
Surface Tension (dyne/cm)	12.55	---	12.55	
Z Factor	9.117e-003	0.8356	9.117e-003	
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	


		INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc
				Unit Set:	Field1
				Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009
<b>Material Stream: 1573-1 (continued)</b>				Fluid Package:	Basis-1
				Property Package:	Peng Robinson
PROPERTIES					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000		
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000		
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.272	130.5	1.272		
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---		
Actual Liquid Flow (USGPM)	815.1	---	815.1		
Std. Gas Flow (MMSCFD)	46.81	0.0000	46.81		
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.062e+004	0.0000	3.062e+004		
Watson K	14.70	14.70	14.70		
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2811	1.289	0.2811		
Cp/Cv	1.386	1.177	1.386		
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005		
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004		
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000		
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000		
<b>Material Stream: 1575-1</b>				Fluid Package:	Basis-1
				Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06		
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90		
Molar Flow (lbmole/hr)	3654	3654	0.0000		
Mass Flow (lb/hr)	1.611e+005	1.611e+005	0.0000		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.178e+004	2.178e+004	0.0000		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.654e+004	-4.654e+004	-5.445e+004		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.23	34.23	15.77		
Heat Flow (Btu/hr)	-1.701e+008	-1.701e+008	0.0000		
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	2.177e+004	2.177e+004	0.0000		
PROPERTIES					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06		
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90		
Actual Volume Flow (barrel/day)	3.458e+006	3.458e+006	0.0000		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1055	-1055	-1235		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7763	0.7763	0.3576		
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10		
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	4.516e-003	4.516e-003	0.8114		
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.1992	0.1992	35.76		
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.44	15.44	23.51		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3501	0.3501	0.5332		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.061e-003	7.061e-003	7.491e-002		
Viscosity (cP)	6.506e-003	6.506e-003	0.1826		
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51		
Z Factor	0.9579	0.9579	5.332e-003		
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		





	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1575-1 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	221.4	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	1.348e+004	1.348e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	33.28	33.28	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.177e+004	2.177e+004	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	2.039	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.173	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1576</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9379	0.9379	0.0621
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Molar Flow (lbmole/hr)	1.758e+004	1.648e+004	1092
Mass Flow (lb/hr)	7.751e+005	7.269e+005	4.816e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.047e+005	9.824e+004	6508
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.703e+004	-4.854e+004	-5.445e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.09	34.23	15.77
Heat Flow (Btu/hr)	-8.267e+008	-7.672e+008	-5.947e+007
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.047e+005	9.820e+004	6506
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9379	0.9379	0.0621
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.561e+007	1.560e+007	5754
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1067	-1055	-1235
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7503	0.7763	0.3576
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	4.814e-003	4.516e-003	0.8114
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.2123	0.1992	35.78
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.94	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3615	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	7.061e-003	7.491e-002
Viscosity (cP)	---	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51
Z Factor	---	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.9379	0.9379	0.0621
Mass Vapour Fraction	0.9379	0.9379	0.0621
Volume Vapour Fraction	0.9379	0.9379	0.0621
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 44 of 77
Licensed to: INTESA			


	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1576 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson		
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	207.7	221.4	1.232	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	6.083e+004	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	187.8	---	187.8	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	180.1	150.1	9.948	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.047e+005	9.820e+004	6506	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	---	2.039	0.3186	
Cp/Cv	1.142	1.173	1.385	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	6.213e-002	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1577</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson		
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (F)	-4.590	-4.590		
Pressure: (psia)	35.00	35.00		
Molar Flow (lbmole/hr)	2.415e+004	2.415e+004		
Mass Flow (lb/hr)	1.065e+006	1.065e+006		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.439e+005	1.439e+005		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.619e+004	-4.619e+004		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.96	33.96		
Heat Flow (Btu/hr)	-1.116e+009	-1.116e+009		
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.439e+005	1.439e+005		
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (F)	-4.590	-4.590		
Pressure: (psia)	35.00	35.00		
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.348e+007	1.348e+007		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1047	-1047		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7702	0.7702		
Molecular Weight	44.10	44.10		
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	7.660e-003	7.660e-003		
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.3378	0.3378		
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	16.32	16.32		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3701	0.3701		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.881e-003	7.881e-003		
Viscosity (cP)	6.977e-003	6.977e-003		
Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
Z Factor	0.9356	0.9356		
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	130.5	130.5		
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 45 of 77	
Licensed to: INTESA				


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set:	Field1		
	Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1577 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Actual Gas Flow (ACFM)	5.255e+004	5.255e+004		
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---		
Std. Gas Flow (MMSCFD)	220.0	220.0		
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.439e+005	1.439e+005		
Watson K	14.70	14.70		
Kinematic Viscosity (cSt)	1.289	1.289		
Cp/Cv	1.177	1.177		
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005		
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004		
Liquid Fraction	0.0000	0.0000		
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000		
<b>Material Stream: 1578</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (F)	25.31	25.31		
Pressure: (psia)	61.20	61.20		
Molar Flow (lbmole/hr)	2.918e+004	2.918e+004		
Mass Flow (lb/hr)	1.287e+006	1.287e+006		
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.738e+005	1.738e+005		
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.581e+004	-4.581e+004		
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.76	33.76		
Heat Flow (Btu/hr)	-1.337e+009	-1.337e+009		
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.738e+005	1.738e+005		
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature: (F)	25.31	25.31		
Pressure: (psia)	61.20	61.20		
Actual Volume Flow (barrel/day)	9.571e+006	9.571e+006		
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1039	-1039		
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7656	0.7656		
Molecular Weight	44.10	44.10		
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	1.303e-002	1.303e-002		
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.5747	0.5747		
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.84	31.84		
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	17.44	17.44		
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3955	0.3955		
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.895e-003	8.895e-003		
Viscosity (cP)	7.538e-003	7.538e-003		
Surface Tension (dyne/cm)	---	---		
Z Factor	0.9023	0.9023		
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000		
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	76.73	76.73		
Actual Gas Flow (ACFM)	3.732e+004	3.732e+004		
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 46 of 77
Licensed to: INTESA				

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1578 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	265.8	265.8	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.738e+005	1.738e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.8188	0.8188	
Cp/Cv	1.190	1.190	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1580</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Molar Flow (lbmole/hr)	64.16	0.0000	64.16
Mass Flow (lb/hr)	2829	0.0000	2829
Liquid Volume Flow (barrel/day)	382.3	0.0000	382.3
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.381e+004	-4.619e+004	-5.381e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	17.21	33.96	17.21
Heat Flow (Btu/hr)	-3.453e+006	0.0000	-3.453e+006
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	382.2	0.0000	382.2
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-4.590	-4.590	-4.590
Pressure: (psia)	35.00	35.00	35.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	348.9	0.0000	348.9
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1220	-1047	-1220
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3903	0.7702	0.3903
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7861	7.660e-003	0.7861
Mass Density (lb/ft3)	34.66	0.3378	34.66
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	24.71	16.32	24.71
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5603	0.3701	0.5603
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.002e-002	7.861e-003	7.002e-002
Viscosity (cP)	0.1561	6.977e-003	0.1561
Surface Tension (dyne/cm)	12.55	---	12.55
Z Factor	9.117e-003	0.9356	9.117e-003
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.272	130.5	1.272
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	10.18	---	10.18


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1580 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1
			Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.5843	0.0000	0.5843
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	382.2	0.0000	382.2
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2811	1.289	0.2811
Cp/Cv	1.386	1.177	1.386
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1583</b>			Fluid Package: Basis-1
			Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	34.30	0.0000	34.30
Mass Flow (lb/hr)	1513	0.0000	1513
Liquid Volume Flow (barrel/day)	204.4	0.0000	204.4
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.64	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-1.788e+008	0.0000	-1.788e+008
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	204.3	0.0000	204.3
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	204.0	0.0000	204.0
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4681	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/R3)	0.7186	2.236e-002	0.7186
Mass Density (lb/R3)	31.69	0.9960	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/R3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	28.50	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6463	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.818e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	0.1099	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)	8.085	---	8.085
Z Factor	2.655e-002	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.382	44.72	1.382
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	5.951	---	5.951
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.3124	0.0000	0.3124
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 48 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	H/Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set:	Field1		
	Date/Time:	Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1583 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	204.3	0.0000	204.3	
Watson K	14.70	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2165	0.5213	0.2165	
Cp/Cv	1.075	1.218	1.075	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1590</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06	
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.648e+004	1.648e+004	0.0000	
Mass Flow (lb/hr)	7.269e+005	7.269e+005	0.0000	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.824e+004	9.824e+004	0.0000	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.654e+004	-4.654e+004	-5.445e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.23	34.23	15.77	
Heat Flow (Btu/hr)	-7.672e+008	-7.672e+008	0.0000	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	9.820e+004	9.820e+004	0.0000	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06	
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.560e+007	1.560e+007	0.0000	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1055	-1055	-1235	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7763	0.7763	0.3576	
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	4.516e-003	4.516e-003	0.8114	
Mass Density (lb/ft3)	0.1992	0.1992	35.78	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.44	15.44	23.51	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3501	0.3501	0.5332	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.061e-003	7.061e-003	7.491e-002	
Viscosity (cP)	6.506e-003	6.506e-003	0.1826	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.51	
Z Factor	0.9579	0.9579	5.332e-003	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	221.4	221.4	1.232	
Actual Gas Flow (ACFM)	6.083e+004	6.083e+004	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	150.1	150.1	0.0000	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	9.820e+004	9.820e+004	0.0000	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 49 of 77
Licensed to: INTESA				


	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1590 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	2.039	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.173	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1592</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-5.185	-5.185	-5.185
Pressure: (psia)	32.90	32.90	32.90
Molar Flow (lbmole/hr)	2.415e+004	2.415e+004	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	1.065e+006	1.065e+006	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.439e+005	1.439e+005	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole-F)	-4.619e+004	-4.619e+004	-5.383e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.08	34.08	17.18
Heat Flow (Btu/hr)	-1.116e+009	-1.116e+009	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.439e+005	1.439e+005	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	-5.185	-5.185	-5.185
Pressure: (psia)	32.90	32.90	32.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.438e+007	1.438e+007	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1047	-1047	-1221
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7728	0.7728	0.3896
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	7.181e-003	7.181e-003	0.7867
Mass Density (lb/ft3)	0.3166	0.3166	34.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	16.27	16.27	24.68
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3690	0.3690	0.5597
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.853e-003	7.853e-003	7.013e-002
Viscosity (cP)	6.960e-003	6.960e-003	0.1566
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	12.60
Z Factor	0.9384	0.9384	8.575e-003
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	139.3	139.3	1.271
Actual Gas Flow (ACFM)	5.806e+004	5.606e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	220.0	220.0	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.439e+005	1.439e+005	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 50 of 77
Licensed to: INTESA			


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1592 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Kinematic Viscosity (cSt)	1.372	1.372	0.2819
Cp/Cv	1.175	1.175	1.088
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1592-1</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	7.943e-002	7.943e-002	
Pressure: (psia)	32.90	32.90	
Molar Flow (lbmole/hr)	4.064e+004	4.064e+004	
Mass Flow (lb/hr)	1.792e+006	1.792e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.422e+005	2.422e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.611e+004	-4.611e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.27	34.27	
Heat Flow (Btu/hr)	-1.874e+009	-1.874e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	2.421e+005	2.421e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	7.943e-002	7.943e-002	
Pressure: (psia)	32.90	32.90	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.452e+007	2.452e+007	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1046	-1046	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7770	0.7770	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	7.084e-003	7.084e-003	
Mass Density (lb/ft3)	0.3124	0.3124	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	16.39	16.39	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3717	0.3717	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.002e-003	8.002e-003	
Viscosity (cP)	7.042e-003	7.042e-003	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.9413	0.9413	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	141.2	141.2	
Actual Gas Flow (ACFM)	9.561e+004	9.561e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	370.1	370.1	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	2.421e+005	2.421e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	1.407	1.407	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 51 of 77
Licensed to: INTESA			





 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1592-1 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	
Cp/Cv	1.173	1.173	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1595</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	24.74	24.74	24.74
Pressure: (psia)	59.00	59.00	59.00
Molar Flow (lbmole/hr)	2.918e+004	2.918e+004	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	1.287e+006	1.287e+006	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.738e+005	1.738e+005	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.581e+004	-4.581e+004	-5.307e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.83	33.83	18.79
Heat Flow (Btu/hr)	-1.337e+009	-1.337e+009	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.738e+005	1.738e+005	0.0000
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	24.74	24.74	24.74
Pressure: (psia)	59.00	59.00	59.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	9.955e+006	9.955e+006	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1039	-1039	-1203
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7671	0.7671	0.4261
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	1.253e-002	1.253e-002	0.7584
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	0.5526	0.5526	33.35
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	17.39	17.39	26.25
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.3943	0.3943	0.5953
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	8.866e-003	8.866e-003	6.459e-002
Viscosity (cP)	7.521e-003	7.521e-003	0.1324
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	10.45
Z Factor	0.9058	0.9058	1.501e-002
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	79.80	79.80	1.322
Actual Gas Flow (ACFM)	3.881e+004	3.881e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	265.8	265.8	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.738e+005	1.738e+005	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.8497	0.8497	0.2478
Cp/Cv	1.188	1.188	1.082
Hyprotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 52 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1595 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1595-1</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	37.59	37.59	
Pressure: (psia)	59.00	59.00	
Molar Flow (lbmole/hr)	6.982e+004	6.982e+004	
Mass Flow (lb/hr)	3.079e+006	3.079e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.161e+005	4.161e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.558e+004	-4.558e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.28	34.28	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.182e+009	-3.182e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	4.159e+005	4.159e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	37.59	37.59	
Pressure: (psia)	59.00	59.00	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.464e+007	2.464e+007	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1034	-1034	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7775	0.7775	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	1.211e-002	1.211e-002	
Mass Density (lb/ft3)	0.5342	0.5342	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	17.65	17.65	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4003	0.4003	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	9.247e-003	9.247e-003	
Viscosity (cP)	7.716e-003	7.716e-003	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.9127	0.9127	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	82.55	82.55	
Actual Gas Flow (ACFM)	9.606e+004	9.606e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	635.9	635.9	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.159e+005	4.159e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.9019	0.9019	
Cp/Cv	1.180	1.180	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Hyprotech Ltd	HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 53 of 77
Licensed to: INTESA			


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1595-1 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1598</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	3.058e+004	3.058e+004	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	1.348e+006	1.348e+006	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.822e+005	1.822e+005	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.539e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.62	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	-1.388e+009	-1.388e+009	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	1.822e+005	1.822e+005	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	5.846e+006	5.846e+006	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1029	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7624	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	2.236e-002	2.236e-002	0.7188
Mass Density (lb/ft3)	0.9860	0.9860	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	18.96	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4299	0.4299	0.6483
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.017e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	8.234e-003	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	8.085
Z Factor	0.8531	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	44.72	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)	2.279e+004	2.279e+004	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	278.5	278.5	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	1.822e+005	1.822e+005	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.5213	0.5213	0.2165
Cp/Cv	1.218	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Hyprotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 54 of 77	

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: 1598 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1598-1</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	78.47	78.47	
Pressure: (psia)	106.2	106.2	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.004e+005	1.004e+005	
Mass Flow (lb/hr)	4.427e+006	4.427e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.983e+005	5.983e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.503e+004	-4.503e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.32	34.32	
Heat Flow (Btu/hr)	-4.521e+009	-4.521e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	78.47	78.47	
Pressure: (psia)	106.2	106.2	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.028e+007	2.028e+007	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1021	-1021	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.7782	0.7782	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft3)	2.116e-002	2.116e-002	
Mass Density (lb/ft3)	0.9330	0.9330	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	19.25	19.25	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4366	0.4366	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.077e-002	1.077e-002	
Viscosity (cP)	8.522e-003	8.522e-003	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.8692	0.8692	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	47.26	47.26	
Actual Gas Flow (ACFM)	7.909e+004	7.909e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	914.4	914.4	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	5.981e+005	5.981e+005	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.5702	0.5702	
Cp/Cv	1.200	1.200	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Hyprotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 55 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: 1598-1 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
Partial Pressure (psia)	Overall 0.0000	Vapour Phase 0.0000	
<b>Energy Stream: E</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation: E-100	
Duty SP:	6.131e+008 Btu/hr	Minimum Available Duty: ---	Maximum Available Duty: ---
<b>Energy Stream: E2</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
Duty Type:	Direct Q	Duty Calculation Operation: E-101	
Duty SP:	9.565e+007 Btu/hr	Minimum Available Duty: ---	Maximum Available Duty: ---
<b>Material Stream: GN1</b>		Fluid Package: Basis-1	Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	69.80	69.80	
Pressure: (psia)	961.6	961.6	
Molar Flow (lbmole/hr)	8.236e+004	8.236e+004	
Mass Flow (lb/hr)	1.384e+006	1.384e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.085e+005	3.085e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.315e+004	-3.315e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.97	34.97	
Heat Flow (Btu/hr)	-2.730e+009	-2.730e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	69.80	69.80	
Pressure: (psia)	961.6	961.6	
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.773e+006	1.773e+006	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1972	-1972	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.080	2.080	
Molecular Weight	16.81	16.81	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1986	0.1986	
Mass Density (lb/ft3)	3.338	3.338	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	11.02	11.02	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6555	0.6555	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	2.271e-002	2.271e-002	
Viscosity (cP)	1.286e-002	1.286e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.8523	0.8523	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 56 of 77	


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
	Unit Set: Field1	
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: GN1 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1
		Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>		
	Overall	Vapour Phase
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	5.036	5.036
Actual Gas Flow (ACFM)	6914	6914
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---
Std. Gas Flow (MMSCFD)	750.1	750.1
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---
Watson K	19.23	19.23
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2405	0.2405
Cp/Cv	1.569	1.569
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	3.591e+005	3.591e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	2.136e+004	2.136e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Partial Pressure (psia)	6.347e-002	6.347e-002
<b>Material Stream: GN2</b>		Fluid Package: Basis-1
		Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	30.60	30.60
Pressure: (psia)	776.6	776.6
Molar Flow (lbmole/hr)	8.236e+004	8.236e+004
Mass Flow (lb/hr)	1.384e+006	1.384e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.085e+005	3.085e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.346e+004	-3.346e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.72	34.72
Heat Flow (Btu/hr)	-2.756e+009	-2.756e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---
<b>PROPERTIES</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	30.60	30.60
Pressure: (psia)	776.6	776.6
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.997e+006	1.997e+006
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1990	-1990
Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.086	2.086
Molecular Weight	16.81	16.81
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.1763	0.1763
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	2.963	2.963
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	---	---
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	10.88	10.88
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6470	0.6470
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	2.042e-002	2.042e-002
Viscosity (cP)	1.186e-002	1.186e-002
Surface Tension (dyne/cm)	---	---
Z Factor	0.8374	0.8374
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Hyprotech Ltd	HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA	Page 57 of 77	


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: GN2 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	5.673	5.673	
Actual Gas Flow (ACFM)	7798	7798	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	750.1	750.1	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	
Watson K	19.23	19.23	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2498	0.2498	
Cp/Cv	1.598	1.598	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	3.591e+005	3.591e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	2.136e+004	2.136e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	5.126e-002	5.126e-002	
<b>Material Stream: GN3</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9988	0.9988	0.0012
Temperature: (F)	0.9000	0.9000	0.9000
Pressure: (psia)	769.4	769.4	769.4
Molar Flow (lbmole/hr)	8.236e+004	8.226e+004	102.2
Mass Flow (lb/hr)	1.384e+006	1.378e+006	6398
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.085e+005	3.078e+005	734.5
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.379e+004	-3.374e+004	-6.916e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	34.04	34.05	21.80
Heat Flow (Btu/hr)	-2.783e+009	-2.776e+009	-7.070e+006
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	731.2
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9988	0.9988	0.0012
Temperature: (F)	0.9000	0.9000	0.9000
Pressure: (psia)	769.4	769.4	769.4
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.807e+006	1.806e+006	687.2
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-2010	-2014	-1105
Mass Entropy (Btu/lb-F)	2.025	2.033	0.3483
Molecular Weight	18.81	16.75	62.59
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.1849	0.1947	0.6359
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	3.275	3.261	39.80
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	---	---	37.41
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	11.38	11.36	31.19
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6770	0.6779	0.4984
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.950e-002	6.094e-002
Viscosity (cP)	---	1.144e-002	0.3046
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	14.34
Z Factor	---	0.7996	0.2448
Molar Vapour Fraction	0.9988	0.9988	0.0012
Mass Vapour Fraction	0.9954	0.9954	0.0046
Volume Vapour Fraction	0.9976	0.9976	0.0024
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 58 of 77	


	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: GN3 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	5.132	5.136	1.573
Actual Gas Flow (ACFM)	---	7042	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	20.04	---	20.04
Std. Gas Flow (MMSCFD)	750.1	749.2	0.9311
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	731.2
Watson K	19.23	19.26	13.26
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.2190	0.4777
Cp/Cv	1.211	1.701	1.088
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	3.591e+005	3.580e+005	1.223e+006
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	2.136e+004	2.137e+004	1.954e+004
Liquid Fraction	1.241e-003	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	5.078e-002	5.078e-002	5.078e-002
<b>Material Stream: GN4</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9971	0.9971	0.0029
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50
Pressure: (psia)	782.1	782.1	782.1
Molar Flow (lbmole/hr)	8.236e+004	8.212e+004	240.3
Mass Flow (lb/hr)	1.384e+006	1.371e+006	1.319e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	3.085e+005	3.069e+005	1584
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.410e+004	-3.401e+004	-6.437e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	33.36	33.39	21.11
Heat Flow (Btu/hr)	-2.809e+009	-2.793e+009	-1.547e+007
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	1610
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.9971	0.9971	0.0029
Temperature: (F)	-25.50	-25.50	-25.50
Pressure: (psia)	782.1	782.1	782.1
Actual Volume Flow (barrel/day)	1.622e+006	1.620e+006	1453
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-2029	-2037	-1173
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.984	2.000	0.3845
Molecular Weight	18.81	18.70	54.90
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.2171	0.2166	0.7071
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	3.649	3.617	38.82
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	---	---	35.03
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	12.20	12.15	27.40
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7255	0.7277	0.4991
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	---	1.883e-002	5.987e-002
Viscosity (cP)	---	1.112e-002	0.2825
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	13.39
Z Factor	---	0.7550	0.2313
Molar Vapour Fraction	0.9971	0.9971	0.0029
Mass Vapour Fraction	0.9905	0.9905	0.0095
Volume Vapour Fraction	0.9948	0.9948	0.0052
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	4.607	4.616	1.414
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 59 of 77
Licensed to: INTESA			





 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: GN4 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Actual Gas Flow (ACFM)	---	6318	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	42.37	---	42.37
Std. Gas Flow (MMSCFD)	750.1	747.9	2.189
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	1810
Watson K	19.23	19.29	13.58
Kinematic Viscosity (cSt)	---	0.1920	0.4544
Cp/Cv	1.195	1.846	1.078
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	3.591e+005	3.570e+005	1.079e+006
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	2.136e+004	2.138e+004	1.965e+004
Liquid Fraction	2.918e-003	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	5.027e-002	5.027e-002	5.027e-002
<b>Material Stream: Mezcla Refrigerante</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	107.6	107.6	
Pressure: (psia)	791.1	791.1	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005	
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.397e+004	-3.397e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	37.86	37.86	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.540e+009	-3.540e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	107.6	107.6	
Pressure: (psia)	791.1	791.1	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.591e+006	2.581e+006	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1346	-1346	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.500	1.500	
Molecular Weight	25.24	25.24	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1719	0.1719	
Mass Density (lb/ft3)	4.337	4.337	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.59	15.59	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6175	0.6175	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.978e-002	1.978e-002	
Viscosity (cP)	1.348e-002	1.348e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.7562	0.7562	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	5.819	5.819	
Actual Gas Flow (ACFM)	1.010e+004	1.010e+004	
Hyprotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)	Page 60 of 77
Licensed to: INTESA			


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: Mezcla Refrigerante (continuo)</b>			Fluid Package: Basis-1
			Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	
Watson K	17.83	17.83	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1940	0.1940	
Cp/Cv	1.600	1.600	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: O</b>			Fluid Package: Basis-1
			Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	24.74	24.74	24.74
Pressure: (psia)	59.00	59.00	59.00
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.307e+004	-4.581e+004	-5.307e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	18.79	33.83	18.79
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	24.74	24.74	24.74
Pressure: (psia)	59.00	59.00	59.00
Actual Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1203	-1039	-1203
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4261	0.7671	0.4261
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7564	1.253e-002	0.7564
Mass Density (lb/ft3)	33.35	0.5526	33.35
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	26.25	17.39	26.25
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5953	0.3943	0.5953
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	6.459e-002	8.886e-003	6.459e-002
Viscosity (cP)	0.1324	7.521e-003	0.1324
Surface Tension (dyne/cm)	10.45	---	10.45
Z Factor	1.501e-002	0.9058	1.501e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.322	79.80	1.322
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	0.0000	---	0.0000


	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Material Stream: O (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.0000	0.0000	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2478	0.8497	0.2478
Cp/Cv	1.082	1.188	1.082
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: P</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-5.185	-5.185	-5.185
Pressure: (psia)	32.90	32.90	32.90
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.383e+004	-4.619e+004	-5.383e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	17.18	34.08	17.18
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-5.185	-5.185	-5.185
Pressure: (psia)	32.90	32.90	32.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1221	-1047	-1221
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3896	0.7728	0.3896
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.7867	7.181e-003	0.7867
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	34.69	0.3166	34.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	24.68	16.27	24.68
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5597	0.3890	0.5597
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.013e-002	7.853e-003	7.013e-002
Viscosity (cP)	0.1566	6.960e-003	0.1566
Surface Tension (dyne/cm)	12.60	---	12.60
Z Factor	8.575e-003	0.9394	8.575e-003
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.271	139.3	1.271
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	0.0000	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.0000	0.0000	0.0000
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 62 of 77
Licensed to: INTESA			

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: P (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2819	1.372	0.2819
Cp/Cv	1.088	1.175	1.088
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: Propano</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	102.2	102.2	
Pressure: (psia)	269.4	269.4	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.031e+005	1.031e+005	
Mass Flow (lb/hr)	4.545e+006	4.545e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	6.143e+005	6.143e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.084e+004	-5.084e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	22.95	22.95	
Heat Flow (Btu/hr)	-5.240e+009	-5.240e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	6.140e+005	6.140e+005	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	102.2	102.2	
Pressure: (psia)	269.4	269.4	
Actual Volume Flow (barrel/day)	6.591e+005	6.591e+005	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1153	-1153	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.5203	0.5203	
Molecular Weight	44.10	44.10	
Molar Density (lbmole/ft <sup>3</sup> )	0.6696	0.6696	
Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	29.48	29.48	
Std Liquid Mass Density (lb/ft <sup>3</sup> )	31.64	31.64	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	32.15	32.15	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.7291	0.7291	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.011e-002	5.011e-002	
Viscosity (cP)	8.749e-002	8.749e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	5.293	5.293	
Z Factor	6.683e-002	6.683e-002	
Molar Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft <sup>3</sup> /lbmole)	1.496	1.496	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	1.922e+004	1.922e+004	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	938.8	938.8	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	6.140e+005	6.140e+005	
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 63 of 77
Licensed to: INTESA			


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: Propano (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Liquid Phase	
Watson K	14.70	14.70	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1853	0.1853	
Cp/Cv	1.406	1.406	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	
Liquid Fraction	1.000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: Q</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Molar Flow (lbmole/hr)	1092	0.0000	1092
Mass Flow (lb/hr)	4.816e+004	0.0000	4.816e+004
Liquid Volume Flow (barrel/day)	6508	0.0000	6508
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.445e+004	-4.654e+004	-5.445e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	15.77	34.23	15.77
Heat Flow (Btu/hr)	-5.947e+007	0.0000	-5.947e+007
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	6506	0.0000	6506
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-31.06	-31.06	-31.06
Pressure: (psia)	19.90	19.90	19.90
Actual Volume Flow (barrel/day)	5754	0.0000	5754
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1235	-1055	-1235
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.3576	0.7783	0.3576
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.8114	4.516e-003	0.8114
Mass Density (lb/ft3)	35.78	0.1992	35.78
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	23.51	15.44	23.51
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5332	0.3501	0.5332
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.491e-002	7.061e-003	7.491e-002
Viscosity (cP)	0.1826	6.506e-003	0.1826
Surface Tension (dyne/cm)	14.51	---	14.51
Z Factor	5.332e-003	0.9579	5.332e-003
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.232	221.4	1.232
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	167.8	---	167.8
Std. Gas Flow (MMSCFD)	9.946	0.0000	9.946
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	6506	0.0000	6506
Watson K	14.70	14.70	14.70
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 64 of 77	


 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: Q (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Kinematic Viscosity (cSt)	0.3186	2.039	0.3186
Cp/Cv	1.385	1.173	1.385
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: to E-1521</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-5.213e+004	-4.539e+004	-5.213e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	20.64	33.62	20.64
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	59.13	59.13	59.13
Pressure: (psia)	106.2	106.2	106.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1182	-1029	-1182
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.4681	0.7624	0.4681
Molecular Weight	44.10	44.10	44.10
Molar Density (lbmole/ft3)	0.7186	2.236e-002	0.7186
Mass Density (lb/ft3)	31.69	0.9660	31.69
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	31.64	31.64	31.64
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	28.50	18.96	28.50
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6463	0.4299	0.6463
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	5.818e-002	1.017e-002	5.818e-002
Viscosity (cP)	0.1099	8.234e-003	0.1099
Surface Tension (dyne/cm)	8.085	---	8.085
Z Factor	2.655e-002	0.8531	2.655e-002
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.392	44.72	1.392
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---
Actual Liquid Flow (USGPM)	0.0000	---	0.0000
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.0000	0.0000	0.0000
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Watson K	14.70	14.70	14.70
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2165	0.5213	0.2165
Hyprotech Ltd.		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 65 of 77	


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009		
<b>Material Stream: to E-1521 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1	
		Property Package: Peng Robinson	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Cp/Cv	1.075	1.218	1.075
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	8.792e+005	8.792e+005	8.792e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.994e+004	1.994e+004	1.994e+004
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000
<b>Heat Exchanger: E-1401</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Tube Side</b>		<b>Shell Side</b>	
Inlet		Outlet	
Name	GN1	Name	GN2
From Op.		To Op.	Heat Excha E-1402
Temp	69.80 F	Temp	30.60 F
Inlet		Outlet	
Name	65	Name	1567
From Op.	Valve VLV-104	To Op.	Separator V-103
Temp	25.31 F	Temp	25.31 F
<b>DETAILS</b>			
<b>Overall/Detailed Performance</b>			
Duty:	2.528e+007 Btu/hr	UA:	1.373e+06 Btu/F-hr
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	UA Curv. Error:	0.0000 Btu/F-hr
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach:	5.288 F
		Lmtd:	18.41 F
		Hot Pinch Temp:	30.60 F
		Cold Pinch Temp:	25.31 F
		Uncorrected Lmtd:	18.41 F
<b>TABLES</b>			
<b>Shell Side</b>			
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)
25.31	61.20	0.00	-52126.38
25.31	61.20	25280597.53	-50462.86
<b>Tube Side</b>			
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)
30.60	776.60	0.00	-33456.51
69.80	961.60	25280597.53	-33149.57
<b>Heat Exchanger: E-1402</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Tube Side</b>		<b>Shell Side</b>	
Inlet		Outlet	
Name	GN2	Name	GN3
From Op.	E-1401 : Exchanger	To Op.	Heat Excha E-1403
Temp	30.60 F	Temp	0.90 F
Inlet		Outlet	
Name	17	Name	18
From Op.	Valve VLV-105	To Op.	Separator V-104
Temp	-4.59 F	Temp	-4.59 F
<b>DETAILS</b>			
Hyprotech Ltd.			
HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)			
Page 66 of 77			
Licensed to: INTESA			

	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc					
		Unit Set: Field1					
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009					
<b>Heat Exchanger: E-1402 (continued)</b>							
<b>Overall/Detailed Performance</b>							
Duty:	2.734e+007 Btu/hr	UA: 1.710e+06 Btu/F-hr	UA Curv. Error: 0.0000 Btu/F-hr	Ft Factor: 1			
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach: 5.495 F	Hot Pinch Temp: 0.9000 F	Uncorrected Lmtd: 15.99 F			
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Lmtd: 15.99 F	Cold Pinch Temp: -4.585 F				
<b>TABLES</b>							
<b>Shell Side</b>							
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac		
-4.59	35.00	0.00	-53051.47	0.1001	0.1001		
-4.59	35.00	27336820.97	-50252.69	0.4672	0.4672		
<b>Tube Side</b>							
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac		
0.90	769.40	0.00	-33788.40	0.9988	0.9954		
30.60	776.60	27336820.97	-33456.51	1.0000	1.0000		
<b>Heat Exchanger: E-1403</b>							
<b>CONNECTIONS</b>							
<b>Tube Side</b>			<b>Shell Side</b>				
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	GN3	Name	GN4	Name	19	Name	20
From Op.	E-1402 : Exchanger	To Op.		From Op.	Valve VLV-106	To Op.	Separator V-106
Temp	0.90 F	Temp	-25.50 F	Temp	-31.06 F	Temp	-31.06 F
<b>DETAILS</b>							
<b>Overall/Detailed Performance</b>							
Duty:	2.583e+007 Btu/hr	UA: 1.898e+06 Btu/F-hr	UA Curv. Error: 0.0000 Btu/F-hr	Ft Factor: 1			
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach: 5.581 F	Hot Pinch Temp: -25.50 F	Uncorrected Lmtd: 15.10 F			
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Lmtd: 15.10 F	Cold Pinch Temp: -31.06 F				
<b>TABLES</b>							
<b>Shell Side</b>							
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac		
-31.06	19.90	0.00	-53814.65	0.0808	0.0808		
-31.06	19.90	25631571.73	-48827.47	0.7110	0.7110		
<b>Tube Side</b>							
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac		
-25.50	762.10	0.00	-34099.60	0.9971	0.9905		
0.90	769.40	25631571.73	-33788.40	0.9988	0.9954		
Hyprotech Ltd.			HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 67 of 77		
Licensed to: INTESA							



 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc						
	Unit Set: Field1						
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009						
<b>Heat Exchanger: E-1521</b>							
<b>CONNECTIONS</b>							
<b>Tube Side</b>		<b>Shell Side</b>					
Inlet		Outlet					
Name	Mezcla Refrigerante	Name	1519	Name	2	Name	1543-1
From Op.		To Op.	Heat Excha E-1522	From Op.	Valve VLV-100	To Op.	Separator V-100
Temp	107.60 F	Temp	64.50 F	Temp	59.13 F	Temp	59.13 F
<b>DETAILS</b>							
<b>Overall/Detailed Performance</b>							
Duty:	7.327e+007 Btu/hr	UA:	3.831e+06 Btu/F-hr	UA Curv. Error:	5309 Btu/F-hr	Ft Factor:	---
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach:	5.372 F	Hot Pinch Temp:	64.50 F	Uncorrected Lmtd:	---
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Lmtd:	19.12 F	Cold Pinch Temp:	59.13 F		
<b>TABLES</b>							
<b>Shell Side</b>							
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac		
59.13	106.20	0.00	-50840.12	0.1911	0.1911		
59.13	106.20	14653879.50	-50887.95	0.2122	0.2122		
59.13	106.20	29307859.00	-50555.78	0.2333	0.2333		
59.13	106.20	43861838.50	-50413.62	0.2544	0.2544		
59.13	106.20	58615818.01	-50271.45	0.2756	0.2756		
59.13	106.20	73289897.51	-50129.29	0.2967	0.2967		
<b>Tube Side</b>							
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac		
64.50	783.90	0.00	-34677.95	1.0000	1.0000		
72.16	785.27	13898591.25	-34544.55	1.0000	1.0000		
80.64	786.72	28721018.77	-34402.28	1.0000	1.0000		
89.46	788.19	43653385.99	-34258.96	1.0000	1.0000		
98.53	789.66	58615818.01	-34115.35	1.0000	1.0000		
107.60	791.10	73289897.51	-33974.70	1.0000	1.0000		
<b>Heat Exchanger: E-1522</b>							
<b>CONNECTIONS</b>							
<b>Tube Side</b>				<b>Shell Side</b>			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	1519	Name	1520	Name	9	Name	10
From Op.	E-1521 : Exchanger	To Op.	Heat Excha E-1523	From Op.	Valve VLV-101	To Op.	Separator V-101
Temp	64.50 F	Temp	30.60 F	Temp	25.31 F	Temp	25.31 F
<b>DETAILS</b>							
<b>Overall/Detailed Performance</b>							
Duty:	1.191e+008 Btu/hr	UA:	3.089e+06 Btu/F-hr	UA Curv. Error:	164e+004 Btu/F-hr	Ft Factor:	---
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach:	5.288 F	Hot Pinch Temp:	30.60 F	Uncorrected Lmtd:	---
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)				Page 68 of 77	
Licensed to: INTESA							

 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: HACiclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc				
	Unit Set: Field1				
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009				
<b>Heat Exchanger: E-1522 (continued)</b>					
<b>Overall/Detailed Performance</b>					
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Lmtd: 14.72 F Cold Pinch Temp: 25.31 F			
<b>TABLES</b>					
<b>Shell Side</b>					
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
25.31	81.20	0.00	-52126.38	0.1277	0.1277
25.31	81.20	23822702.90	-51710.37	0.1851	0.1851
25.31	81.20	47645405.81	-51294.38	0.2425	0.2425
25.31	81.20	71468108.71	-50878.35	0.2999	0.2999
25.31	81.20	95290811.61	-50462.34	0.3574	0.3574
25.31	81.20	119113514.52	-50046.34	0.4148	0.4148
<b>Tube Side</b>					
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
30.60	776.60	0.00	-35821.22	0.7521	0.7137
35.86	778.09	24337266.93	-35587.62	0.8179	0.7875
40.76	779.52	47645405.81	-35363.91	0.8824	0.8615
45.66	780.98	71468108.71	-35135.26	0.9498	0.9403
52.27	782.44	95290811.61	-34906.60	1.0000	1.0000
64.50	783.90	119113514.52	-34677.95	1.0000	1.0000
<b>Heat Exchanger: E-1523</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Tube Side</b>			<b>Shell Side</b>		
Inlet			Outlet		
Name	1520	Name	1521	Name	11
From Op.	E-1522 : Exchanger	To Op.	Heat Excha E-1524	From Op.	Valve VLV-102
Temp	30.80 F	Temp	0.90 F	Temp	-4.59 F
Inlet			Outlet		
Name	1520	Name	1521	Name	12
From Op.	E-1522 : Exchanger	To Op.	Heat Excha E-1524	From Op.	Separator V-102
Temp	30.80 F	Temp	0.90 F	Temp	-4.59 F
<b>DETAILS</b>					
<b>Overall/Detailed Performance</b>					
Duty:	1.238e+008 Btu/hr	UA:	7.544e+06 Btu/F-hr	UA Curv. Error:	294e+004 Btu/F-hr
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach:	5.494 F	Hot Pinch Temp:	0.9000 F
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Lmtd:	16.41 F	Cold Pinch Temp:	-4.594 F
<b>TABLES</b>					
<b>Shell Side</b>					
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
-4.59	35.00	0.00	-53051.45	0.1001	0.1001
-4.59	35.00	24752787.53	-52312.85	0.1970	0.1970
-4.59	35.00	49505575.06	-51574.24	0.2939	0.2939
-4.59	35.00	74258362.59	-50835.64	0.3908	0.3908
-4.59	35.00	99011150.12	-50097.03	0.4877	0.4877
Hyprotech Ltd.			HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 69 of 77
Licensed to: INTESA					

 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc
	Unit Set: Field1
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009

**Heat Exchanger: E-1523 (continued)**

**Shell Side**

Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
-4.59	35.00	123763937.65	-49358.43	0.5845	0.5845

**Tube Side**

Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
0.90	769.40	0.00	-37009.12	0.4434	0.3898
7.72	770.84	26414126.13	-36755.59	0.5058	0.4520
13.80	772.36	50937368.39	-36520.21	0.5653	0.5129
19.58	773.77	75130696.77	-36286.00	0.6257	0.5763
25.09	775.16	99011150.12	-36056.80	0.6867	0.6418
30.60	776.60	123763937.65	-35821.22	0.7521	0.7137

**Heat Exchanger: E-1524**

**CONNECTIONS**

Tube Side				Shell Side			
Inlet		Outlet		Inlet		Outlet	
Name	1521	Name	1522	Name	13	Name	1555
From Op.	E-1523 : Exchanger	To Op.	Separator V-1521	From Op.	Valve VLV-103	To Op.	Mixer MIX-102
Temp	0.90 F	Temp	-25.50 F	Temp	-31.06 F	Temp	-31.06 F

**DETAILS**

**Overall/Detailed Performance**

Duty:	9.264e+007 Btu/hr	UA:	3.028e+06 Btu/F-hr	UA Curv. Error:	6207 Btu/F-hr	Ft Factor:	---
Heat Leak:	0.0000 Btu/hr	Min. Approach:	5.557 F	Hot Pinch Temp:	-25.50 F	Uncorrected Lmt:	---
Heat Loss:	0.0000 Btu/hr	Lmt:	15.37 F	Cold Pinch Temp:	-31.06 F		


**TABLES**


**Shell Side**

Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
-31.06	19.90	0.00	-53814.67	0.0808	0.0808
-31.06	19.90	18527903.10	-52483.93	0.2489	0.2489
-31.06	19.90	37055906.19	-51153.20	0.4171	0.4171
-31.06	19.90	55583709.29	-49822.47	0.5852	0.5852
-31.06	19.90	74111612.39	-48491.73	0.7534	0.7534
-31.06	19.90	92639515.49	-47161.00	0.9216	0.9216


**Tube Side**


Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
-25.50	762.10	0.00	-37898.26	0.2364	0.1976
-19.64	763.64	19474172.47	-37711.37	0.2789	0.2352
-14.24	765.09	37918856.20	-37534.33	0.3195	0.2721
-9.07	766.52	56110689.26	-37359.73	0.3601	0.3099
-4.08	767.94	74111612.39	-37186.95	0.4007	0.3484

 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc			
		Unit Set: Field1			
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009			
<b>Heat Exchanger: E-1524 (continued)</b>					
<b>Tube Side</b>					
Temperature (F)	Pressure (psia)	Heat Flow (Btu/hr)	Enthalpy (Btu/lbmole)	Molar Vap Frac	Mass Vap Frac
0.90	769.40	92639515.49	-37009.12	0.4434	0.3898
<b>Compressor: K-100</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION			
1590	Separator			V-1530	
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION			
34	Mixer			MIX-103	
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION			
35					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	9.2477e+06 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	75.82
Speed:	---	Adiabatic Head:	7425 ft	Polytropic Head:	7506 ft
Polytropic Exp.	1.167	Isentropic Exp.	1.111	Poly Head Factor	1.001
<b>Compressor: K-101</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION			
1592-1	Mixer			MIX-103	
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION			
36	Mixer			MIX-104	
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION			
37					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	2.7872e+07 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	75.93
Speed:	---	Adiabatic Head:	9077 ft	Polytropic Head:	9190 ft
Polytropic Exp.	1.138	Isentropic Exp.	1.086	Poly Head Factor	1.001
Hyprotech Ltd.			HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 71 of 77
Licensed to: INTESA					


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc			
		Unit Set: Field1			
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009			
<b>Compressor: K-102</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
1595-1	Mixer		MIX-104		
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION				
39	Mixer		MIX-105		
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
38					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	5.0100e+07 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	75.95
Speed:	---	Adiabatic Head:	9497 ft	Polytropic Head:	9617 ft
Polytropic Exp.	1.098	Isentropic Exp.	1.049	Poly Head Factor	1.002
<b>Compressor: K-103</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
1598-1	Mixer				MIX-105
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION				
41	Cooler				E-100
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
40					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	1.2498e+08 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	76.84
Speed:	---	Adiabatic Head:	1.648e+004 ft	Polytropic Head:	1.688e+004 ft
Polytropic Exp.	1.021	Isentropic Exp.	0.9734	Poly Head Factor	1.010
<b>Separator: V-1542</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
Stream Name	From Unit Operation				
1535	Cooler				E-100
<b>Outlet Stream</b>					
Stream Name	To Unit Operation				
45					
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 72 of 77	
Licensed to: INTESA					


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Separator: V-1542 (continued)</b>			
46	Cooler:		E-101
<b>Energy Stream</b>			
Stream Name		From Unit Operation	
<b>PARAMETERS</b>			
Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %
Vessel Pressure:	276.7 psia	Pressure Drop:	0.0000 psi
Duty:	0.0000 Btu/hr		Heat Transfer Mode: Heating
<b>Separator: V-1521</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
Stream Name		From Unit Operation	
1522	Heat Exchanger	E-1524	
<b>Outlet Stream</b>			
Stream Name		To Unit Operation	
1523			
1525			
<b>Energy Stream</b>			
Stream Name		From Unit Operation	
<b>PARAMETERS</b>			
Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %
Vessel Pressure:	782.1 psia	Pressure Drop:	0.0000 psi
Duty:	0.0000 Btu/hr		Heat Transfer Mode: Heating
<b>Separator: V-1530</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
Stream Name		From Unit Operation	
1576	Mixer	MIX-102	
<b>Outlet Stream</b>			
Stream Name		To Unit Operation	
1590	Compressor:	K-100	
Q			
<b>Energy Stream</b>			
Stream Name		From Unit Operation	
<b>PARAMETERS</b>			
Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %
Vessel Pressure:	19.90 psia	Pressure Drop:	0.0000 psi
Duty:	0.0000 Btu/hr		Heat Transfer Mode: Heating
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	
Licensed to: INTESA		Page 73 of 77	

 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
	Unit Set: Field1	
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Separator: V-1531</b>		
<b>CONNECTIONS</b>		
<b>Inlet Stream</b>		
Stream Name	From Unit Operation	
1577	Mixer	MIX-101
<b>Outlet Stream</b>		
Stream Name	To Unit Operation	
1592	Mixer:	MIX-103
P		
<b>Energy Stream</b>		
Stream Name	From Unit Operation	
<b>PARAMETERS</b>		
Vessel Volume: ---	Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---
Vessel Pressure: 32.90 psia	Pressure Drop: 2.100 psi	Duty: 0.0000 Btu/hr
		Heat Transfer Mode: Heating
<b>Separator: V-1532</b>		
<b>CONNECTIONS</b>		
<b>Inlet Stream</b>		
Stream Name	From Unit Operation	
1578	Mixer	MIX-100
<b>Outlet Stream</b>		
Stream Name	To Unit Operation	
1595	Mixer:	MIX-104
O		
<b>Energy Stream</b>		
Stream Name	From Unit Operation	
<b>PARAMETERS</b>		
Vessel Volume: ---	Level SP: 50.00 %	Liquid Volume: ---
Vessel Pressure: 59.00 psia	Pressure Drop: 2.200 psi	Duty: 0.0000 Btu/hr
		Heat Transfer Mode: Heating
<b>Separator: V-1533</b>		
<b>CONNECTIONS</b>		
<b>Inlet Stream</b>		
Stream Name	From Unit Operation	
1543-2	Separator	V-100
<b>Outlet Stream</b>		
Stream Name	To Unit Operation	
1598	Mixer:	MIX-105
Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)	Page 74 of 77


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc	
		Unit Set: Field1	
		Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009	
<b>Separator: V-1533 (continued)</b>			
to E-1521			
<b>Energy Stream</b>			
Stream Name		From Unit Operation	
<b>PARAMETERS</b>			
Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %
Vessel Pressure:	106.2 psia	Pressure Drop:	0.0000 psi
		Duty:	0.0000 Btu/hr
		Heat Transfer Mode:	Heating
<b>Valve: VLV-100</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
Propano			
<b>Outlet Stream</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
2		Heat Exchanger E-1521	
<b>PARAMETERS</b>			
<b>Physical Properties</b>			
Pressure Drop:		183.2 psi	
<b>Valve: VLV-101</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
1545		Tee TEE-100	
<b>Outlet Stream</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
9		Heat Exchanger E-1522	
<b>PARAMETERS</b>			
<b>Physical Properties</b>			
Pressure Drop:		45.00 psi	
<b>Valve: VLV-102</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
1548		Separator V-101	




 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc
	Unit Set: Field1
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009
<b>Valve: VLV-102 (continued)</b>	
<b>CONNECTIONS</b>	
<b>Outlet Stream</b>	
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
11	Heat Exchanger E-1523
<b>PARAMETERS</b>	
<b>Physical Properties</b>	
Pressure Drop:	26.20 psi
<b>Valve: VLV-103</b>	
<b>CONNECTIONS</b>	
<b>Inlet Stream</b>	
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
1553	Separator V-102
<b>Outlet Stream</b>	
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
13	Heat Exchanger E-1524
<b>PARAMETERS</b>	
<b>Physical Properties</b>	
Pressure Drop:	15.10 psi
<b>Valve: VLV-104</b>	
<b>CONNECTIONS</b>	
<b>Inlet Stream</b>	
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
1564-2	Tee TEE-101
<b>Outlet Stream</b>	
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
65	Heat Exchanger E-1401
<b>PARAMETERS</b>	
<b>Physical Properties</b>	
Pressure Drop:	45.00 psi
<b>Valve: VLV-105</b>	
<b>CONNECTIONS</b>	
<b>Inlet Stream</b>	
Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)
Licensed to: INTESA	Page 76 of 77


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo de Pre - enfriamiento con Propano.hsc
	Unit Set: Field1
	Date/Time: Thu Mar 12 10:21:45 2009
<b>Valve: VLV-105 (continued)</b>	
<b>CONNECTIONS</b>	
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
1569	Separator V-103
<b>Outlet Stream</b>	
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
17	Heat Exchanger E-1402
<b>PARAMETERS</b>	
<b>Physical Properties</b>	
Pressure Drop:	26.20 psi
<b>Valve: VLV-106</b>	
<b>CONNECTIONS</b>	
<b>Inlet Stream</b>	
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION
1573-1	Tee TEE-102
<b>Outlet Stream</b>	
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION
19	Heat Exchanger E-1403
<b>PARAMETERS</b>	
<b>Physical Properties</b>	
Pressure Drop:	15.10 psi
Hyprotech Ltd. Licensed to: INTESA	HYSYS Process v2.2 (Build 3797)
Page 77 of 77	


**APÉNDICE B.2**  
**REPORTE DEL CICLO DE MEZCLA REFRIGERANTE**

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc			
		Unit Set: Field1			
		Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009			
<b>Material Stream: 1501</b>			Fluid Package:	Basis-1	
			Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>					
	Overall	Vapour Phase			
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000			
Temperature: (F)	-38.00	-38.00			
Pressure: (psia)	67.40	67.40			
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005			
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006			
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005			
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.469e+004	-3.469e+004			
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	40.62	40.62			
Heat Flow (Btu/hr)	-3.614e+009	-3.614e+009			
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---			
<b>PROPERTIES</b>					
	Overall	Vapour Phase			
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000			
Temperature: (F)	-38.00	-38.00			
Pressure: (psia)	67.40	67.40			
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.843e+007	2.843e+007			
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1375	-1375			
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.610	1.610			
Molecular Weight	25.24	25.24			
Molar Density (lbmole/ft3)	1.566e-002	1.566e-002			
Mass Density (lb/ft3)	0.3953	0.3953			
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---			
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	10.30	10.30			
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4080	0.4080			
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.095e-002	1.095e-002			
Viscosity (cP)	8.483e-003	8.483e-003			
Surface Tension (dyne/cm)	---	---			
Z Factor	0.9509	0.9509			
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000			
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000			
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000			
Molar Volume (ft3/lbmole)	63.84	63.84			
Actual Gas Flow (ACFM)	1.109e+005	1.109e+005			
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---			
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9			
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---			
Watson K	17.83	17.83			
Kinematic Viscosity (cSt)	1.340	1.340			
Cp/Cv	1.296	1.296			
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005			
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004			
Liquid Fraction	0.0000	0.0000			
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000			
<b>Material Stream: 1504</b>			Fluid Package:	Basis-1	
			Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>					
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000		
Hyprotech Ltd. HYSYS.Process v2.2 (Build 3797) Page 1 of 12					
Licensed to: INTESA					


 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name:	H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc		
	Unit Set:	Field1		
	Date/Time:	Thu Mar 12 11:05:29 2009		
<b>Material Stream: 1504 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Temperature:	(F) -38.00	-38.00	-38.00	
Pressure:	(psia) 67.40	67.40	67.40	
Molar Flow	(lbmole/hr) 1.042e+005	1.042e+005	0.0000	
Mass Flow	(lb/hr) 2.629e+006	2.629e+006	0.0000	
Liquid Volume Flow	(barrel/day) 4.919e+005	4.919e+005	0.0000	
Molar Enthalpy	(Btu/lbmole) -3.469e+004	-3.469e+004	-4.884e+004	
Molar Entropy	(Btu/lbmole-F) 40.62	40.62	22.48	
Heat Flow	(Btu/hr) -3.614e+009	-3.614e+009	0.0000	
Std Liq Volume Flow	(barrel/day) ---	---	0.0000	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Temperature:	(F) -38.00	-38.00	-38.00	
Pressure:	(psia) 67.40	67.40	67.40	
Actual Volume Flow	(barrel/day) 2.843e+007	2.843e+007	0.0000	
Mass Enthalpy	(Btu/lb) -1375	-1375	-1329	
Mass Entropy	(Btu/lb-F) 1.610	1.610	0.6115	
Molecular Weight	25.24	25.24	36.76	
Molar Density	(lbmole/ft3) 1.566e-002	1.566e-002	0.9646	
Mass Density	(lb/ft3) 0.3953	0.3953	35.45	
Std Liquid Mass Density	(lb/ft3) ---	---	27.76	
Molar Heat Capacity	(Btu/lbmole-F) 10.30	10.30	21.48	
Mass Heat Capacity	(Btu/lb-F) 0.4080	0.4080	0.5845	
Thermal Conductivity	(Btu/hr-ft-F) 1.095e-002	1.095e-002	7.113e-002	
Viscosity	(cP) 8.483e-003	8.483e-003	0.1420	
Surface Tension	(dyne/cm) ---	---	11.45	
Z Factor	0.9509	0.9509	1.544e-002	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	0.0000	
Molar Volume	(ft3/lbmole) 63.84	63.84	1.037	
Actual Gas Flow	(ACFM) 1.109e+005	1.109e+005	---	
Actual Liquid Flow	(USGPM) ---	---	0.0000	
Std. Gas Flow	(MMSCFD) 948.9	948.9	0.0000	
Std. Liquid Volume Flow	(barrel/day) ---	---	0.0000	
Watson K	17.83	17.83	16.49	
Kinematic Viscosity	(cSt) 1.340	1.340	0.2500	
Cp/Cv	1.296	1.296	1.102	
Lower Heating Value	(Btu/lbmole) 4.899e+005	4.899e+005	7.397e+005	
Mass Lower Heating Value	(Btu/lb) 1.941e+004	1.941e+004	2.012e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	1.000	
Partial Pressure	(psia) 0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1505</b>		Fluid Package:	Basis-1	
		Property Package:	Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase		
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000		
Temperature:	(F) 134.0	134.0		


	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo Mezola Refrigerante.hsc
		Unit Set: Field1
		Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009
<b>Material Stream: 1505 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Pressure: (psia)	273.8	273.8
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.300e+004	-3.300e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	41.35	41.35
Heat Flow (Btu/hr)	-3.438e+009	-3.438e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---
<b>PROPERTIES</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	134.0	134.0
Pressure: (psia)	273.8	273.8
Actual Volume Flow (barrel/day)	9.612e+006	9.612e+006
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1308	-1308
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.639	1.639
Molecular Weight	25.24	25.24
Molar Density (lbmole/ft3)	4.633e-002	4.633e-002
Mass Density (lb/ft3)	1.169	1.169
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	12.52	12.52
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4959	0.4959
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.806e-002	1.806e-002
Viscosity (cP)	1.214e-002	1.214e-002
Surface Tension (dyne/cm)	---	---
Z Factor	0.9276	0.9276
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	21.58	21.58
Actual Gas Flow (ACFM)	3.748e+004	3.748e+004
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---
Watson K	17.83	17.83
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6482	0.6482
Cp/Cv	1.276	1.276
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1506</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	107.4	107.4
Pressure: (psia)	266.5	266.5


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc
		Unit Set:	Field1
		Date/Time:	Thu Mar 12 11:05:29 2009
<b>Material Stream: 1506 (continued)</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005	
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.332e+004	-3.332e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	40.85	40.85	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.472e+009	-3.472e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	107.4	107.4	
Pressure: (psia)	266.5	266.5	
Actual Volume Flow (barrel/day)	9.336e+006	9.336e+006	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1320	-1320	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.619	1.619	
Molecular Weight	25.24	25.24	
Molar Density (lbmole/ft3)	4.770e-002	4.770e-002	
Mass Density (lb/ft3)	1.204	1.204	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	12.30	12.30	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.4874	0.4874	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.701e-002	1.701e-002	
Viscosity (cP)	1.165e-002	1.165e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.9180	0.9180	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	20.96	20.96	
Actual Gas Flow (ACFM)	3.640e+004	3.640e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	
Watson K	17.83	17.83	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.6041	0.6041	
Cp/Cv	1.294	1.294	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.699e+005	4.699e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1507</b>		Fluid Package:	Basis-1
		Property Package:	Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	209.9	209.9	
Pressure: (psia)	553.2	553.2	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005	


	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc
		Unit Set: Field1
		Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009
<b>Material Stream: 1507 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.226e+004	-3.226e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	41.25	41.25
Heat Flow (Btu/hr)	-3.361e+009	-3.361e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---
<b>PROPERTIES</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	209.9	209.9
Pressure: (psia)	553.2	553.2
Actual Volume Flow (barrel/day)	5.240e+006	5.240e+006
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1278	-1278
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.635	1.635
Molecular Weight	25.24	25.24
Molar Density (lbmole/ft3)	8.499e-002	8.499e-002
Mass Density (lb/ft3)	2.145	2.145
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	13.90	13.90
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5506	0.5506
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	2.208e-002	2.208e-002
Viscosity (cP)	1.408e-002	1.408e-002
Surface Tension (dyne/cm)	---	---
Z Factor	0.9059	0.9059
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	11.77	11.77
Actual Gas Flow (ACFM)	2.043e+004	2.043e+004
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---
Watson K	17.83	17.83
Kinematic Viscosity (cSt)	0.4097	0.4097
Cp/Cv	1.291	1.291
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1510</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	107.4	107.4
Pressure: (psia)	546.0	546.0
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006
Hyprotech Ltd		HYSYS Process v2.2 (Build 3797)
Licensed to: INTESA		Page 5 of 12





	INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc
		Unit Set: Field1
		Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009
<b>Material Stream: 1510 (continued)</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.366e+004	-3.366e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	39.01	39.01
Heat Flow (Btu/hr)	-3.507e+009	-3.507e+009
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---
<b>PROPERTIES</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	107.4	107.4
Pressure: (psia)	546.0	546.0
Actual Volume Flow (barrel/day)	4.125e+006	4.125e+006
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1334	-1334
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.546	1.546
Molecular Weight	25.24	25.24
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1080	0.1080
Mass Density (lb/ft3)	2.725	2.725
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	13.73	13.73
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5439	0.5439
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.831e-002	1.831e-002
Viscosity (cP)	1.245e-002	1.245e-002
Surface Tension (dyne/cm)	---	---
Z Factor	0.8311	0.8311
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000
Molar Volume (ft3/lbmole)	9.263	9.263
Actual Gas Flow (ACFM)	1.608e+004	1.608e+004
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---
Watson K	17.83	17.83
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2854	0.2854
Cp/Cv	1.426	1.426
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004
Liquid Fraction	0.0000	0.0000
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000
<b>Material Stream: 1511</b>		Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>		
	Overall	Vapour Phase
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000
Temperature: (F)	161.7	161.7
Pressure: (psia)	798.5	798.5
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005


 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name:	H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc
		Unit Set:	Field1
		Date/Time:	Thu Mar 12 11:05:29 2009
<b>Material Stream: 1511 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.317e+004	-3.317e+004	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	39.21	39.21	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.456e+009	-3.456e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	
PROPERTIES			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	161.7	161.7	
Pressure: (psia)	798.5	798.5	
Actual Volume Flow (barrel/day)	3.073e+006	3.073e+006	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1314	-1314	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.553	1.553	
Molecular Weight	25.24	25.24	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1449	0.1449	
Mass Density (lb/ft3)	3.657	3.657	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	14.74	14.74	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5839	0.5839	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	2.137e-002	2.137e-002	
Viscosity (cP)	1.406e-002	1.406e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.8263	0.8263	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	6.900	6.900	
Actual Gas Flow (ACFM)	1.198e+004	1.198e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	
Watson K	17.83	17.83	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2404	0.2404	
Cp/Cv	1.430	1.430	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.896e+005	4.896e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: 1518</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
CONDITIONS			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	107.6	107.6	
Pressure: (psia)	791.1	791.1	
Molar Flow (lbmole/hr)	1.042e+005	1.042e+005	
Mass Flow (lb/hr)	2.629e+006	2.629e+006	
Liquid Volume Flow (barrel/day)	4.919e+005	4.919e+005	
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-3.397e+004	-3.397e+004	
Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 7 of 12
Licensed to: INTESA			

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc		
	Unit Set: Field1		
	Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009		
<b>Material Stream: 1518 (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	37.86	37.86	
Heat Flow (Btu/hr)	-3.540e+009	-3.540e+009	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	---	---	
<b>PROPERTIES</b>			
	Overall	Vapour Phase	
Vapour / Phase Fraction	1.0000	1.0000	
Temperature: (F)	107.6	107.6	
Pressure: (psia)	791.1	791.1	
Actual Volume Flow (barrel/day)	2.591e+006	2.591e+006	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1346	-1346	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	1.500	1.500	
Molecular Weight	25.24	25.24	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.1719	0.1719	
Mass Density (lb/ft3)	4.337	4.337	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	---	---	
Molar Heat Capacity (Btu/lbmole-F)	15.59	15.59	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.6175	0.6175	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	1.978e-002	1.978e-002	
Viscosity (cP)	1.348e-002	1.348e-002	
Surface Tension (dyne/cm)	---	---	
Z Factor	0.7562	0.7562	
Molar Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	1.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	5.819	5.819	
Actual Gas Flow (ACFM)	1.010e+004	1.010e+004	
Actual Liquid Flow (USGPM)	---	---	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	948.9	948.9	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	---	---	
Watson K	17.83	17.83	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.1940	0.1940	
Cp/Cv	1.800	1.800	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	4.899e+005	4.899e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	1.941e+004	1.941e+004	
Liquid Fraction	0.0000	0.0000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	
<b>Material Stream: to flare</b>			Fluid Package: Basis-1 Property Package: Peng Robinson
<b>CONDITIONS</b>			
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000
Temperature: (F)	-38.00	-38.00	-38.00
Pressure: (psia)	67.40	67.40	67.40
Molar Flow (lbmole/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Mass Flow (lb/hr)	0.0000	0.0000	0.0000
Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000
Molar Enthalpy (Btu/lbmole)	-4.884e+004	-3.469e+004	-4.884e+004
Molar Entropy (Btu/lbmole-F)	22.48	40.62	22.48

 <b>INTESA</b> Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc		
		Unit Set: Field1		
		Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009		
<b>Material Stream: to flare (continued)</b>			Fluid Package: Basis-1	
			Property Package: Peng Robinson	
<b>CONDITIONS</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Heat Flow (Btu/hr)	0.0000	0.0000	0.0000	
Std Liq Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>PROPERTIES</b>				
	Overall	Vapour Phase	Liquid Phase	
Vapour / Phase Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Temperature: (F)	-38.00	-38.00	-38.00	
Pressure: (psia)	67.40	67.40	67.40	
Actual Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000	
Mass Enthalpy (Btu/lb)	-1329	-1375	-1329	
Mass Entropy (Btu/lb-F)	0.6115	1.610	0.6115	
Molecular Weight	36.76	25.24	36.76	
Molar Density (lbmole/ft3)	0.9846	1.566e-002	0.9846	
Mass Density (lb/ft3)	35.45	0.3953	35.45	
Std Liquid Mass Density (lb/ft3)	27.76	---	27.76	
Molar Heat Capacity (Btu/lb-mole-F)	21.48	10.30	21.48	
Mass Heat Capacity (Btu/lb-F)	0.5845	0.4080	0.5845	
Thermal Conductivity (Btu/hr-ft-F)	7.113e-002	1.095e-002	7.113e-002	
Viscosity (cP)	0.1420	8.483e-003	0.1420	
Surface Tension (dyne/cm)	11.45	---	11.45	
Z Factor	1.544e-002	0.9509	1.544e-002	
Molar Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Mass Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Volume Vapour Fraction	0.0000	0.0000	1.0000	
Molar Volume (ft3/lbmole)	1.037	63.84	1.037	
Actual Gas Flow (ACFM)	---	0.0000	---	
Actual Liquid Flow (USGPM)	0.0000	---	0.0000	
Std. Gas Flow (MMSCFD)	0.0000	0.0000	0.0000	
Std. Liquid Volume Flow (barrel/day)	0.0000	0.0000	0.0000	
Watson K	16.49	17.83	16.49	
Kinematic Viscosity (cSt)	0.2500	1.340	0.2500	
Cp/Cv	1.102	1.296	1.102	
Lower Heating Value (Btu/lbmole)	7.397e+005	4.899e+005	7.397e+005	
Mass Lower Heating Value (Btu/lb)	2.012e+004	1.941e+004	2.012e+004	
Liquid Fraction	1.000	0.0000	1.000	
Partial Pressure (psia)	0.0000	0.0000	0.0000	
<b>Cooler: E-1510</b>				
<b>CONNECTIONS</b>				
<b>Inlet Stream</b>				
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION			
1505	Compressor		K-1510	
<b>Outlet Stream</b>				
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION			
1506	Compressor		K-1511	
<b>Energy Stream</b>				
Hyprotech Ltd.	HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 9 of 12	
Licensed to: INTESA				

 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc Unit Set: Field1 Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009	
<b>Cooler: E-1510 (continued)</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
E-2			
<b>PARAMETERS</b>			
Pressure Drop:	7.300 psi	Duty:	3.353e+007 Btu/hr
Function:	Not Selected	Zones:	1
<b>Cooler: E-1511</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
1507		Compressor K-1511	
<b>Outlet Stream</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
1510		Compressor K-1512	
<b>Energy Stream</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
E-4			
<b>PARAMETERS</b>			
Pressure Drop:	7.200 psi	Duty:	1.457e+008 Btu/hr
Function:	Not Selected	Zones:	1
<b>Cooler: E-1512</b>			
<b>CONNECTIONS</b>			
<b>Inlet Stream</b>			
STREAM NAME		FROM UNIT OPERATION	
1511		Compressor K-1512	
<b>Outlet Stream</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
1518			
<b>Energy Stream</b>			
STREAM NAME		TO UNIT OPERATION	
E-6			
<b>PARAMETERS</b>			
Pressure Drop:	7.400 psi	Duty:	8.398e+007 Btu/hr
Function:	Not Selected	Zones:	1
Hyprotech Ltd. <span style="float: right;">HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)</span> <span style="float: right;">Page 10 of 12</span> Licensed to: INTESA			

 INTESA Calgary, Alberta CANADA		Case Name: H:\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc Unit Set: Field1 Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009			
<b>Compressor: K-1510</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
1504	Separator		V-1510		
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION				
1505	Cooler		E-1510		
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
E-1					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	1.7598e+08 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	78.04
Speed:	---	Adiabatic Head:	3.906e+004 ft	Polytropic Head:	4.065e+004 ft
Polytropic Exp.	1.292	Isentropic Exp.	1.208	Poly Head Factor	1.004
<b>Compressor: K-1511</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
1506	Cooler				E-1510
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION				
1507	Cooler				E-1511
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
E-3					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	1.1102e+08 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	76.58
Speed:	---	Adiabatic Head:	2.464e+004 ft	Polytropic Head:	2.516e+004 ft
Polytropic Exp.	1.265	Isentropic Exp.	1.181	Poly Head Factor	1.000
<b>Compressor: K-1512</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
1510	Cooler				E-1511
<b>Outlet Stream</b>					
STREAM NAME	TO UNIT OPERATION				
1511	Cooler				E-1512
Hyprotech Ltd.		HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		Page 11 of 12	

 INTESA Calgary, Alberta CANADA	Case Name: H\Ciclo Mezcla Refrigerante.hsc				
	Unit Set: Field1				
	Date/Time: Thu Mar 12 11:05:29 2009				
<b>Compressor: K-1512 (continued)</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Energy Stream</b>					
STREAM NAME	FROM UNIT OPERATION				
E-5					
<b>PARAMETERS</b>					
Duty:	5.0944e+07 Btu/hr	Adiabatic Eff.:	75.00	PolyTropic Eff.:	75.93
Speed:	---	Adiabatic Head:	1.131e+004 ft	Polytropic Head:	1.145e+004 ft
Polytropic Exp.	1.291	Isentropic Exp.	1.192	Poly Head Factor	0.9996
<b>Separator: V-1510</b>					
<b>CONNECTIONS</b>					
<b>Inlet Stream</b>					
Stream Name	From Unit Operation				
1501					
<b>Outlet Stream</b>					
Stream Name	To Unit Operation				
1504 to flare	Compressor:	K-1510			
<b>Energy Stream</b>					
Stream Name	From Unit Operation				
<b>PARAMETERS</b>					
Vessel Volume:	---	Level SP:	50.00 %	Liquid Volume:	---
Vessel Pressure:	67.40 psia	Pressure Drop:	0.0000 psi	Duty:	0.0000 Btu/hr
				Heat Transfer Mode:	Heating
Hyprotech Ltd.			HYSYS.Process v2.2 (Build 3797)		
Licensed to: INTESA			Page 12 of 12		

**APÉNDICE C**  
**SEPARADORES LÍQUIDO – VAPOR Y TAMBOR**  
**ACUMULADOR**



**Tabla C.1** Criterios de diseño de separadores para algunos servicios específicos. <sup>[15]</sup>

Parámetro de Diseño	Tambores de Alimentación de Líquidos, Tambores de Destilado	Tambores de Succión/Interetapas de Compresores	Separadores de Gas Combustible
<b>Velocidad de vapor permisible</b>			
% de Vc sin Malla	–	–	–
% de Vc con Malla(1)	100–125(2)	100–125(2)	100(2)
<b>Volumen de operación / Tiempo de Residencia</b>	<p>El mayor valor de:</p> <ol style="list-style-type: none"> <li>Dimensiones mínimas de instrumento según PDVSA-MDP-(Pendiente) (Consultar MDP versión 1986, Sección 12-C, Medida y Control de Nivel;</li> <li>Requerimiento de retención para el control del proceso (normalmente, el volumen retenido de líquido en los niveles alto y bajo de líquido debería ser 2 minutos para productos que van a almacenamiento, 15 minutos para productos alimentando una torre subsiguiente o 5 minutos para productos a ser reciclados, tomando en todo caso el mayor valor).</li> <li>Requerimientos de inventario para arranque, parada, reabastecimiento, etc.</li> </ol>	<p>Diez minutos de salida de líquido proveniente de la unidad productora mas grande localizada antes del compresor.(3)</p> <p>Para tambores separadores de interetapas, se deberían suministrar 10 minutos entre NAAL y un punto localizado a una distancia de un Diámetro de tubería, por debajo de la boquilla de entrada, basados en un caudal de producción máxima de condensado entre las etapas.</p> <p>Cuando la succión proviene de los absorbedores, tome 5 minutos basados el caudal de circulación.</p> <p>Para sistemas de refrigeración, use 5 minutos basados en el caudal de flujo normal de refrigerante a la unidad de enfriamiento más grande del sistema.(3)</p>	<p>Igual o mayor que el volumen equivalente a 15 m de flujo condensado en el cabezal adyacente de combustible.(3)</p> <p>5 minutos al caudal de circulación total de aceite pobre(3), si el tambor está después de un absorbedor.</p>
<b>Posición normal del tambor</b>	Horizontal	Vertical	Vertical
<b>Tipo de boquilla de entrada</b>	Codo de 90° o distribuidor en "T" con ranuras	Distribuidor en "T" con ranuras.	Distribuidor en "T" con ranuras.
<b>Salida vapor</b>	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
<b>Salida líquido</b>	Boquilla simple o extensión recta	Boquilla simple	Boquilla simple
<b>Consideraciones especiales</b>	<p>Si hay requerimientos de decantación de agua, consultar PDVSA-MDP-03-S-05.</p> <p>Si el sistema alimenta un compresor o un sistema de gas combustible, se deberían suministrar 10 minutos adicionales de retención basado en el flujo del condensado entre NAAL y un punto 150 mm (6 pulg) del borde más bajo de la boquilla de entrada. El espacio de vapor en este caso se debería dimensionar de acuerdo con los criterios correspondientes a los tambores separadores para compresores.</p>	Ver 4.8.2	Ver 4.8.4 y 4.8.5 También ver PDVSA-MDP-08-S-01
<b>Notas:</b>	<p>(1) No se debería usar Malla en servicio sucio</p> <p>(2) Para cada tipo específico de tambor, refiérase a 4.6.1, 4.6.2, 4.6.3 y 4.8.</p> <p>(3) Medido entre la línea tangente del fondo del tambor y un punto localizado a una distancia equivalente a un Diámetro del tubo, por debajo de la boquilla de entrada.</p>		

**Tabla C.1** Criterios de diseño de separadores para algunos servicios específicos.(Continuación). <sup>[15]</sup>

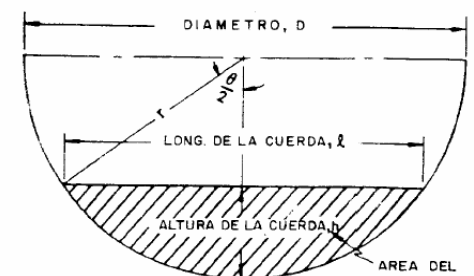
Parámetro de Diseño	Tambores de Vapor	Tambores de Separación de Agua	Tambores de Descarga (Blowdown Drums) de no-Condensables
<b>Velocidad de vapor permisible</b>			
% de Vc sin Malla	–	100	100
% de Vc con Malla(1)	100(2)	–	–
<b>Volumen de operación / Tiempo de Residencia</b>	Un tercio del volumen del generador de vapor y su red de tuberías, ó 2 minutos basados en el caudal de alimentación de agua, tomando en todo caso el más grande de los dosvalores.  Si existe el riesgo de algún daño debido a la pérdida del nivel de agua, estipule una retención mayor, dependiendo del proceso. En diseños recientes se han suministrado alrededor de 5 a 10 minutos de retención basado en el flujo de alimentación de agua.	La retención por debajo del nivel bajo de líquido se basa en un flujo ascendiente de 20 mm/s (50 pulg/min), para vapores de hidrocarburos ascendiendo a través del agua. El estimado del flujo ascendiente se basa en la ecuación de flujo de asentamiento / ascenso dada en PDVSA-MDP-03-S-01.	Ver PDVSA-MDP-08-SD-01
<b>Posición normal del tambor</b>	Vertical u Horizontal	Horizontal	Horizontal
<b>Tipo de boquilla de entrada</b>	Un distribuidor en "T" con ranuras (tambor vertical). Dos distribuidores en "T" con ranuras o dos codos de 90° con flujo dividido (tambor horizontal)	Codo de 90°	Codo de 90°
<b>Salida vapor</b>	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
<b>Salida líquido</b>	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
<b>Consideraciones especiales</b>	Ver 4.8.6	Ver PDVSA-MDP-08-SD-01	Ver PDVSA-MDP-08-SD-01
<b>Notas:</b>	(1) No se debería usar Malla en servicio sucio (2) Para cada tipo específico de tambor, refiérase a 4.6.1, 4.6.2, 4.6.3 y 4.8		

**Tabla C.1** Criterios de diseño de separadores para algunos servicios específicos. (Continuación). <sup>[15]</sup>

Parámetro de Diseño	Tambores de Descarga (Blowdown Drums) de condensables	Tambores Separadores para Alimentación a Depuradores de MEA	Separadores de Alta Presión
<b>Velocidad de vapor permisible</b>			
% de Vc sin Malla	100	–	100
% de Vc con Malla(1)	–	100(2)	100–125(2)
<b>Volumen de operación / Tiempo de Residencia</b>	La retención de agua en el reservorio del fondo debería ser suficiente para absorber el calor de una descarga máxima de 2 minutos, sin exceder 90°C (200°F).	Use el mayor valor de: 1. Igual o mayor que el volumen equivalente a 15 m (50 pie) del líquido en la tubería 2. Una retención de diez minutos basados en la descarga combinada de líquidos provenientes de las unidades localizadas aguas arriba.	Adecuado para una separación completa de burbujas de 220 µm, basado en las ecuaciones de flujo de asentamiento (ascenso) dadas en PDVSA-MDP-03-S-01. Altura mínima a nivel bajo de líquido = 450 mm (18 pulg).
<b>Posición normal del tambor</b>	Vertical	Vertical	Horizontal
<b>Tipo de boquilla de entrada</b>	Codo de 90°	Distribuidor en "T" con ranuras	Distribuidor en "T" con ranuras (Flujo dividido)
<b>Salida vapor</b>	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
<b>Salida líquido</b>	Boquilla simple	Boquilla simple	Boquilla simple
<b>Consideraciones especiales</b>	Ver MDP de Transferencia de Calor por Contacto directo, y PDVSA-MDP-08-SD-01	Ver 4.8.11	Ver 4.8.12
<b>Notas:</b>	(1) No se debería usar Malla en servicio sucio (2) Para cada tipo específico de tambor, refiérase a 4.6.1, 4.6.2, 4.6.3 y 4.8		

**Tabla C.2** Longitudes de cuerdas y áreas de las secciones circulares vs. altura de la cuerda.<sup>[15]</sup>

R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*	R*	L*	A*
0.030	0.341	0.0087	0.090	0.572	0.0446	0.150	0.714	0.0941	0.210	0.815	0.153	0.255	0.872	0.201	0.340	0.947	0.300
0.021	0.347	0.0092	0.091	0.575	0.0453	0.151	0.716	0.0950	0.211	0.816	0.154	0.256	0.873	0.202	0.342	0.949	0.302
0.032	0.352	0.0096	0.092	0.578	0.0460	0.152	0.718	0.0959	0.212	0.817	0.155	0.257	0.874	0.203	0.344	0.950	0.305
0.033	0.357	0.0101	0.093	0.581	0.0468	0.153	0.720	0.0968	0.213	0.819	0.156	0.258	0.875	0.204	0.346	0.951	0.307
0.034	0.362	0.0105	0.094	0.584	0.0475	0.154	0.722	0.0977	0.214	0.820	0.157	0.259	0.876	0.205	0.348	0.953	0.309
0.035	0.368	0.0110	0.095	0.586	0.0483	0.155	0.724	0.0986	0.215	0.822	0.158	0.260	0.877	0.207	0.350	0.954	0.312
0.036	0.373	0.0115	0.096	0.589	0.0490	0.156	0.726	0.0996	0.216	0.823	0.159	0.262	0.879	0.209	0.355	0.957	0.318
0.037	0.378	0.0119	0.097	0.592	0.0498	0.157	0.728	0.1005	0.217	0.824	0.160	0.264	0.882	0.211			
0.038	0.382	0.0124	0.098	0.595	0.0505	0.158	0.729	0.1014	0.218	0.826	0.161	0.266	0.884	0.213	0.360	0.960	0.324
0.039	0.387	0.0129	0.099	0.597	0.0513	0.159	0.731	0.1023	0.219	0.827	0.162	0.268	0.886	0.216	0.365	0.963	0.330
0.040	0.392	0.0134	0.100	0.600	0.0520	0.160	0.733	0.1033	0.220	0.828	0.163	0.270	0.888	0.218	0.370	0.966	0.336
0.041	0.397	0.0139	0.101	0.603	0.0528	0.161	0.735	0.1042	0.221	0.830	0.164	0.272	0.890	0.220	0.375	0.968	0.343
0.042	0.401	0.0144	0.102	0.605	0.0536	0.162	0.737	0.1051	0.222	0.831	0.165	0.274	0.892	0.222			
0.043	0.406	0.0149	0.103	0.608	0.0544	0.163	0.739	0.1061	0.223	0.833	0.166	0.276	0.894	0.225	0.380	0.971	0.349
0.044	0.410	0.0155	0.104	0.611	0.0551	0.164	0.741	0.1070	0.224	0.834	0.167	0.278	0.896	0.227	0.385	0.973	0.355
0.045	0.415	0.0160	0.105	0.613	0.0559	0.165	0.742	0.1080	0.225	0.835	0.168	0.280	0.898	0.229	0.390	0.975	0.361
0.046	0.419	0.0165	0.106	0.616	0.0567	0.166	0.744	0.1089	0.226	0.836	0.169	0.282	0.900	0.231	0.395	0.978	0.367
0.047	0.423	0.0171	0.107	0.618	0.0575	0.167	0.746	0.1099	0.227	0.838	0.171	0.284	0.902	0.234			
0.048	0.428	0.0176	0.108	0.621	0.0583	0.168	0.748	0.1108	0.228	0.839	0.172	0.286	0.904	0.236	0.400	0.980	0.374
0.049	0.432	0.0181	0.109	0.623	0.0591	0.169	0.750	0.1118	0.229	0.840	0.173	0.288	0.906	0.238	0.405	0.982	0.380
0.050	0.436	0.0187	0.110	0.626	0.0598	0.170	0.751	0.1127	0.230	0.842	0.174	0.290	0.908	0.241	0.410	0.984	0.386
0.051	0.440	0.0193	0.111	0.628	0.0606	0.171	0.753	0.1137	0.231	0.843	0.175	0.292	0.909	0.243	0.415	0.985	0.392
0.052	0.444	0.0198	0.112	0.631	0.0614	0.172	0.755	0.1146	0.232	0.844	0.176	0.294	0.911	0.245			
0.053	0.448	0.0204	0.113	0.633	0.0623	0.173	0.756	0.1156	0.233	0.845	0.177	0.296	0.913	0.248	0.420	0.987	0.399
0.054	0.452	0.0210	0.114	0.636	0.0631	0.174	0.758	0.1166	0.234	0.847	0.178	0.298	0.915	0.250	0.425	0.989	0.405
0.055	0.456	0.0215	0.115	0.638	0.0639	0.175	0.760	0.1175	0.235	0.848	0.179	0.300	0.917	0.252	0.430	0.990	0.411
0.056	0.460	0.0221	0.116	0.640	0.0647	0.176	0.762	0.1185	0.236	0.849	0.180	0.302	0.918	0.255	0.435	0.992	0.417
0.057	0.464	0.0227	0.117	0.643	0.0655	0.177	0.763	0.1195	0.237	0.850	0.181	0.304	0.920	0.257			
0.058	0.467	0.0233	0.118	0.645	0.0663	0.178	0.765	0.1204	0.238	0.852	0.182	0.306	0.922	0.259	0.440	0.993	0.424
0.059	0.471	0.0239	0.119	0.648	0.0671	0.179	0.767	0.1214	0.239	0.853	0.183	0.308	0.923	0.262	0.445	0.994	0.430
0.060	0.475	0.0245	0.120	0.650	0.0680	0.180	0.768	0.1224	0.240	0.854	0.185	0.310	0.925	0.264	0.450	0.995	0.436
0.061	0.479	0.0251	0.121	0.652	0.0688	0.181	0.770	0.1234	0.241	0.855	0.186	0.312	0.927	0.266	0.455	0.996	0.443
0.062	0.482	0.0257	0.122	0.655	0.0696	0.182	0.772	0.1244	0.242	0.857	0.187	0.314	0.928	0.269			
0.063	0.486	0.0263	0.123	0.657	0.0705	0.183	0.773	0.1253	0.243	0.858	0.188	0.316	0.930	0.271	0.460	0.997	0.449
0.064	0.490	0.0270	0.124	0.659	0.0713	0.184	0.775	0.1263	0.244	0.859	0.189	0.318	0.931	0.273	0.465	0.998	0.455
0.065	0.493	0.0276	0.125	0.661	0.0721	0.185	0.777	0.1273	0.245	0.860	0.190	0.320	0.933	0.276	0.470	0.998	0.462
0.066	0.497	0.0282	0.126	0.664	0.0730	0.186	0.778	0.1283	0.246	0.861	0.191	0.322	0.934	0.278	0.475	0.999	0.468
0.067	0.500	0.0288	0.127	0.666	0.0738	0.187	0.780	0.1293	0.247	0.863	0.192	0.324	0.936	0.281			
0.068	0.503	0.0295	0.128	0.668	0.0747	0.188	0.781	0.1303	0.248	0.864	0.193	0.326	0.937	0.283	0.480	0.999	0.475
0.069	0.507	0.0301	0.129	0.670	0.0755	0.189	0.783	0.1313	0.249	0.865	0.194	0.328	0.939	0.285	0.485	1.000	0.481
0.070	0.510	0.0308	0.130	0.673	0.0764	0.190	0.785	0.1323	0.250	0.866	0.196	0.330	0.940	0.288	0.490	1.000	0.487
0.071	0.514	0.0314	0.131	0.675	0.0773	0.191	0.786	0.1333	0.251	0.867	0.197	0.332	0.942	0.290	0.495	1.000	0.494
0.072	0.517	0.0321	0.132	0.677	0.0781	0.192	0.788	0.1343	0.252	0.868	0.198	0.334	0.943	0.293			
0.073	0.520	0.0327	0.133	0.679	0.0790	0.193	0.789	0.1353	0.253	0.869	0.199	0.336	0.945	0.295	0.500	1.000	0.500
0.074	0.524	0.0334	0.134	0.681	0.0798	0.194	0.791	0.1363	0.254	0.871	0.200	0.338	0.946	0.297			
0.075	0.527	0.0341	0.135	0.683	0.0807	0.195	0.792	0.1373									
0.076	0.530	0.0347	0.136	0.686	0.0816	0.196	0.794	0.1383									
0.077	0.533	0.0354	0.137	0.688	0.0825	0.197	0.795	0.1393									
0.078	0.536	0.0361	0.138	0.690	0.0833	0.198	0.797	0.1403									
0.079	0.539	0.0368	0.139	0.692	0.0842	0.199	0.798	0.1414									
0.080	0.543	0.0375	0.140	0.694	0.0851	0.200	0.800	0.1424									
0.081	0.546	0.0382	0.141	0.696	0.0860	0.201	0.801	0.1434									
0.082	0.549	0.0389	0.142	0.698	0.0869	0.202	0.803	0.1444									
0.083	0.552	0.0396	0.143	0.700	0.0878	0.203	0.804	0.1454									
0.084	0.555	0.0403	0.144	0.702	0.0886	0.204	0.805	0.1465									
0.085	0.558	0.0410	0.145	0.704	0.0895	0.205	0.807	0.1475									
0.086	0.561	0.0417	0.146	0.706	0.0904	0.206	0.809	0.1485									
0.087	0.564	0.0424	0.147	0.708	0.0913	0.207	0.810	0.1496									
0.088	0.567	0.0431	0.148	0.710	0.0922	0.208	0.812	0.1506									
0.089	0.569	0.0439	0.149	0.712	0.0932	0.209	0.813	0.1516									



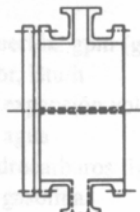
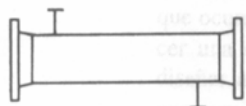

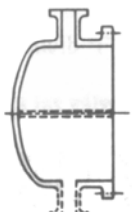
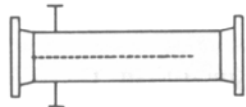
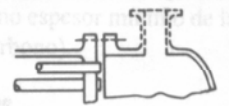
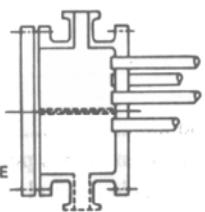
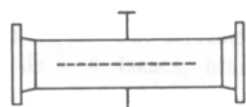
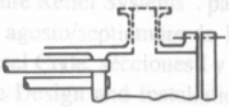
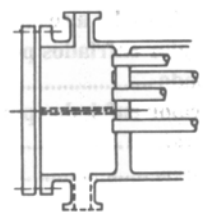

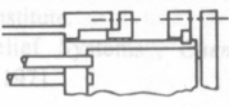
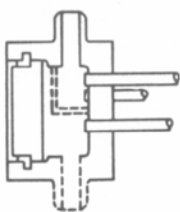

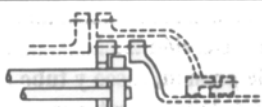
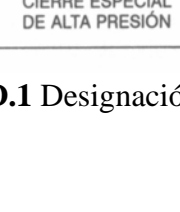
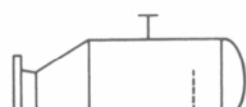
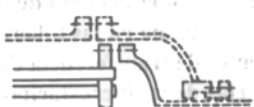
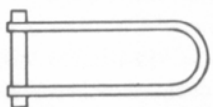

DIAMETRO, D  
LONG. DE LA CUERDA, λ  
ALTURA DE LA CUERDA, h  
AREA DEL SEGMENTO

$$R^* = \frac{\text{Altura de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{h}{D}$$

$$L^* = \frac{\text{Long. de la cuerda}}{\text{Diámetro}} = \frac{\lambda}{D} = \text{Sen } \frac{\theta}{2} = \text{Sen } \text{Cos}^{-1} \left( 1 - \frac{2h}{D} \right)$$

$$A^* = \frac{A_{\text{segmento}}}{A_{\text{circulo}}} = \frac{r^2 (\theta - \text{Sen}\theta)}{2\pi r^2} = \frac{\theta - \text{Sen}\theta}{2\pi}; \theta = 2 \left[ \text{Cos}^{-1} \left( 1 - \frac{2h}{D} \right) \right], \theta \text{ en Radianes}$$

**APÉNDICE D**  
**INTERCAMBIADORES DE CALOR**

EXTREMO DELANTERO TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO		TIPOS DE CASCO		EXTREMO POSTERIOR TIPOS DE CABEZAL	
A	 <p>CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE</p>	E	 <p>CASCO DE UN SOLO PASO</p>	L	 <p>PLACA DE TUBOS FIJA, COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"</p>
B	 <p>CASQUETE (CUBIERTA INTEGRAL)</p>	F	 <p>CASCO DE DOS PASOS CON DESVIADOR LONGITUDINAL</p>	M	 <p>PLACA DE TUBOS FIJA, COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"</p>
C	 <p>SÓLO HAZ DE TUBOS DESMONTABLE</p>	G	 <p>DE FLUJO PARTIDO</p>	N	 <p>PLACA DE TUBOS FIJA, COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "C"</p>
	 <p>SÓLO PLACA DE TUBOS FIJA</p> <p>CANAL INTEGRAL CON PLACA DE TUBOS Y CUBIERTA DESMONTABLE</p>	H	 <p>DE FLUJO CON DOBLE PARTICIÓN</p>	P	 <p>CABEZAL FLOTANTE EMPACADO EN EL EXTERIOR</p>
D	 <p>CIERRE ESPECIAL DE ALTA PRESIÓN</p>	J	 <p>DE FLUJO DIVIDIDO</p>	S	 <p>CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE RESPALDO</p>
		K	 <p>REHEVIDOR DEL TIPO DE MARMITA</p>	T	 <p>CABEZAL FLOTANTE DE HAZ SACADO</p>
				U	 <p>HAZ DE TUBO EN U</p>
				W	 <p>PLACA DE TUBOS FLOTANTE EMPACADA CON ANILLO DE CIERRE HIDRÁULICO</p>

**Figura D.1** Designación de intercambiadores de calor según las normas TEMA

[20]

Tabla D.1 Características más comunes para tubos de intercambiadores de calor. <sup>[17]</sup>

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36
	11	0.120	0.760	<b>0.455</b>		0.1990	1.23
	12	0.109	0.782	<b>0.479</b>		0.2048	1.14
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1¼	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.75
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644	1.58
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701	1.45
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775	1.28
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839	1.13
	15	0.072	1.11	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969	0.808
18	0.049	1.15	1.04	0.3015	0.688		

**Tabla D.1** Características más comunes para tubos de intercambiadores de calor. (Continuación). <sup>[17]</sup>

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb, de acero
					Exterior	Interior	
1½	8	0.165	1.17	1.075	0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152	2.34
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225	2.14
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299	1.98
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356	1.77
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430	1.56
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492	<b>1.37</b>
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555	1.20
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587	1.09
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623	0.978
18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

**Tabla D.2** Coeficientes globales de transferencia de calor y factores de ensuciamiento para diferentes tipos de servicios de intercambiadores de calor. <sup>[18]</sup>

Service and ( $r_f$ )	U	Service and ( $r_f$ )	U
Water (0.002)		Rich (0.001)/Lean Oil (0.002)	80-100
100 pst Gas (0.001)	35-40	C <sub>3</sub> Liq/C <sub>3</sub> Liq (0.001)	110-130
300 pst Gas (0.001)	40-50	MEA/MEA (0.002)	120-130
700 pst Gas (0.001)	60-70	100 pst Gas/500 pst Gas	50-70
1000 pst Gas (0.001)	80-100	1000 pst Gas/1000 pst Gas	60-80
Kerosene (0.001)	80-90	1000 pst Gas/Cond. C <sub>3</sub> (0.001)	60-80
MEA (0.002)	130-150	Steam (0.0005) Reboilers	140-160
Air (0.002)	20-25	Hot Oil (0.002) Reboilers	90-120
Water (0.001)	180-200	Heat Transfer Fluid (0.001) Reboilers	80-110
Condensing with water (0.002)			
C <sub>3</sub> or C <sub>4</sub> (0.001)	125-135		
Naphtha (0.001)	70-80		
Still Overhead (0.001)	70-80		
Amine (0.002)	100-110		

U in Btu/hr • sq ft • °F)  
 $r_f$  in (hr • sq ft • °F)/Btu



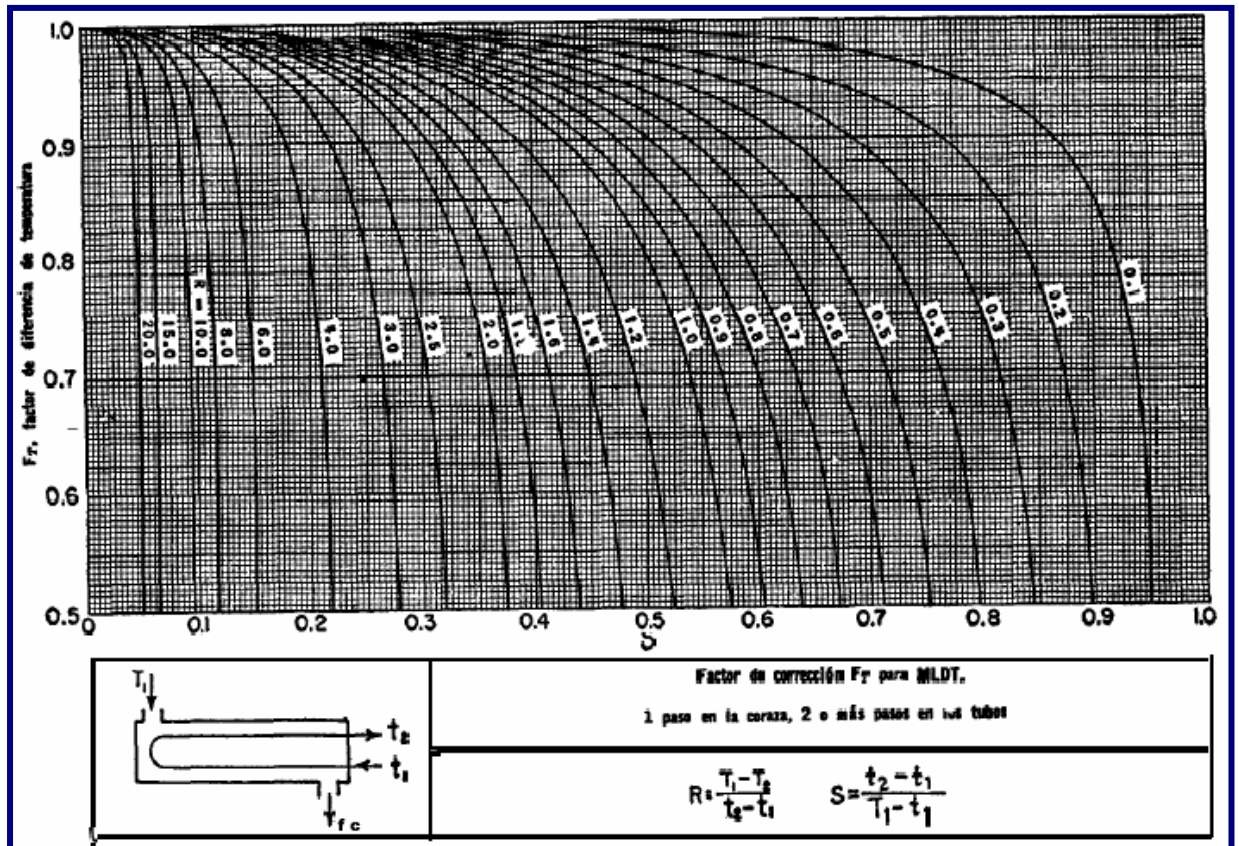


Figura D.2 Factores de corrección MLDT para intercambiadores 1 – 2. <sup>[17]</sup>

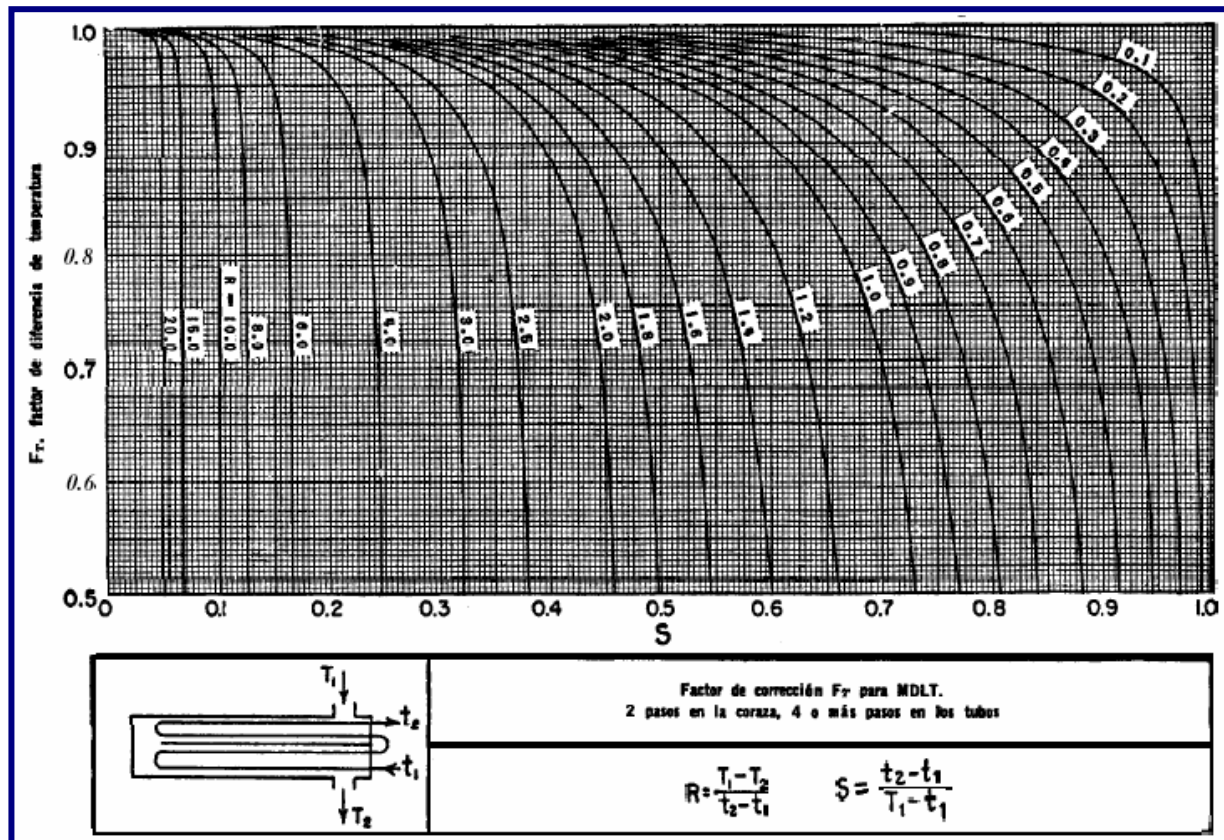


Figura D.3 Factor de corrección MLDT para intercambiadores 2 – 4. <sup>[17]</sup>

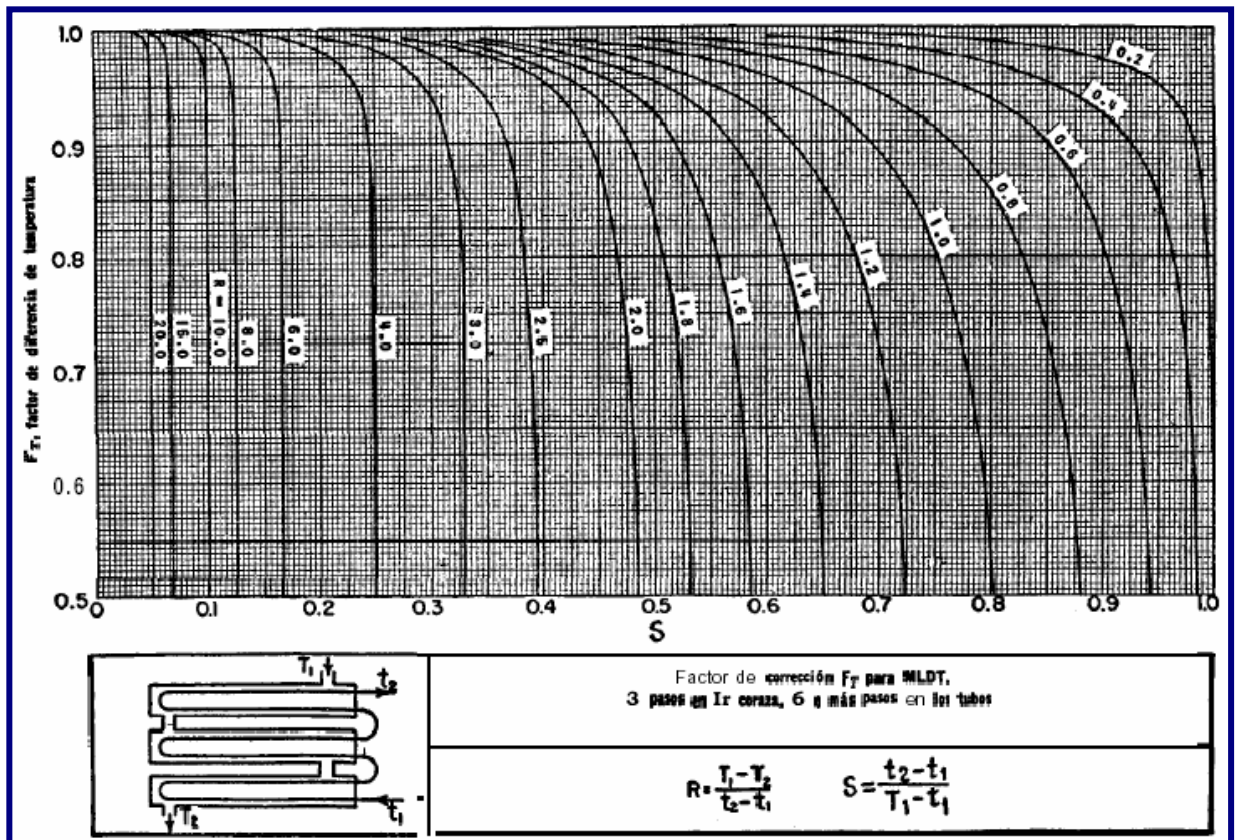


Figura D.4 Factor de corrección MLDT para intercambiadores 3 – 6. <sup>[17]</sup>

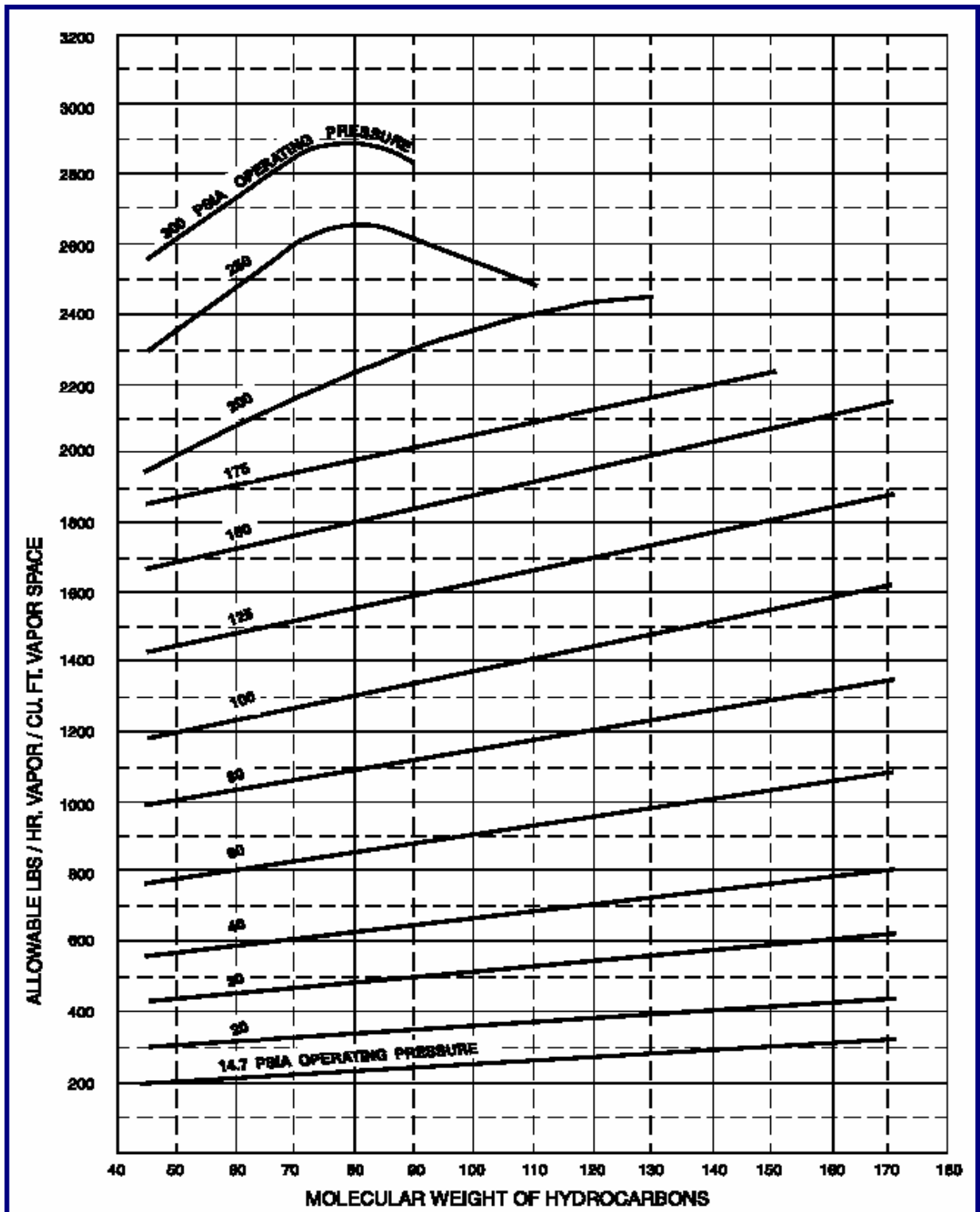


Figura D.5 Espacio de vapor permitido para evaporadores tipo kettle.

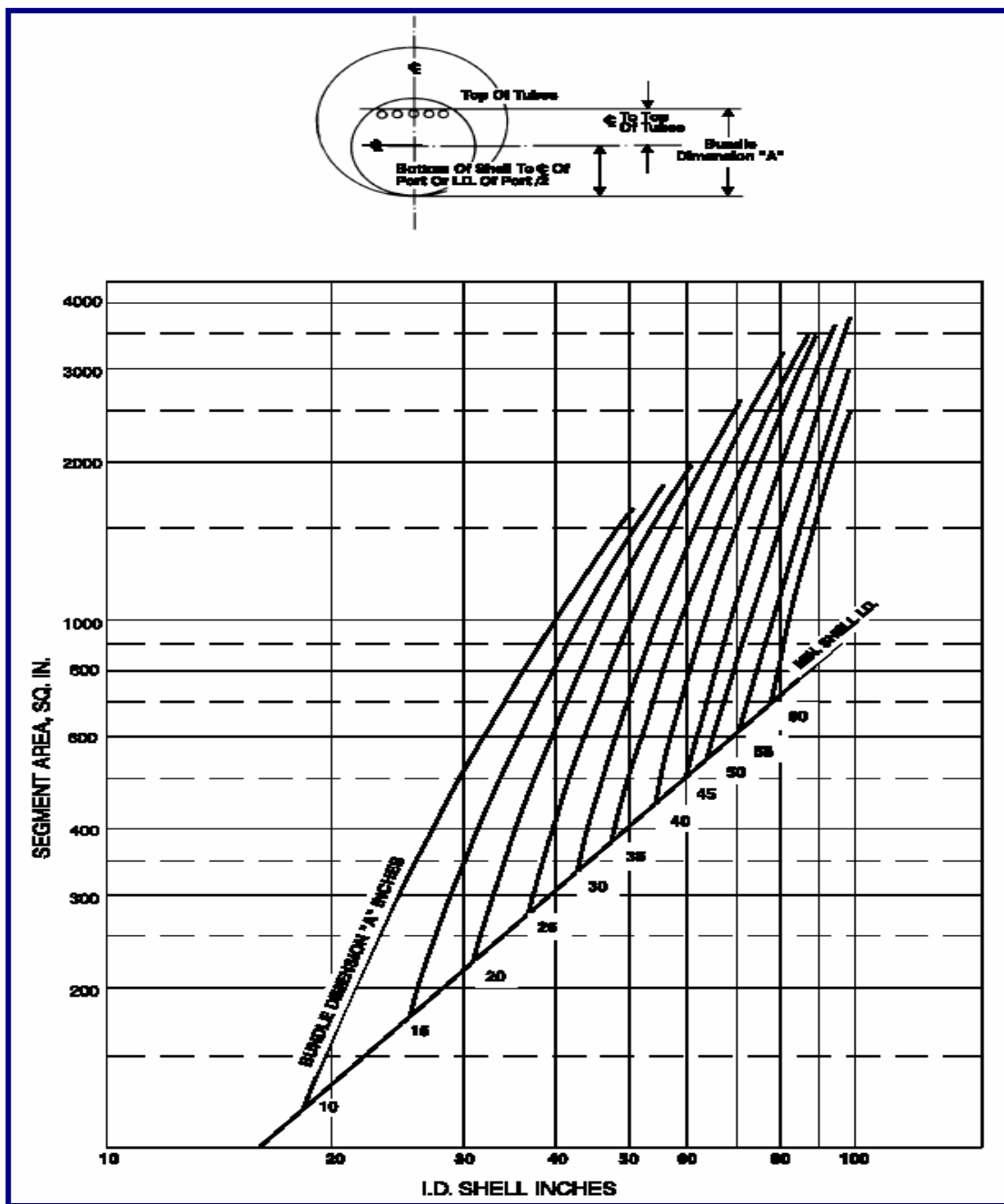


Figura D.6 Tamaño de la coraza para evaporadores tipo kettle<sup>18</sup>

**APÉNDICE E**  
**INTERCAMBIADORES DE ENFRIAMIENTO POR AIRE**

**Tabla E.1** Coeficientes globales de transferencia de calor típicos para enfriadores por aire. <sup>[18]</sup>

Service	1 in. Fintube			
	½ in. by 9		¾ in. by 10	
	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>
1. Water & water solutions				
(See note below)				
Engine jacket water (r <sub>d</sub> = 0.001)	110	7.5	130	6.1
Process water (r <sub>d</sub> = 0.002)	95	6.5	110	5.2
50-50 ethylene glycol- water (r <sub>d</sub> = 0.001)	90	6.2	105	4.9
50-50 ethylene glycol- water (r <sub>d</sub> = 0.002)	80	5.5	95	4.4
2. Hydrocarbon liquid coolers				
Viscosity, cp, at avg. temp.	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>
0.2	85	5.9	100	4.7
0.5	75	5.2	90	4.2
1.0	65	4.5	75	3.5
2.5	45	3.1	55	2.6
4.0	30	2.1	35	1.6
6.0	20	1.4	25	1.2
10.0	10	0.7	13	0.6
3. Hydrocarbon gas coolers				
Pressure, psig	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>
50	30	2.1	35	1.6
100	35	2.4	40	1.9
300	45	3.1	55	2.6
500	55	3.8	65	3.0
750	65	4.5	75	3.5
1000	75	5.2	90	4.2
4. Air and flue-gas coolers Use one-half of value given for hydrocarbon gas coolers.				
5. Steam Condensers (Atmospheric pressure & above)				
	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>
Pure Steam (r <sub>d</sub> = 0.0005)	125	8.6	145	6.8
Steam with non-condensibles	60	4.1	70	3.3
6. HC condensers				
Condensing* Range, °F	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>
0° range	85	5.9	100	4.7
10° range	80	5.5	95	4.4
25° range	75	5.2	90	4.2
60° range	65	4.5	75	3.5
100° & over range	60	4.1	70	3.3
7. Other condensers				
	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>	U <sub>b</sub>	U <sub>s</sub>
Ammonia	110	7.6	130	6.1
Freon 12	65	4.5	75	3.5

Notes: U<sub>b</sub> is overall rate based on bare tube area, and U<sub>s</sub> is overall rate based on extended surface.  
Based on approximate air face mass velocities between 2600 and 2800 lb/(hr·sq ft. of face area).  
\*Condensing range – hydrocarbon inlet temperature to condensing zone minus hydrocarbon outlet temperature from condensing zone.

Fin Height by Fins/inch	1/2 in. by 9		5/8 in. by 10		
APF, sq ft/ft	3.80		5.58		
AR, sq ft/sq ft	14.5		21.4		
Tube Pitch	2 in. Δ	2 1/4 in. Δ	2 1/4 in. Δ	2 3/8 in. Δ	2 1/2 in. Δ
APSF (3 rows)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 rows)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 rows)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 rows)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8

Notes: APF is total external area/ft of fin tube in sq ft/ft. AR is the area ratio of fin tube compared to the exterior area of 1 in. OD bare tube which has 0.262 sq ft/ft. APSF is the external area in sq ft/sq ft of bundle face area.

Figura E.1 Datos para tubos aleteados de 1 pulgada de diámetro externo. [18]

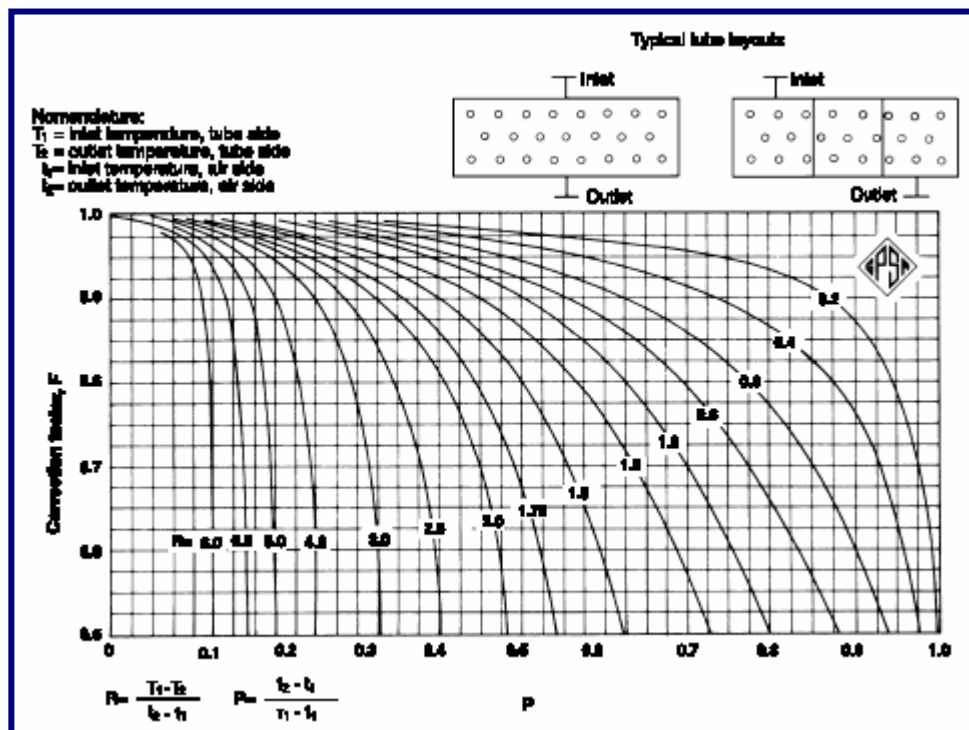


Figura E.2 Factor de corrección MLDT para tubos de un paso. [18]



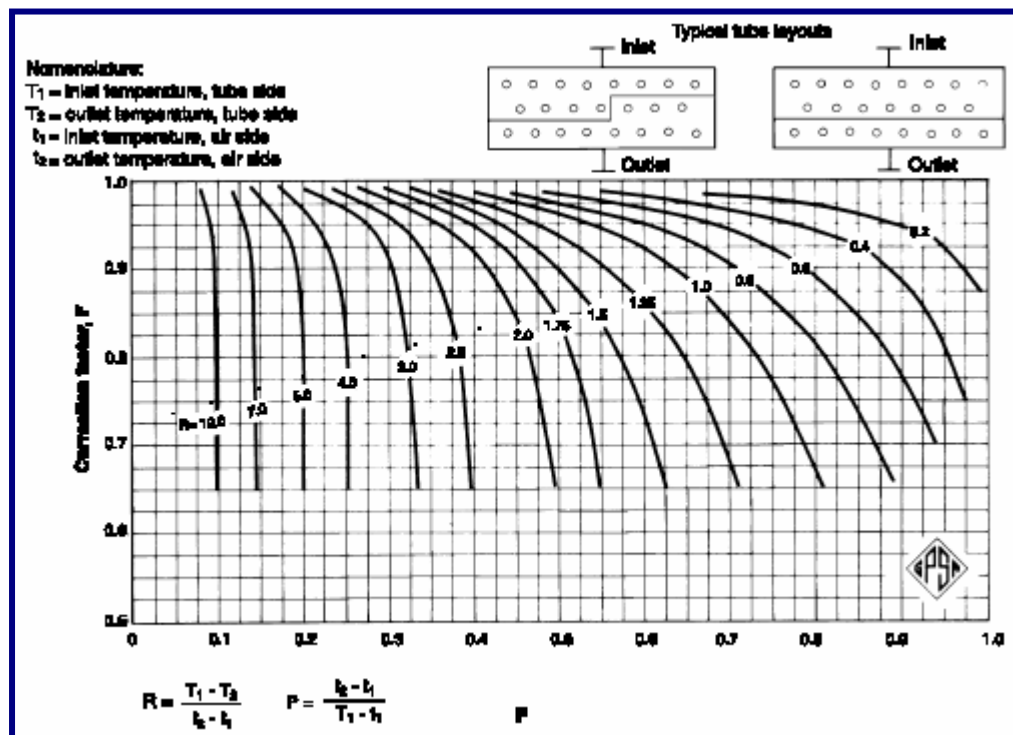


Figura E.3 Factor de corrección MLDT para tubos de 2 pasos. <sup>[18]</sup>

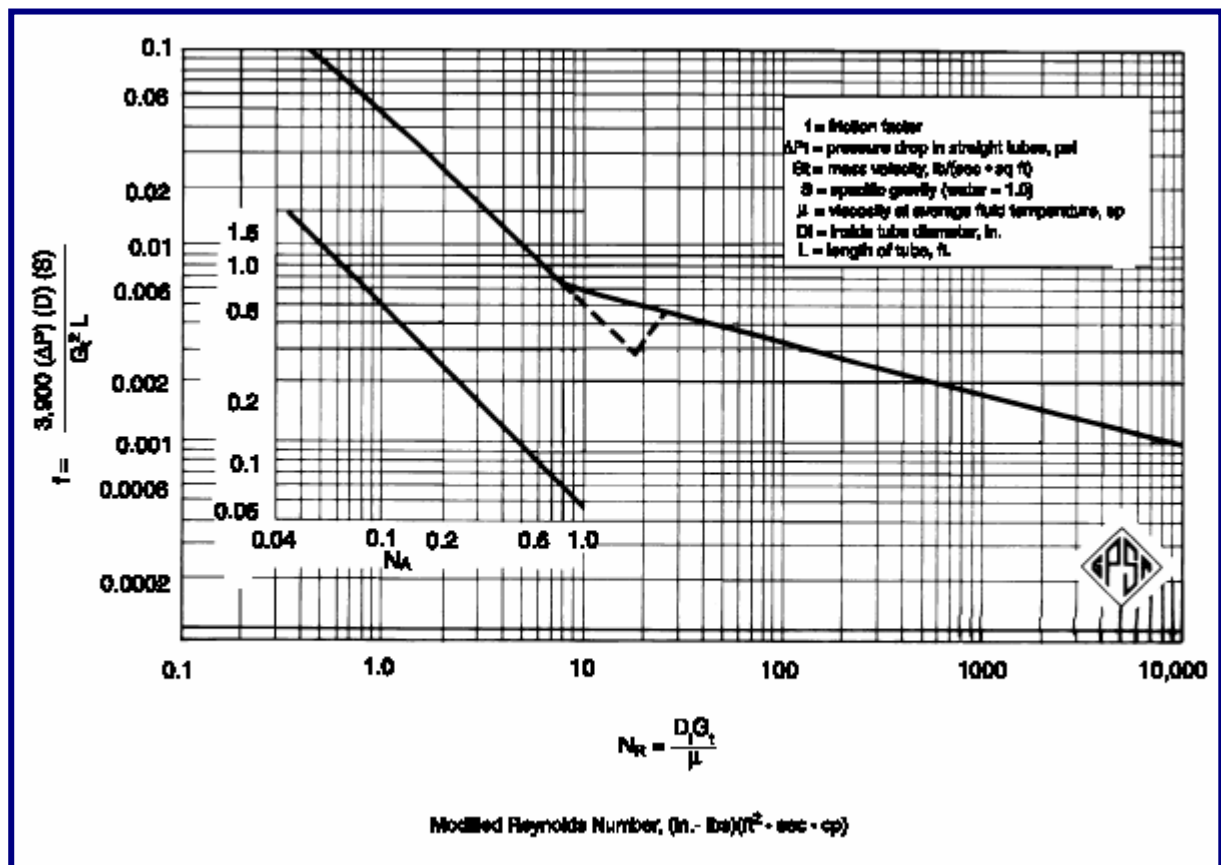
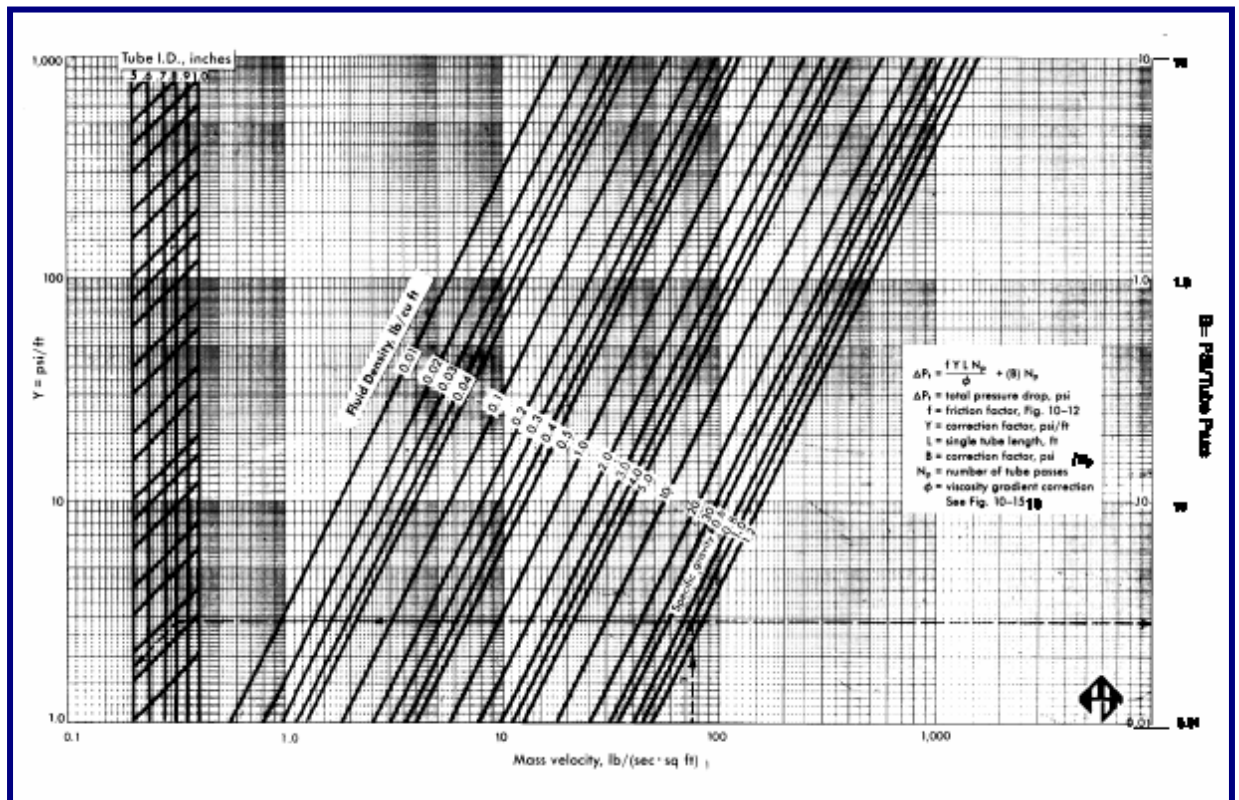


Figura E.4 Factores de fricción para fluidos en el interior de tuberías. <sup>[18]</sup>



**Figura E.5** Factores de corrección B y Y para caída de presión de fluidos en el interior de tubos. [18]

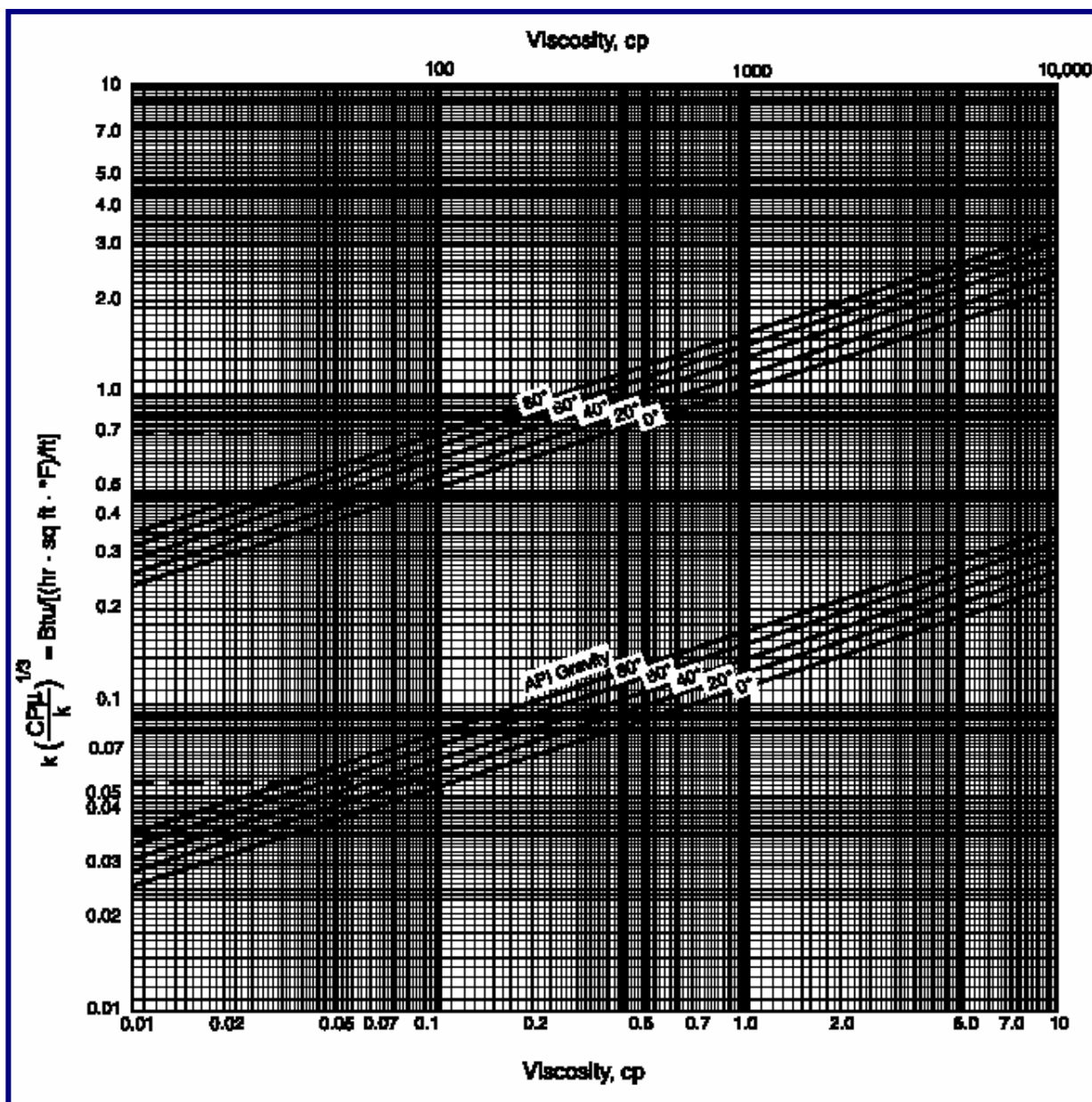


Figura E.6 Factor de propiedades físicas para hidrocarburos líquidos. <sup>[18]</sup>

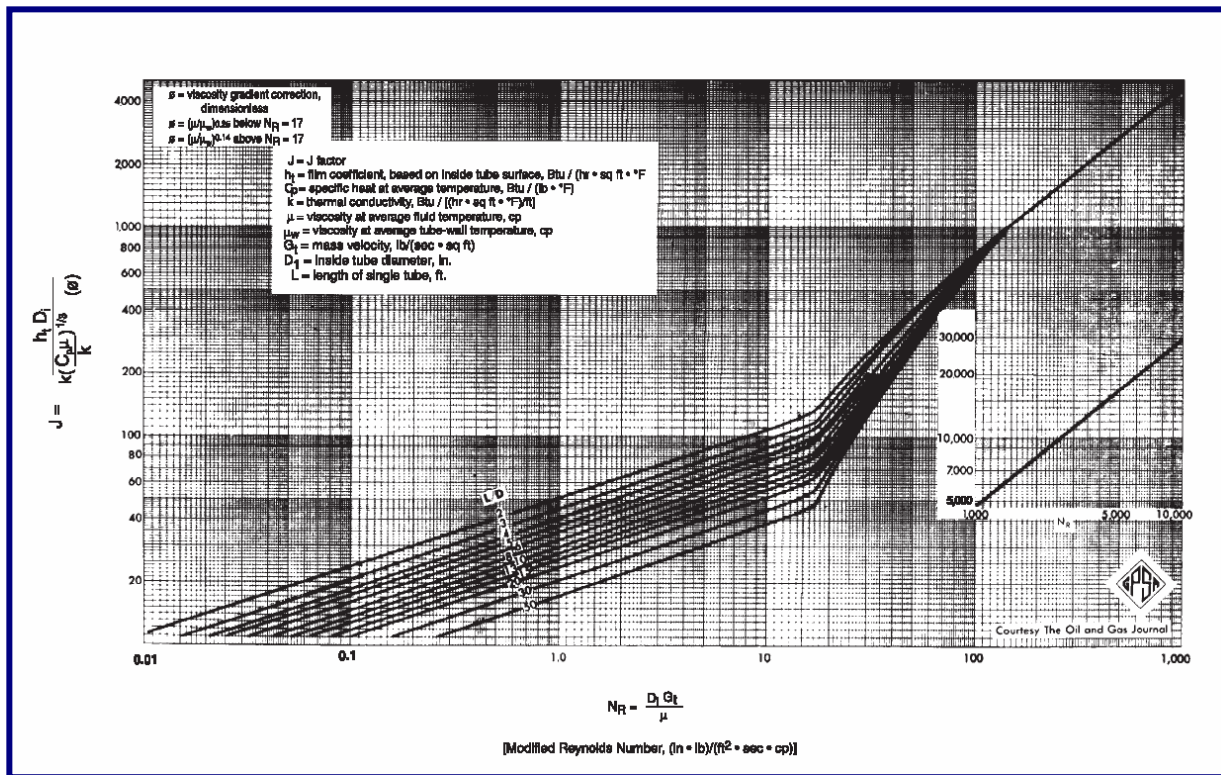


Figura E.7 Factor de transferencia de calor J usado para calcular el coeficiente de película del lado de los tubos. <sup>[18]</sup>

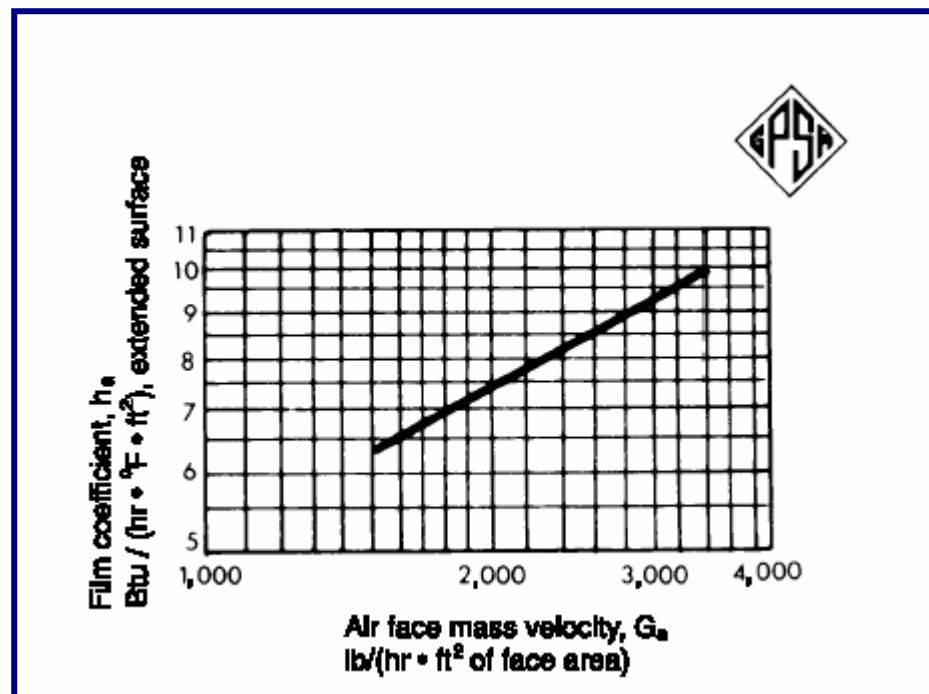


Figura E.8 Coeficiente de película del lado aire. <sup>[18]</sup>

Correction factor * when $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	Correction Factor, $\phi$
1. Hydrocarbon vapor; steam; water	1.0
2. Hydrocarbon liquids (18 to 48 API), MEA/DEA solutions	0.96
3. Water/glycol solutions; heat transfer fluids	0.92
4. Lube oils; heavy petroleum fractions (10 to 18 API)	0.85

\* When  $N_r < 17$ ,  $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$ . A Reynolds number of less than 17 is only likely for lube oils or heavy petroleum fractions. The minimum recommended value of  $\phi$  to use in Step 10 is 0.80, even though the calculated value may be lower.

Figura E.9 Factor de corrección de la viscosidad. <sup>[18]</sup>

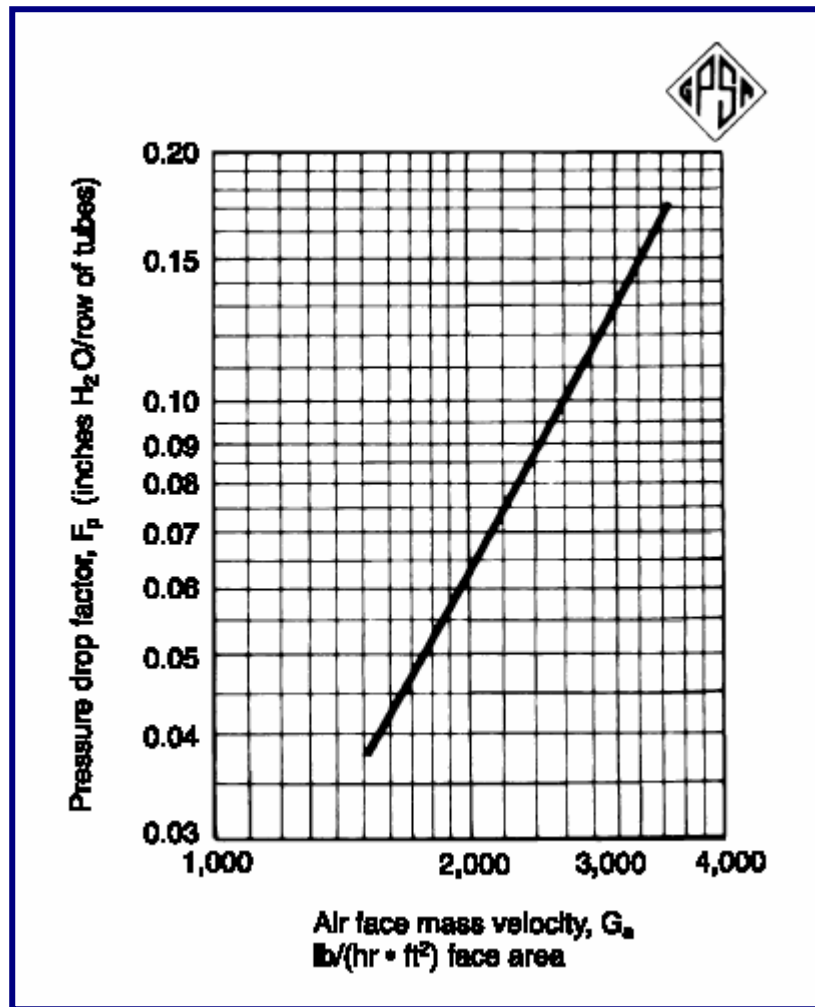
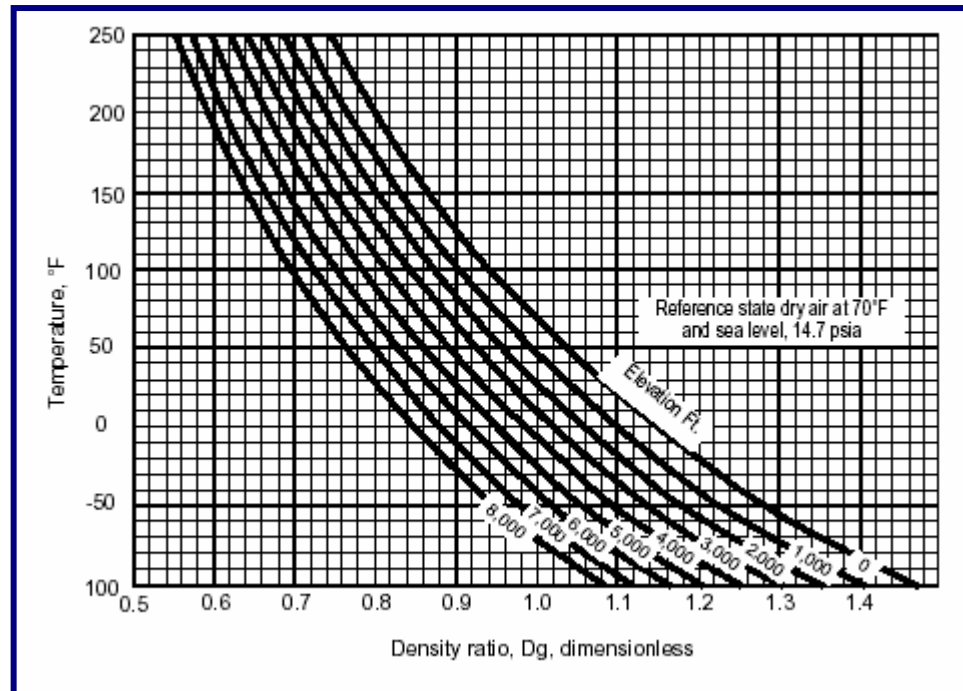


Figura E.10 Caída de presión estática del aire. <sup>[18]</sup>



**Figura E.11** Gráfica para relación de densidades DR del aire. <sup>[18]</sup>



**APÉNDICE F**  
**COMPRESORES**

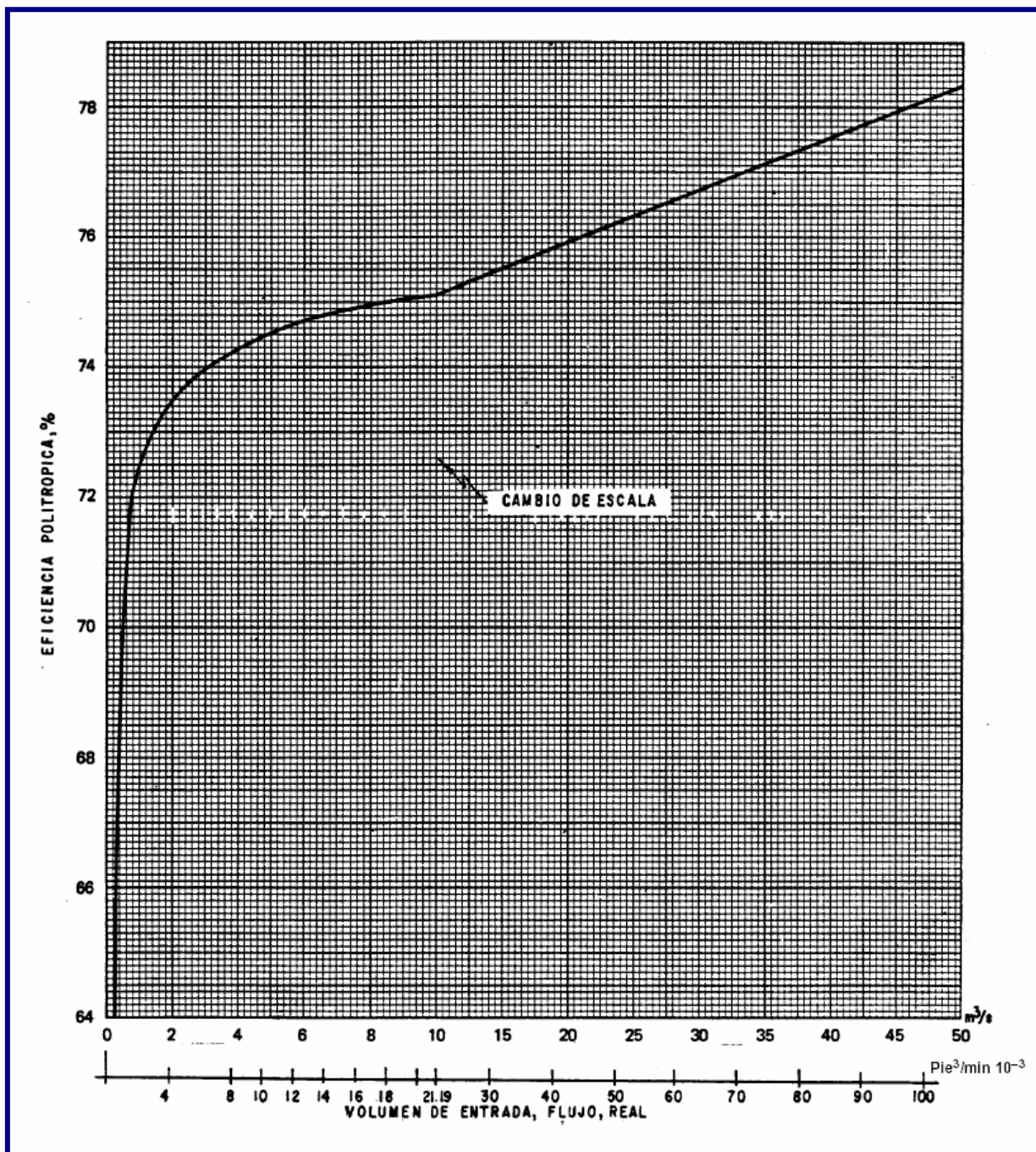


Figura F.1 Eficiencia politrópica para compresores centrífugos. [16]

**Tabla F.2** Características mecánicas de los principales tipos de compresores <sup>[16]</sup>

Tipo Com- presores	Velocidad de rotación Rev/min (Rev/s)	Relación de presión o limitación de cabezal por etapa de compresión	Rango común de eficiencia de compren- sión	Rango común de eficiencia mecánica	Rendi- miento total	Sensibilidad relativa a ensucia- miento y par- ticulas de solidos	niveles de genera- ción de ruido rela- tivo	Sensibili- dad rela- tiva al con- tenido de humedad	Requerimien- tos relativos de manteni- miento
<b>Centrifugo</b>									
Convencio- nal	3000–18000 (50–300)	40000 m	0.70–0.80	0.99		Media	Alto	Media	Bajo
Alta Veloci- dad, Bajo flujo	15000– 33000 (50–170)	8500 m	0.45–0.60	0.96 (Incluye engranaje)		Muy alta	Muy alta	Muy alta	Muy alta
<b>Axial</b>	3000–10000 (50–170)	23000 m	0.75–0.85	0.99		Alta	Muy alto	Alta	Bajo
Ventilador Axial Tipo Intercam- biador de calor	150–750 (2.5–12)	0.25 kpa	—	—	0.30–0.50 (Estático)	Baja	Medio (ate- nuación impractica)	Baja	Medio
Ventilador centrifugo	600–3600 (10–60)	7.5 kpa	—	—	0.50–0.90 (Estático)	Media	Alto	Bajo	Medio
<b>Recipro- cante</b>									
Lubricado	300–1000 (5–15)	r = 5	0.75–0.90	0.95		Alta	Bajo	Muy alta	Alto
No Lubri- cado			0.75–0.90	0.94		Muy alta	Bajo	Alta	muy alto
Diafragma						Alta	Bajo	Bajo	alto
<b>Rotatorio</b>									
Tornillo Heli- coidal de alta Presión	3500–9000 (60–150)	r = 4 a 5	0.74–0.78	0.96		Bajo	Muy alto	Bajo	Media
Tornillo Heli- coidal de baja Pre- sión	1750–3500 (30–60)	r = 2 a 3	0.70–0.78 (Aumenta a medida que r decrece)	0.95		Media	Alto	Media	Medio
Tornillo espiral de baja presión	1600–4500 (25–75)	r = 30	0.7	0.95		Media	Alto	Media	Medio
Lóbulo Recto		r = 1.7	0.66–0.70	0.95		Media	Alto	Media	Medio
Alabe Directo Deslizante	450–1800 (7–30)	r = 4.4	0.90	0.95		Muy alta	Alto	Muy alta	Muy alto
Anillo Líquido	200–3500 (3–60)	r = 2.5 Diseño espe- cial para ser- vicio de aire (r=8.0)	—	—	0.35–0.50	Baja	Medio	Ninguna	Medio

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

TÍTULO	DISEÑO CONCEPTUAL DEL SISTEMA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA DE UNA PLANTA DE GAS NATURAL LICUADO EN GÜIRIA, ESTADO SUCRE.
SUBTÍTULO	

AUTOR (ES):

APELLIDOS Y NOMBRES	CÓDIGO CULAC / E MAIL
<b>Benavides C., Vanessa D.</b>	CVLAC: 16.711.935 E MAIL: benavides.vane@gmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

PALABRAS O FRASES CLAVES:

DISEÑO

GAS NATURAL LICUADO

SISTEMA DE REFRIGERACIÓN MECÁNICA

PLANTA

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ÁREA	SUBÁREA
INGENIERÍA Y CIENCIAS APLICADAS	INGENIERÍA QUÍMICA

**RESUMEN (ABSTRACT):**

El diseño conceptual del sistema de refrigeración mecánica de una planta de gas natural licuado requirió de la elaboración de un modelo de simulación del sistema, para lo cual se empleó como herramienta el simulador HYSYS Process a fin de caracterizar las corrientes de proceso. Los resultados arrojados por la simulación se emplearon como datos para el dimensionamiento de los separadores, acumuladores, e intercambiadores de calor, el cual estuvo basado en la normativa establecida en el Manual de Diseño de Procesos de PDVSA y el libro de datos de ingeniería Gas Processors suppliers Asociation (GPSA), obteniendose equipos de magnitudes apreciables que suponen la disposición de gran espacio para su ubicación, , igual ocurre con los interambiadores de calor tipo kettle diseñados, los cuales por tener altos flujos de calor implican áreas de gran magnitud. Con el diseño de los enfriadores por aire se obtuvieron sus características principales. Finalmente se determinó el requerimiento de energía del compresor empleando para ello el manual PDVSA.

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

CONTRIBUIDORES

APELLIDOS Y NOMBRES	ROL / CÓDIGO CVLAC / E MAIL				
Prof: Moreno., Luis	ROL	CA	AS x	TU	JU
	CVLAC:	8.987.972			
	E_MAIL	luismorenog@cantv.net			
	E_MAIL				
Ing: Fuentes ., Jennifer	ROL	CA	AS	TU x	JU
	CVLAC:	8.286.065			
	E_MAIL	fuentesjr@pdvsa.com			
	E_MAIL	Jennifer.fuentes0@gmail.com			
Prof: Rodríguez ., Edgar	ROL	CA	AS	TU	JU x
	CVLAC:	4.012.952			
	E_MAIL	rmedgar5@gmail.com			
	E_MAIL				
Prof: Ochoa ., Osvaldo	ROL	CA	AS	TU	JU x
	CVLAC:	3.995.379			
	E_MAIL	ochoa.osvaldo@gmail.com			
	E_MAIL				

FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:

2009	02	18
AÑO	MES	DÍA

LENGUAJE: ESPAÑOL

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

ARCHIVO (S):

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
TESIS: Diseño conceptual planta gnl.doc	Application/msword

CARACTERES EN LOS NOMBRES DE LOS ARCHIVOS: A B C D E F G H I J K  
L M N O P Q R S T U V W X Y Z. a b c d e f g h i j k l m n o p q r s t u v w x y  
z. 0 1 2 3 4 5 6 7 8 9.

ALCANCE

ESPACIAL: \_\_\_\_\_

TEMPORAL: \_\_\_\_\_

TÍTULO O GRADO ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Ingeniero Químico

\_\_\_\_\_

NIVEL ASOCIADO CON EL TRABAJO:

Pregrado

\_\_\_\_\_

ÁREA DE ESTUDIO:

Departamento de Ingeniería Química

---

INSTITUCIÓN:

Universidad de Oriente, Núcleo de Anzoátegui

---

METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO

DERECHOS

De acuerdo al artículo 44 del reglamento de trabajo de grado:

“Los trabajos de grado son de la exclusiva propiedad de la Universidad de  
Oriente y sólo podrán ser utilizados para otros fines, con el consentimiento  
del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo  
Universitario”.

---

---

**AUTOR**

Br. Vanessa Benavides

**ASESOR**

Prof. Luis Moreno

**JURADO**

Prof. Osvaldo Ochoa

**JURADO**

Prof. Edgar Rodríguez

**POR LA SUBCOMISIÓN DE TESIS**

Prof. Yraima Salas