

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



**EVALUACION DEL DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACION DE LOS  
INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN “C” DE LA PLANTA DE  
FRACCIONAMIENTO DE JOSE**

REALIZADO POR:

Barrios P. Arianny I.

López M. Meilyng D.

Monografía de grado presentada ante la universidad de oriente como requisito parcial  
para optar al título de  
**INGENIERO QUIMICO**

Barcelona, agosto del 2010

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



**EVALUACION DEL DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACION DE LOS  
INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN “C” DE LA PLANTA DE  
FRACCIONAMIENTO DE JOSE**

**ASESOR**

---

**Ing. Nelson Ferreira (M.Sc.).**

Barcelona, agosto del 2010

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



**EVALUACION DEL DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACION DE LOS  
INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN “C” DE LA PLANTA DE  
FRACCIONAMIENTO DE JOSE**

**Revisado Por:**

---

**Ing. Nelson Ferreira (M.Sc.).**

Barcelona, agosto del 2010

## **RESOLUCIÓN**

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 SOLO PODRAN SER UTILIZADOS PARA OTROS FINES CON EL CONSENTIMIENTO DEL CONSEJO DE NUCLEO RESPECTIVO, QUIEN DEBERA PARTICIPARLO PREVIAMENTE AL CONSEJO UNIVERSITARIO, PARA SU AUTORIZACION”

## DEDICATORIA

- A Dios, por estar conmigo
- A mi madre por creer siempre en mi y apoyarme, este logro también es tuyo.
- A mi padre por apoyarme siempre y brindarme tu ayuda, este logro también es tuyo
- A mi madrina María por ser como mi segunda madre
- A mis amigos y compañeros, ustedes saben quienes son
- A mi amor por ser mi apoyo y compañero en todo momento
- A mi abuela querida que estés donde estés se que estas orgullosa de mi
- A mi hermano para enseñarte que querer es poder
- A la Señora Luisa de Márquez por ayudarme a entrar a la Universidad, gracias a usted dime mi primer paso para cumplir mi meta graduarme de Ingeniero Químico.

Barrios Arianny

Quiero agradecer muy humildemente a mi dios y a la virgen por haberme dado el don de la inteligencia, la sed del conocimiento, la perseverancia inalcanzable; necesaria para alcanzar las metas propuestas y por permitirme culminar maravillosamente esta etapa de mi vida.

También le agradezco a mis padres por guiar mi camino hacia un sendero de bienestar, salud, progreso y superación. A mi mamita linda que me dio el don de la vida, me ayudo a dar mis primeros pasos, con su alcanzable perseverancia me dio todo lo que estuvo a su alcance, por lo cual siempre estaré muy agradecida y no pasa un día que no piense en ti, a mi viejo querido gracias por estar ahí, cuando te necesito en todo momento y por el esfuerzo tan grande que has hecho para sacarme adelante. Todo tiene su recompensa. Los amo y siempre serán mi orgullo y razón de existir. A mis hermanos gracias.

A los profesores por haberme trasmitido sus conocimientos.

A mi asesor Nelson Ferreira por haberme guiado y que de una o otra manera ha aportado un granito de arena para la culminación de esta meta, muchas gracias ( por aguantar a sus dolores de cabeza jaja).

A mi compañera y amigos (todos), familiares, por estar ahí para mi brindándome todo su colaboración y apoyo. Vida para todos.

A yehi simplemente por ser y estar. Te quiero y mil gracias.

A todos mis compañeros de las áreas de grado, porque con sus presentaciones me dejaron absorber sus conocimientos, me hicieron reír full y bla, bla. La verdad fue un grupo bastante bueno sin excepción.

**MEILYNG**

## **AGRADECIMIENTO**

- A Dios, por permitirme llegar hasta aquí, por no abandonarme nunca y darme todos los días esa fuerza vital para seguir adelante.
  
- A la Universidad de Oriente, por darme la oportunidad de crecer profesionalmente y a los profesores del Departamento de Ingeniería Química.
  
- Al asesor académico, por su ayuda brindada.
  
- A PDVSA GAS, por permitirnos visitar sus instalaciones e información dada.
  
- A Andres Y Rosmary por ayudarme brindada en la búsqueda de información ¡Gracias!
  
- A todos mis compañeros de las áreas por estar siempre apoyándome

Barrios Arianny

Esta es la culminación de una etapa muy importante en mi vida en la cual dedico de todo corazón este triunfo a todas a aquellas personas que estuvieron allí ayudándome, brindándome oportunidades y apoyándome para lograr una de mis metas mas anheladas, graduarme de Ingeniero Químico.

A Dios por darme la fuerza, voluntad y inteligencia para culminar mi carrera y vencer los obstáculos a lo largo de mi vida.

A mis padres, por su apoyo, dedicación y la ayuda brindada a lo largo de mi vida, mis triunfos son para ellos y son sus recompensas, mami aunque en este momento no estas conmigo es para ti, Te extraño me haces mucha falta y para mi viejo te quiero gracias por estar.

A mis hermanos porque son mi sangre y este triunfo también es de ustedes.

A una persona muy especial en mi vida que siempre me apoya, me aguanta y estas ahí para mi brindándome todo su cariño... gracias. Se te quiere.

A mis familiares tías, primas que siempre me han apoyado a lo largo de estos últimos años y me han tendido una mano cuando me sentido desfallecer, se los agradezco de todo corazón. En especial al chino nunca tendre como pagarte lo que has hecho por mi.

No podían faltar mis verdaderos amigos (karol, victor y Ale) y a otros que no menciono pero igual son valiosos, con quienes compartir y viví momentos inolvidables que tal vez algún día volverán. Suerte y les deseo mucho éxito.

Ah no podía faltar mi compañera Ari por brindarme su amistad, apoyo, ayuda, comprensión y etc. ha sido una muy buena experiencia tenerla como compañera no tengo nada de que quejarme, mas bien aprendido mucho de ella. Gracias por todo, espero la amistad siga. Muchos éxitos, salud, vida y logros.

Por ultimo a las locas, que no me dejan tranquila gracias por brindarme su amistad y hacerme reir. kiss

**MEILYNG**

## RESUMEN

En este trabajo se estableció como objetivo evaluar el dimensionamiento y especificación de los intercambiadores de calor del tren C de la Planta de Fraccionamiento Jose. La evaluación se inicio con el conocimiento del proceso de fraccionamiento del LGN que se lleva a cabo en la planta y con la recopilación de información referente a las condiciones de diseño de la misma. Se elaboró una guía para el diseño de un intercambiador de calor de tubo y coraza y para evaluar el dimensionamiento de un rehervidor termosifón horizontal. Se realizó un modelo de simulación del proceso de fraccionamiento del Tren C utilizando el simulador PRO/II con PROVISION versión 8.1 a las condiciones de diseño, 50MBD de alimentación del tren C. Se validó el modelo de simulación a las condiciones de diseño con desviaciones mayor al 2% con respecto a lo de datos de diseño. Luego se realizó un estudio de análisis de sensibilidad con los datos operacionales. Los resultados del análisis de sensibilidad fueron comparados con los valores de diseño en cuanto a composición de los productos, flujo de los productos, temperaturas de las torres, transferencia de calor, temperatura de entrada y salida, flujo y área requerida de intercambiadores de calor, se observó que no ocurren grandes variaciones en los componentes que nos interesan, destacando que en la corriente pentano, el n-pentano presenta un porcentaje de desviación de 6,99% y en la gasolina un porcentaje de 12,18%. En cuanto a las transferencia de calor en los intercambiadores de calor que conforman el tren C, los equipos sobrepasan el límite de operabilidad a excepción del rehervidor de gasolina (D21100619) y el condensador de la desbutanizadora (D21100602) con un porcentaje de desviación de 19,9 % y 4,74% respectivamente.

## TABLA DE CONTENIDO

RESOLUCIÓN .....	iv
DEDICATORIA .....	v
AGRADECIMIENTO .....	vii
RESUMEN.....	ix
TABLA DE CONTENIDO.....	x
LISTA DE FIGURAS .....	xv
LISTA DE TABLAS .....	xvii
CAPITULO I.....	1
INTRODUCCIÓN .....	1
1.1 Presentacion de la empresa.....	1
1.2 Planteamiento del problema .....	3
1.3 Objetivos.....	4
1.3.1 Objetivo general .....	4
1.3.2 Objetivos especificos.....	5
CAPITULO II .....	6
MARCO TEÓRICO.....	6
2.1 Antecedentes.....	6
2.2 Gas natural.....	7
2.3 Transferencia de calor .....	8
2.3.1 Mecanismos básicos de transferencia de calor .....	9
2.3.2 Principales equipos de transferencia de calor.....	10
2.3.2.1 Intercambiadores de tubo y coraza .....	10
2.3.2.1.1 Definición de los principales componentes de los intercambiadores de calor de tubo y coraza .....	13
2.4 Clasificación de los intercambiadores de calor .....	16
2.4.1 Clasificación por la distribución de flujo.....	16

2.4.1.1 Distribución de flujo en paralelo, los fluidos caliente y frio, entran por el mismo extremo del intercambiador, fluyen a través de el en la misma dirección y salen por el otro extremo.....	16
2.4.1.2. Distribución de flujo en contracorriente, los fluidos caliente y frio entran por los extremos opuestos del intercambiador y fluyen en direcciones opuestas. ....	16
2.4.1.3. Distribución en flujo cruzado de un solo paso, un fluido se desplaza dentro del intercambiador perpendicularmente a la trayectoria del otro fluido-...	17
2.4.1.4. Distribución en flujo cruzado de paso múltiple, un fluido se desplaza transversalmente en forma alternativa con respecto a la otra corriente del fluido. ....	17
2.4.2 Clasificación de los intercambiadores según su servicio. [5] .....	17
2.4.3 Clasificación según su aplicación .....	17
2.5 Intercambiadores de calor .....	21
2.7 Tipos de haces de tubos .....	25
2.8 Tubos y pasos de tubos .....	26
2.9. Arreglo de tubos .....	28
2.10. Ubicación de las corrientes .....	29
2.11. Procedimiento basico de diseño de un intercambiador de calor .....	30
2.12. Consideraciones generales de diseño .....	32
2.13. Valoracion del diseño preliminar .....	34
2.14. Caída de presión de y transferencia de calor del lado de la coraza .....	34
2.14.1. Coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza.....	34
2.14.2 Caída de presión del lado de la coraza.....	35
2.14.3. Caida de presion del lado del tubo.....	37
2.15. Intercambiadores enfriados por aire .....	38
2.16 Condensadores .....	38
2.16.1 Características de condensadores .....	38
2.18 Rehervidores .....	39

2.18.1 Circulación Natural.....	40
2.18.2 Circulación forzada.....	40
2.18.3 Clasificación de acuerdo a la orientación de la carcaza .....	41
2.19. Diseño de intercambiadores.....	42
2.20 Simulacion de procesos .....	43
2.20.1 PRO/II with PROVISION .....	44
2.20.2 Selección del método termodinámico.....	46
CAPÍTULO III.....	48
DESARROLLO DEL PROYECTO .....	48
3.1 Descripción del proceso de fraccionamiento de la planta de jose. ....	48
3.2 Composición diseño de la alimentación a la planta.....	54
3.3. Descripción de equipos.....	55
3.3.1. Descripción de las torres de fraccionamiento .....	56
3.3.2 Descripción general de los intercambiadores de calor .....	56
3.3.3. Bombas centrífugas .....	57
3.3.4. Sistema de aceite caliente .....	58
3.5 Desarrollo del trabajo .....	59
3.5.1 Revisión bibliográfica.....	59
3.5.2. Establecer las bases y criterios para dimensionar los intercambiadores de calor .....	59
3.5.3. Especificacion de los datos de diseño de los intercambiadores de calor del tren C .....	60
3.5.4. Simulacion del proceso de fracionamiento del tren C .....	60
3.6. Validación del modelo de diseño.....	60
3.6.1. Composición y bases de diseño en el simulador .....	61
3.6.1.1. Parámetros de diseño a la entrada del tren C.....	61
3.6.1.2. Composición de diseño de la alimentación al tren C.....	62
3.6.2. Sistema termodinámico usado .....	62

3.6.3 La simulación de los equipos fue llevado a cabo de la siguiente manera:	64
.....	64
3.6.3.1 Torres de fraccionamiento .....	64
3.6.3.2 Procedimiento a seguir para la simulación de la torre despropanizadora.....	65
3.6.3.2.1 Introducción de los datos de diseño a la columna .....	66
3.6.3.2.2 Especificación de las presiones de la torre .....	66
3.6.3.2.3 Especificación de las corrientes y productos de la torre.....	67
3.6.3.2.4 Especificación de los datos en el rehervidor de la torre .....	67
3.6.3.2.5 Especificación de los datos en el condensador de la torre.....	68
3.6.3.2.6 Estimaciones iniciales de la torre .....	68
3.6.3.2.7 Especificaciones de las variables de la torre.....	69
3.6.3.3 Intercambiadores de calor.....	70
3.6.3.3.1 Guía para el diseño y dimensionamiento de cualquier intercambiador de calor.....	70
3.6.3.3.2 Diseño preliminar de un intercambiador tubo y coraza y evaluación del dimensionamiento de un rehervidor termosifon horizontal.....	73
3.6.3.3.3 Pasos a seguir para la simulación del intercambiador LGN- propano.....	97
3.6.3.3.3.1 Colocación de los datos de diseño del intercambiador LGN- propano en el simulador .....	98
3.6.3.3.3.2 Datos de diseño de los baffles del intercambiador de LGN- propano.....	98
3.6.3.3.3.3 Datos de la configuración del intercambiador de LGN- propano.....	99
3.6.3.3.3.4 Datos de diseño de los tubos del intercambiador de LGN- propano.....	99
3.6.3.3.3.5 Datos de los coeficientes del intercambiador de LGN- propano.....	100

3.6.3.3.4 Datos de las presiones del intercambiador de LGN-propano	100
3.6.3.3.5 Datos de las características del material de diseño del intercambiador de LGN-propano	101
3.6.4. Comparación de los valores de diseño con los valores de campo.	105
CAPITULO IV	107
DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	107
4.1. Bases para el diseño y dimensionamiento de los intercambiadores de calor del tren c de la planta de fraccionamiento jose	107
4.2 Datos de diseño de los equipos e intercambiadores de calor del tren C	113
4.3 Resultados de la validación del proceso de fraccionamiento del tren C	116
4.4 Resultados obtenidos en la validacion del modelo de diseño del tren C.	118
4.5 Resultados del analisis de sensibilidad de los datos de campo del proceso de fraccionamiento del tren C	121
4.6 Comparación de los valores de diseño con los valores del análisis de sensibilidad	127
4.7 Conclusiones	140
BIBLIOGRAFÍA	142
METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:	144

## LISTA DE FIGURAS

Figura 1.1 Ubicación geográfica del complejo criogénico de oriente .....	2
Figura 1.2 plano general de la planta de fraccionamiento José.....	3
Figura 2.1 Perfil de temperatura en un intercambiador de calor de tubo y coraza. ....	12
Figura 2.2 Partes de un intercambiador de calor de tubo y coraza .....	12
Figura 2.3 Componentes básicos de un intercambiador de calor de tubo y coraza .....	13
Figura 2.4 Distribución de flujo en paralelo en un intercambiador de calor.....	16
Figura 2.5 Distribución de flujo en contracorriente en un intercambiador de calor ...	17
Figura 2.6 Designación del tipo TEMA para los intercambiadores de calor de tubos y carcaza. (Standards of exchanger manufactures asociación 6ª ed. 1978) .....	22
Figura 2.7 Diagramas esquematicos del tipos mas comunes de la TEMA. (Del butterworth, D “(1988) en two phase flow heat exchanger) .....	23
Figura 2.8 Un intercambiador de calor semejante al de la figura excepto que este esta diseñado con un cabezal flotante para acomodar la expansión térmica diferencial entre los tubos y la coraza. ....	26
Figura 2.9 (a) Intercambiador de calor de tubo y coraza, coraza de un solo paso con deflectores, un tubo en U sencillo y (b) Intercambiador de calor de tubo y coraza con tubos en U con aletas.....	27
Figura 2.10 Intercambiador de calor de tubo y coraza, coraza de un solo pasó con deflectores, dos pasos de tubos diseñado para hacer limpieza mecánica en el interior de los tubos.....	27
Figura 2.11. Tipos de arreglos de tubos .....	29
Figura 2.12 El programa de valoración.....	34
Figura 2.13 Selección de métodos termodinámicos para sistemas de Hidrocarburos	46
Figura 3.1 Esquema del sistema de precalentamiento .....	49
Figura 3.2 Esquema general del proceso de fraccionamiento.....	53
Figura 3.3 Intercambiadores de calor del sistema de aceite caliente .....	54

Figura 3.4 Diagrama de flujos de procesos para los intercambiadores de calor del sistema de precalentamiento del tren C.....	103
Figura 3.5 Diagrama de flujo para el proceso de fraccionamiento del tren C .....	104
Figura 4.1 Diagrama proceso de los intercambiadores de calor que conforman el sistema de precalentamiento del tren C.....	116
Figura 4.2 Diagrama del proceso de fraccionamiento del tren C.....	117

## LISTA DE TABLAS

Tabla 3.1 Composición de diseño de la alimentación del tren de procesos.....	55
Tabla 3.2. Eficiencia de las torres de fraccionamiento .....	64
Tabla 3.3. Composición operacional de la alimentación al tren C.....	105
Tabla 4.1. Parámetros de diseño a la entrada del tren C .....	107
Tabla 4.2. Composición de diseño de la alimentación de entrada del tren C .....	108
Tabla 4.3 Servicios y equipos .....	109
Tabla 4.4. Temperatura de diseño de entradas y salidas de los intercambiadores que conforman el tren C.....	110
Tabla 4.5. Parámetros de diseño de los productos a la salida de la planta.....	111
TABLA 4.6 Condiciones diseño de las torres de fraccionamiento .....	113
Tabla 4. 7 Características de diseño de las torres de fraccionamiento.....	114
Tabla 4.8 Características de diseño de los intercambiadores de calor del tren c .....	115
Tabla 4.9 Valores composición, flujos, temperaturas y presiones de diseño de las torres vs validación .....	118
Tabla 4.9 Valores composición, flujos, temperaturas y presión de diseño vs validación (continuación).....	119
Tabla 4.9 Valores composición, flujos, temperaturas y presión de diseño vs validación (continuación).....	120
Tabla 4.10 Valores composición, flujos, temperaturas y presiones.....	121
Tabla 4.10 Valores composición, flujos, temperaturas y presiones (continuación).....	122
Tabla 4.11 Capacidad de los intercambiadores de calor del tren C .....	123
Tabla 4.12 Temperaturas de entrada y salida de tubos y carcasa de los intercambiadores de calor que conforman el tren C.....	124
Tabla 4.13 Flujos de tubos y carcasa de los intercambiadores que conforman el tren C .....	125
Tabla 4.14 Temperaturas de tope y fondo de las torres que conforman el tren C ....	126

Tabla 4.15 Valores de las áreas requeridas por los intercambiadores de calor que conforman el tren C.....	126
Tabla 4.15 Valores de las areas requeridas por los intercambiadores de calor que conforman el tren C (continuacion) .....	127
Tabla 4.16. Valores de diseño vs valores de los datos de campo. (especificaciones de productos, flujos y tempertauras).....	128
Tabla 4.16. Valores de diseño vs valores de los datos de campo. (especificaciones de productos, flujos y tempertauras) (continuacion).....	129
Tabla 4.16. Valores de diseño vs valores de los datos de campo. (especificaciones de productos, flujos y tempertauras) (continuacion).....	130
Tabla 4.17 comparación de la capacidad de los intercambiadores de calor del tren C (diseño vs dato campo). .....	131
Tabla 4.17 Comparación de la capacidad de los intercambiadores de calor del tren C (diseño vs dato campo). (continuacion) .....	132
Tabla 4.18 Comparación de las temperaturas de entrada y salida de tubos y carcaza (diseño vs datos de campo). .....	133
Tabla 4.18 comparación de las temperaturas de entrada y salida de tubos y carcaza (diseño vs datos de campo). (continuacion).....	134
Tabla 4.19 Comparación las temperaturas de tope y fondo de las torres que conforman el tren C (diseño vs datos de campo). .....	136
Tabla 4.20 Comparación flujos de tubos y caracaza del sistema de precalentamiento (diseño vs datos de campo). .....	137
Tabla 4.20 Comparación flujos de tubos y caracaza del sistema de precalentamiento (diseño vs datos de campo). (continuacion).....	138
Tabla 4.21 Comparación de valores de areas de diseño y las requeridas (validado vs datos de campo).....	139

# CAPITULO I

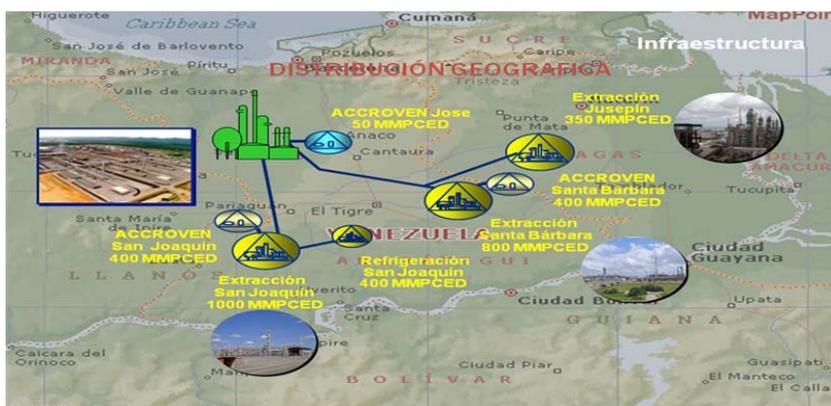
## INTRODUCCIÓN

### 1.1 Presentacion de la empresa

PDVSA es la corporación encargada del desarrollo de la industria petrolera, petroquímica y carbonífera, además planifica, coordina, supervisa y controla las actividades operativas de sus cuatro divisiones, dedicadas a las actividades modulares del negocio: PDVSA Exploración, producción y mejoramiento; PDVSA manufactura y mercadeo; PDVSA refinación, suministro y comercio y PDVSA servicios.

PDVSA Gas, pertenece a la división de manufactura y mercadeo, teniendo bajo su administración al complejo Criogénico de Oriente, siendo este el más grande desarrollo gasífero en Latinoamérica. Su objetivo principal es extraer del gas natural los líquidos con más valor comercial para su utilización como insumo o combustible industrial, comercial y domestico, para uso petroquímico, así como también para su exportación.

El complejo esta constituido por la planta de fraccionamiento y despacho José, ubicada entre las ciudades Barcelona y puerto piritu, al norte del estado Anzoátegui y las plantas de extracción de: santa Bárbara y jusepin en el estado Monagas y San Joaquín en Anaco (Estado Anzoátegui). La figura 1.1, muestra la ubicación geográfica del complejo criogénico de Oriente.



**Figura 1.1 Ubicación geográfica del complejo criogénico de oriente**

La planta de fraccionamiento Jose fue diseñada para recibir 70 MBD de líquidos, que serían procesados en dos trenes de fraccionamiento A y B, cada uno con una capacidad de 35 MBD. Con la ampliación del complejo criogénico de oriente (proyecto ACCRO I), se expandió la capacidad de fraccionamiento a 100 MBD. Posteriormente con el ACCRO II en 1995 se conceptualizó un tercer tren de 35 MBD expandido a 50 MBD (ampliación del tren C José, ATCJ). Además existe un cuarto tren (tren D, proyecto accro IV), como parte de un acuerdo bajo la modalidad “Build-Own-Operate” (BOO), que consiste en el compromiso de una empresa privada, de construir y operar bajo su propio riesgo, prestando así un servicio de fraccionamiento de LGN a PDVSA.

La planta consiste de las siguientes unidades o secciones básicas: instalaciones de entrada a la planta de fraccionamiento, trenes de capacidad de 50 MBD cada uno, trenes A, B y C respectivamente, conformados por cuatro torres de destilación, tratamiento y secado de propano, sistema de refrigeración de proceso y almacenamiento de productos, despacho por muelle y llenadero, sistema de aceite de calentamiento, tratamiento de efluentes, mechorrio de emergencia, mechorrio de servicios, sistema de gas combustible, sistema de agua contra incendio, generación de energía eléctrica, sala de control



**Figura 1.2 plano general de la planta de fraccionamiento José.**

## **1.2 Planteamiento del problema**

La formación de los líquidos del gas natural (LGN) provenientes de la planta de extracción de San Joaquín, Santa Barbará y Jusepin, constituyen la alimentación de la planta de fraccionamiento y despacho José, la cual se distribuye equitativamente en recipientes cilíndricos de almacenamiento llamados balas, antes de pasar a los trenes de proceso, con la finalidad de garantizar que todas las balas reciban líquidos al mismo caudal. La planta está conformada por tres trenes de fraccionamiento (A, B y C), cada uno con una capacidad de procesamiento de 50.000 barriles por día (BPD) de LGN. Cada tren cuenta con cuatro torres: la despropanizadora, desbutanizadora, separadores de butano y fraccionadora de gasolina; a partir de estas se obtienen los siguientes productos: propano, iso-butano, normal butano, pentanos, gasolina natural y residual.

El proceso de fraccionamiento consiste en una destilación en serie, basadas en las diferencias de los puntos de ebullición de los componentes de la alimentación. El caudal total de la alimentación de LGN, según el diseño es de 150.000 BPD, los cuales se bombean desde las balas de almacenamiento hacia el sistema de precalentamiento compuesto de cinco intercambiadores de calor en paralelo. Cabe destacar que todas las torres cuentan con condensadores de tope por aire (“Fin Fan”),

a excepción de la desbutanizadora que posee un intercambiador de calor en común con la torre de fraccionamiento de butanos, por ello las torres se consideran como un sistema integrado térmicamente ya que dicho intercambiador funciona como condensador de los vapores de tope de la desbutanizadora y como rehervidor de fondo de la fraccionadora de butanos. Los requerimientos de calentamiento de la planta de fraccionamiento son cubiertos por un sistemas cerrados de aceites para calentamiento que suministran el calor requerido a los rehervidores de fondo de las columnas de fraccionamiento de los tres trenes, los cuales son intercambiadores de calor tipo termosifón horizontal de tubo y carcaza. Los fondos de las torres fluyen por circulación natural al rehervidor de cada torre, retornando a la torre la corriente parcialmente vaporizada mientras el aceite para calentamiento entra por el lado de los tubos.

Las torres que conforman los trenes de proceso operan bajo una base de diseño la cual especifica la temperatura de entrada de la alimentación a cada una de ellas, y los equipos encargados de que suceda son los intercambiadores de calor. Mediante un estudio que incluye recopilación de información se evaluará el dimensionamiento y especificación de los intercambiadores de calor del tren C de la planta de fraccionamiento José, esto se logrará al simular el proceso de fraccionamiento del tren C y se comparará con el actual de la planta para verificar que éstos estén operando dentro de los rangos, cumplan con los criterios básicos de diseño y que los productos finales salgan a las especificaciones correspondientes.

### **1.3 Objetivos**

#### **1.3.1 Objetivo general**

Evaluar el Dimensionamiento y Especificación de los intercambiadores de calor del tren C de la Planta de Fraccionamiento Jose.

### **1.3.2 Objetivos específicos**

1. Establecer las bases y criterios aplicando normas nacionales e internacionales para dimensionar los intercambiadores de calor del tren C de la planta de fraccionamiento José.
2. Especificar los datos de diseño de los intercambiadores de calor del tren C.
3. Simular el proceso de fraccionamiento del tren C de la planta fraccionamiento de Jose.
4. Comparar el proceso de fraccionamiento del tren C simulado con PRO II con el proceso actual de fraccionamiento del tren C de la planta.

## CAPITULO II

### MARCO TEÓRICO

#### 2.1 Antecedentes

Antes de profundizar en la investigación es importante resaltar los trabajos que han sido realizados y tienen relación con el tema a tratar en el presente proyecto. A continuación se destacan los autores de un breve resumen de los trabajos más recientes.

En el año 2005, L. Guapache [1], Evaluación del comportamiento del sistema desbutanizadora-separadora de butanos durante la puesta en servicio del tren “A” de la planta de fraccionamiento y despacho “Jose” en la investigación describe el proceso de arranque en los trenes, la condensación de vapores del tope de la desbutanizadora se logra mediante el uso de producto de fondo de la separadora de butanos. Este producto está constituido por butano y componentes más pesados, denominado comúnmente como butano plus ( $C4^+$ ), que por provenir del fondo de la despropanizadora durante el arranque, presenta una temperatura mayor a la del normal butano durante la operación normal de la torre separadora, por lo tanto el proceso de condensación tarda en estabilizarse y los vapores al no condensar, se acumulan, generando alta presión, que se reduce mediante el envío de vapores (venteo) a los mechurrios.

En el año 2002, C. Leonett [3], realizó en su tesis de grado de la máxima capacidad de los trenes de procesos de la planta fraccionadora de José, mediante pruebas de simulación con el paquete PRO/II, concluyendo que la alimentación de LGN de los trenes Ay B queda limitado por el condensador de reflujo de la debutanizadora y el rehervidor de la despropanizadora, mientras que en el tren C, el

aumento de flujo a 51 MBD queda limitado por los condensadores de reflujo de la desbutanizadora, por lo que recomendó una restructuración en las torres despropanizadora y desbutanizadora y en algunos intercambiadores de calor para lograr el aumento de capacidad de los trenes. Es importante resaltar que en el presente proyecto se hará énfasis en los paquetes de simulación de procesos, en este caso se emplearán PRO/II por razones de disponibilidad de licencia. Cabe destacar que el trabajo presentado C. Leonett se realizó la simulación de los trenes de proceso de las torres de fraccionamiento de la planta de José, simulando las torres de fraccionamiento sin integrar técnicamente el sistema desbutanizadora-separadora de butano, es decir las torres de fraccionamiento se simularon con condensadores y rehervidores como un solo equipo, cuando en realidad la desbutanizadora y separadora de butanos se encuentran interconectadas por un intercambiador, el integra térmicamente dichas torres, en donde el producto de fondo de la separadoras es el medio de condensación del tope de la desbutanizadora, por lo tanto el funcionamiento de una depende de la otra.

PDVSA (1995), [6], “Manual de operaciones de la planta de fraccionamiento de José”, corpoven. Vol. I y II

## **2.2 Gas natural**

El gas natural extraído de los yacimientos, procede de la descomposición de los sedimentos de materia orgánica atrapada en extractos rocosos, es una mezcla de hidrocarburos ligeros, incolora, inodora, no toxica y más ligera que el aire, formadas por los miembros más volátiles de la serie parafínica de los hidrocarburos, principalmente metano (p.eb.-154°C), cantidades menores de etano(p.eb.-89°C), propano(p.eb.-42°C), butanos y pequeños porcentajes de compuestos más pesados (pentano, hexano, heptano, octano, nonano, decano), cuya concentración depende de la localización del yacimiento.

También es posible conseguir en el gas natural cantidades variables de otros gases no hidrocarburo como dióxido de carbono, sulfuro de hidrógeno, nitrógeno, helio, vapor de agua, etc. Se puede encontrar como gas natural asociado cuando está acompañado de petróleo, o bien como gas natural no asociado cuando son yacimiento exclusivo de gas natural [7].

El procesamiento de gas natural genera porcentaje de líquidos de gas natural (LGN) y gas residual o gas a ventas, que varían de acuerdo a su composición.

- Líquidos de gas natural (LGN): son los componentes del gas natural que se pueden separar como líquidos, formados por etano, propano, butano [7]
- Gas residual: es la fracción liviana del gas natural constituida por metano y etano.

### **2.3 Transferencia de calor**

La ciencia de la termodinámica trata de las transiciones cuantitativas y reacomodos de energía como calor en los cuerpos de materia. La ciencia de la transferencia de calor está relacionada con la razón de intercambio de calor entre cuerpos calientes y fríos llamados fuente y receptor. Cuando se vaporiza una libra de agua o se condensa una libra de vapor, el cambio de energía en los dos procesos es idéntico. La velocidad a la que cualquiera de estos procesos puede hacerse progresar con una fuente o receptor independiente es, sin embargo, inherentemente muy diferente. Generalmente, la vaporización es un fenómeno mucho más rápido que la condensación. [10]

### 2.3.1 Mecanismos básicos de transferencia de calor

La transferencia de calor puede verificarse por medio de uno o más de los tres mecanismos de transferencia: conducción, convección o radiación [4]

- **Conducción.** Por este mecanismo, el calor puede ser conducido a través de sólidos, líquidos y gases. La conducción se verifica mediante la transferencia de energía cinética entre moléculas adyacentes. En un gas las moléculas más calientes, que tienen más energía y movimiento, se encargan de impartir energía a moléculas colindantes que están a niveles energéticos más bajos. Este tipo de transferencia siempre está presente, en mayor o menor grado, en sólidos, líquidos y gases en los que existe un gradiente de temperatura. En la conducción la energía también se transfiere por medio de electrones libres un proceso muy importante en los sólidos metálicos. Entre los ejemplos en los que la transferencia se verifica ante todo por conducción, se cuentan la transferencia a través de paredes o intercambiadores de una nevera, el tratamiento térmico en el forjado de acero, la congelación del suelo durante el invierno.
- **Convección.** La transferencia de calor por convección implica el transporte de calor en un volumen y la mezcla de elementos macroscópicos de porciones calientes y frías de un gas o un líquido. Además, con frecuencia incluye también el intercambio de energía entre una superficie sólida y un fluido. Conviene aclarar que hay una diferencia entre la transferencia de calor por convección forzada en la que se provoca el flujo de un fluido sobre una superficie sólida por medio de una bomba, un ventilador, u otro dispositivo mecánico y la convección libre o natural, en la cual un fluido más caliente o más frío que está en contacto con la superficie sólida causa una circulación

debido a la diferencia de densidades que resulta del gradiente de temperaturas en el fluido. Entre los ejemplos de transferencia de calor por convección puede citarse la pérdida de calor en el radiador de un automóvil (un ventilador hace circular aire), la cocción de alimentos en un recipiente que se agita, el enfriamiento de una taza de café caliente al soplar en su superficie.

- **Radiación.** La radiación difiere de la conducción y la convección en cuanto a que no se requiere un medio físico para la transferencia. La radiación es la transferencia de energía a través del espacio por medio de ondas electromagnéticas, de manera similar a las ondas electromagnéticas que propagan y transfieren la luz. La transferencia radiante de calor se rige por las mismas leyes que dictan el comportamiento de la transferencia de luz. Los sólidos y los líquidos tienden a absorber la radiación que está siendo transferida a través de ellos, por lo que la radiación es más importante en la transferencia a través del espacio o de gases. El ejemplo de radiación más ilustrativo es el transporte de calor del Sol a la Tierra. Otros ejemplos son la cocción de alimentos cuando se hacen pasar bajo calentadores eléctricos al rojo, el calentamiento de fluidos en serpentines dentro de un horno de combustión.

### **2.3.2 Principales equipos de transferencia de calor**

Existe una gama de equipos para transferencia de calor, pero solo serán especificados los que se encuentran en la Planta de Fraccionamiento de José.

#### **2.3.2.1 Intercambiadores de tubo y coraza**

Los intercambiadores de tubo y coraza están contruidos con tubos redondos montados en una coraza cilíndrica con los tubos paralelos a ella. Un fluido fluye

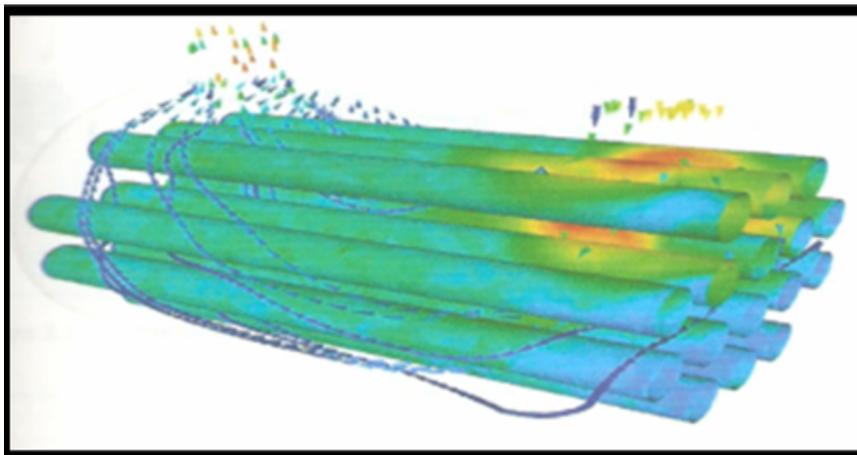
dentro de los tubos, mientras otro fluye a lo largo del eje del intercambiador. Además estos poseen deflectores (baffles) que sirven como soporte a los haces de tubos e incrementan la transferencia de calor.

Los intercambiadores de tubo y carcasa se diseñan y se fabrican de acuerdo a los estándares de la de la asociación de fabricantes de intercambiadores tubulares (Tubular Exchanger Manufactures Asociation “TEMA”). Entre tipo de intercambiadores se encuentran [5]:

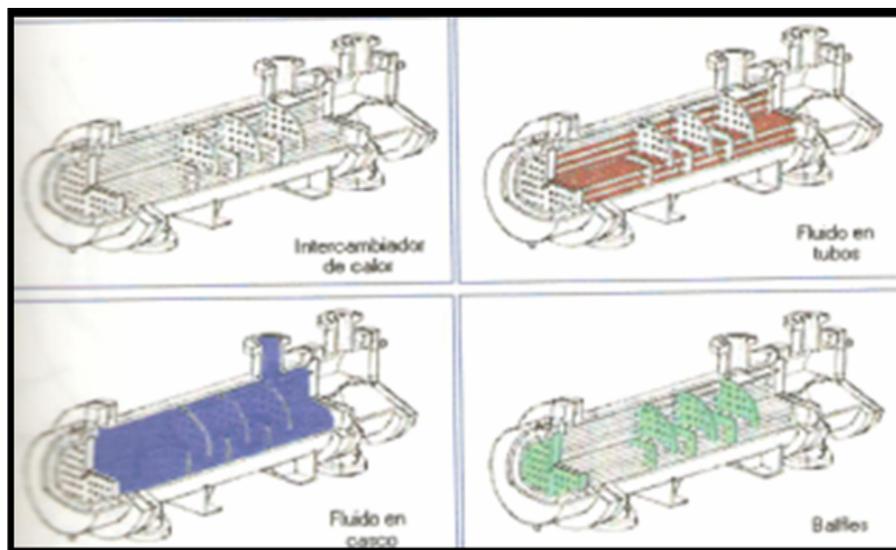
- Intercambiadores sin cambio de fases
- Intercambiadores para vaporizar :
  - ✓ Rehervidores: su función es la vaporización en un 30% a un 80% del líquido alimentado, proveniente de una torre de Fraccionamiento.
  - ✓ Enfriadores: operan análogamente al rehervidor, pero no esté necesariamente asociados a una torre de fraccionamiento. El fluido que se está enfriando en el lado del tubo vaporiza el refrigerante líquido en el lado de la carcasa.
  - ✓ Precalentadores: se usan generalmente para vaporizar parcialmente la alimentación a una torre de fraccionamiento.
  - ✓ Recuperadores de calor.

Los componentes principales de este intercambiador son los tubos (haces de tubos), coraza, tapa frontal, tapa de fondo, deflectores y laminas de tubos. Las partes

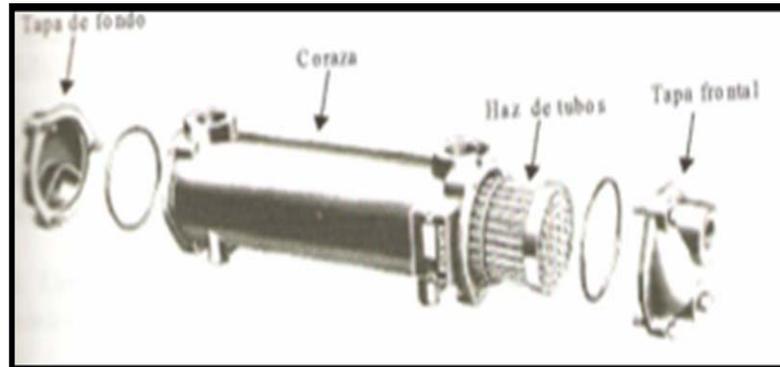
y conexiones típicas, solo para propósitos ilustrativos, se muestran en las figuras 2.1, 2.2 y 2.3.



**Figura 2.1 Perfil de temperatura en un intercambiador de calor de tubo y coraza.**



**Figura 2.2 Partes de un intercambiador de calor de tubo y coraza**



**Figura2.3 Componentes básicos de un intercambiador de calor de tubo y coraza**

### **2.3.2.1.1 Definición de los principales componentes de los intercambiadores de calor de tubo y coraza**

Como se puede apreciar en las figuras precedentes un intercambiador de calor consta de muchas partes, por esto resulta imprescindible definir cada una de las partes mas importantes. [5]

- Coraza: es la parte cilíndrica del intercambiador de calor la cual contiene el fluido que circula por fuera de los tubos, generalmente se construyen de acero al carbono.
- Tubos: Junto con la coraza, constituyen el principal componente del intercambiador de calor. La función de los tubos es la de no permitir que las dos corrientes contenidas en el intercambiador se mezclen, así como la de servir como superficie para el intercambio de calor, en algunos casos no se requieren de tubos ya que los fluidos son inmiscibles, quedando entonces como área de transferencia de calor la misma superficie de contacto que existe entre ambos. Los tubos son extruidos o sin costuras y pueden contener aletas longitudinales, los mismos son construidos generalmente con acero al carbono, acero inoxidable, cobre y aleaciones que contienen cobre.

- Cubierta de la coraza: Es una cabeza de forma toriesferica que queda embridado a la coraza por medio de pernos, es construidos del mismo material de la coraza y al ser este retirado de acceso al cabezal posterior.
- Canal de la coraza: Esta parte de la coraza tiene la función de servir de brida para el acople con el cabezal anterior además de servir de asentamiento para la placa de tubos fija.
- Brida del extremo de la cubierta de la coraza: esta brida sirve para el acopie entre la coraza y la cubierta del canal.
- Boquilla de la coraza: Generalmente los intercambiadores de calor de coraza y tubos poseen dos boquillas por el lado coraza las cuales sirven para el ingreso y la salida de fluido
- Placa de tubo flotante: Su función es la de albergar los tubos para que de esta manera tengan sostén y queden arreglados de cierta manera especifica, además de permitir la libre expansión de estos dentro de la coraza. El material de construcción de esta placa debe ser por lo menos de la misma calidad que la que poseen los tubos.
- Cabezal flotante: sirve para que no se mezclen ambos fluidos además de permitir el retorno del fluido que va por los tubos. Debido a que este cabezal flotante, permite la libre expansión del haz de tubos dentro de la coraza. Su material de construcción debe ser igual o de mayor calidad que la de los tubos.
- Brida del cabezal flotante: Esta brida permite que el cabezal flotante se acople junto a la placa de tubos flotantes.
- Divisor de paso o deflector longitudinal: Este deflector es el responsable de determinar el número de pasos que el fluido dará por el lado de los tubos.
- Placa de tubo fija: posee la misma función que la placa de tubo flotante.
- Canal: Es el elemento de intercambio, el cual esta embridado al cuerpo de la coraza y su función es la de dar acceso y salida al fluido que va a circular por los tubos. Su material de construcción es igual al de los tubos.

- Cubierta del canal: Es una tapa circular embridada al canal cuya función es la de permitir la inspección del mismo. Su material de construcción es igual a la del canal.
- Boquilla del canal: Son dos numero de boquillas por el canal y al igual que las boquillas de la coraza, poseen la misma función con la diferencia de que permiten la entrada y salida del fluido que va a circular por los tubos.
- Barras tirantes y espaciadoras: Son barras colocadas en el haz de tubos cuya función es la de mantener una separación dada entre tos deflectores transversales.
- Deflectores transversales (baffles): Son placas colocadas transversalmente a lo largo del haz de tubos, poseen varias funciones. La primera de ellas es forzar a que el fluido que va por la coraza tenga un recorrido zigzageante de manera de aumentar la turbulencia y de esta manera aumentar el coeficiente de convección y por lo tanto la transferencia de calor, su segunda función es la de servir de soportes para el haz de tubos reduciendo de esta manera las vibraciones.
- Deflector de choque: Es una placa colocada al final de la boquilla de entrada del fluido por la coraza, su función es la de reducir las vibraciones debido al choque directo del fluido sobre los tubos además de servir de protección a los tubos cuando el fluido que va a circular contiene partículas abrasivas tales como la arena u otros sedimentos.
- Conexión de venteo: Permite la liberación de una sobrepresión mas allá de la permitida:
- Conexión de drenaje: Esta conexión permite el drenaje total del fluido que circula por la coraza.
- Conexión de instrumento: Permite la conexión de instrumentos tales como medidores de presión para verificar el buen funcionamiento del equipo.

- Silla de soporte: Son las bases sobre las cuales el intercambiador descansa y que deben de estar apernadas al suelo.
- Anillo de izamiento: Este anillo permite el levantamiento del intercambiador para su traslado.

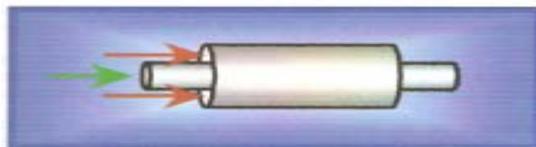
## 2.4 Clasificación de los intercambiadores de calor

Los intercambiadores de calor se pueden clasificar basándose en:

### 2.4.1 Clasificación por la distribución de flujo

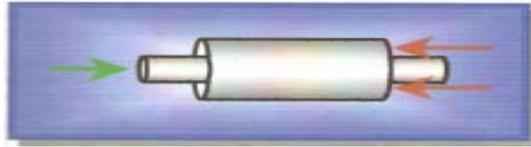
Se tienen cuatro tipos de configuraciones más comunes en la trayectoria de flujo. [8]

**2.4.1.1 Distribución de flujo en paralelo, los fluidos caliente y frio, entran por el mismo extremo del intercambiador, fluyen a través de el en la misma dirección y salen por el otro extremo.**



**Figura2.4 Distribución de flujo en paralelo en un intercambiador de calor**

**2.4.1.2. Distribución de flujo en contracorriente, los fluidos caliente y frio entran por los extremos opuestos del intercambiador y fluyen en direcciones opuestas.**



**Figura 2.5 Distribución de flujo en contracorriente en un intercambiador de calor**

**2.4.1.3. Distribución en flujo cruzado de un solo paso, un fluido se desplaza dentro del intercambiador perpendicularmente a la trayectoria del otro fluido-**

**2.4.1.4. Distribución en flujo cruzado de paso múltiple, un fluido se desplaza transversalmente en forma alternativa con respecto a la otra corriente del fluido.**

#### **2.4.2 Clasificación de los intercambiadores según su servicio. [5]**

- Clase R: se refiere al estándar de diseño TEMA para intercambiadores de tubo y coraza en servicios severos y con aplicaciones de petróleo y sus productos afines.
- Clase B: se refiere al estándar de diseño TEMA para intercambiadores de tubo y coraza en servicios de productos químicos.
- Clase C: se refiere al estándar de diseño TEMA para intercambiadores de tubo y coraza en servicios moderados y con aplicaciones en procesos comerciales generales.

#### **2.4.3 Clasificación según su aplicación**

Para caracterizar los intercambiadores de calor basándose en su aplicación se utilizan términos especiales. Los términos empleados para los principales tipos son:  
[8]

- Calderas: las calderas de vapor son unas de las primeras aplicaciones de los intercambiadores de calor. Con frecuencia se emplea el término generador de vapor para referirse a las calderas en la que la fuente de calor es una corriente de un flujo caliente en vez de los productos de combustión a temperatura elevada.
- Condensadores: los condensadores se utilizan en aplicaciones tan variadas como plantas de fuerza de vapor, plantas de procesos químicos y plantas eléctricas nucleares para vehículos espaciales. Los tipos principales son los condensadores de superficie, los condensadores de chorro y los condensadores evaporativos. El tipo mas común es el condensador de superficie que tiene la ventaja de que el condensado se recircula a la caldera por medio del sistema de alimentación.
- Intercambiadores de calor de tubo y coraza: las unidades conocidas con este nombre están compuestas en esencia por tubos de sección circular montados dentro de una coraza cilíndrica con sus ejes paralelos al eje de la coraza. Los intercambiadores liquido-liquido pertenecen en general a este grupo y también en algunos casos los intercambiadores gas-gas. Son muy adecuados en las aplicaciones en las cuales la relación entre los coeficientes de transferencia de calor de las dos superficies o lados opuestos es generalmente del orden de 3 a 4 y los valores absolutos son en general menores que los correspondientes a los intercambiadores de calor liquido-liquido en un factor de 10 a 100, por lo tanto se requiere un volumen mucho mayor para transferir la misma cantidad de calor. Existen muchas variedades de este tipo de intercambiador; las diferencias dependen de la distribución de la configuración de flujo y de los aspectos específicos de construcción. La configuración más común de flujo de intercambiadores liquido-liquido de coraza y tubos. Un factor muy importante para determinar el número de pasos del flujo por el lado de los tubos es la caída

de presión permisible. El haz de tubos esta provisto de deflectores para producir de este modo una distribución uniforme del flujo a través de el.

- Torres de enfriamiento: las torres de enfriamiento se han utilizado ampliamente para desechar a la atmosfera el calor proveniente de procesos industriales en vez de hacerlo en el agua de un rio, un lago o en el océano. Los tipos más comunes de torres de enfriamiento por convección natural y convección Forzada. En la torre de enfriamiento por convección natural el agua se pulveriza directamente en la corriente de aire que se mueve a través de la torre de enfriamiento por convección térmica. Al caer, las gotas de agua se enfrían tanto por convección ordinaria como por evaporación. La plataforma de relleno situada dentro de la torre de enfriamiento reduce la velocidad media de caída de las gotas y por lo tanto aumenta el tiempo de exposición de gotas a la corriente de aire en la torre. Se han construidos grandes torre de enfriamiento del tipo de convección natural de mas de 90m de altura para desechar el calor proveniente de plantas de fuerza. En una torre de enfriamiento por convección forzada se pulveriza el agua en una corriente de aire producida por un ventilador, el cual lo hace circular a través de la torre. El ventilador puede estar montado en la parte superior de la torre aspirando así el aire hacia arriba, o puede estar en la base por fuerza de la torre obligando al aire a que fluya directamente hacia dentro.
- Intercambiadores compactos de calor: la importancia relativa de criterios tales como potencia de bombeo, costos, peso y tamaño de un intercambiador de calor varia mucho de una instalación a otra, por lo tanto no es siempre posible generalizar tales criterios con respecto a la clase de aplicación. Cuando los intercambiadores se van a emplear en la aviación, en la marina o en vehículos aeroespaciales, las consideraciones del peso y tamaño son muy importantes. Con el fin de aumentar el rendimiento de un intercambiador se fijan aletas a la superficie de menor coeficiente de transferencia de calor. Las dimensiones de la

matriz del intercambiador así como el tipo, tamaño y dimensiones apropiadas de las aletas varían con la aplicación específica. Se han diseñado varios tipos que se han utilizado en numerosas aplicaciones.

- Radiadores para plantas de fuerzas espaciales: La remoción de calor sobrante en el condensador de una planta de fuerza que produce la electricidad para la propulsión, el comando y el equipo de comunicaciones de un Vehículo espacial presenta serios problemas aun en plantas que solo generan solo unos pocos kilovatios de electricidad. La única forma de disipar calor sobrante de un vehículo espacial es mediante la radiación térmica aprovechando la relación de la cuarta potencia entre la temperatura absoluta de la superficie y el flujo de calor radiante. Por eso en la operación de algunas plantas de fuerza de vehículos espaciales el ciclo termodinámico se realiza a temperaturas tan altas que el radiador permanece al rojo vivo. Aun así es difícil de mantener el tamaño del radiador para vehículos espaciales dentro de valores razonables.
- Regeneradores: En los diversos tipos de intercambiadores que hemos discutidos hasta el momento, los fluidos frío y calientes están separados por una pared sólida, en tanto que un generador es un intercambio en el cual se aplica un tipo de flujo periódico. Es decir, el mismo espacio es ocupado alternativamente por los gases calientes y fríos entre los cuales se intercambia calor. En general los regeneradores se emplean para recalentar el aire de las plantas de fuerza de vapor, de los hornos de hogar abierto, de los hornos de fundición o de los altos hornos y además en muchas otras aplicaciones que incluyen la producción de oxígeno y la separación de gases a muy bajas temperaturas. Para los intercambiadores estacionarios convencionales basta con definir las temperaturas de entrada y salida, las tasas de flujo, los coeficientes de transferencia de calor de los dos fluidos y las áreas superficiales de los dos lados del intercambiador. Pero para los intercambiadores rotatorios es necesario es necesario relacionar la capacidad

térmica del rotor con la de las corrientes de los fluidos, las tasas de flujo y la velocidad de rotación.

## **2.5 Intercambiadores de calor**

Un intercambiador de calor se define como un dispositivo mecánico o equipo diseñado para transferir calor entre dos o más fluidos que fluyan a través del equipo. La función básica de los intercambiadores es la transferencia de energía térmica entre dos a más fluidos a diferentes temperaturas. El calor fluye como resultado del gradiente de temperatura [10]

Un Intercambiador de Calor es un equipo utilizado para enfriar un fluido que está más caliente de lo deseado, transfiriendo esta calor a otro fluido que está frío y necesita ser calentado. La transferencia de calor se realiza a través de una pared metálica o de un tubo que separa ambos fluidos.

Las aplicaciones de los intercambiadores de calor son muy variadas y reciben diferentes nombres:

- Intercambiador de Calor: Realiza la función doble de calentar y enfriar dos fluidos.
- Condensador: Condensa un vapor o mezcla de vapores.
- Enfriador: Enfría un fluido por medio de agua.
- Calentador: Aplica calor sensible a un fluido.

- Rehervidor: Conectado a la base de una torre fraccionadora proporciona el calor de reebulición que se necesita para la destilación. (Los hay de termosifón, de circulación forzada, de caldera,...)
- Vaporizador: Un calentador que vaporiza parte del líquido

## 2.6. Tipos de coraza

La asociación de fabricantes de intercambiadores tubulares (TEMA) ha estandarizado varios tipos de tapas frontales y traseras así como varios tipos de corazas. Ellas están identificadas alfabéticamente como se muestran en la figura 2.6 [5]

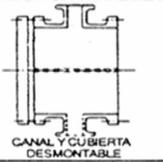
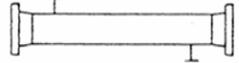
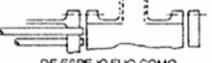
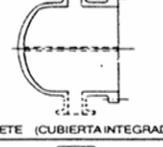
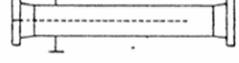
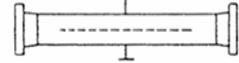
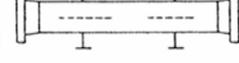
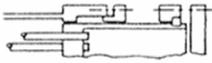
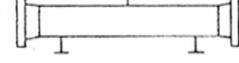
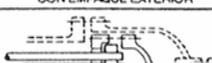
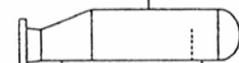
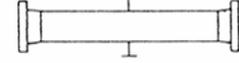
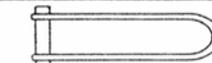
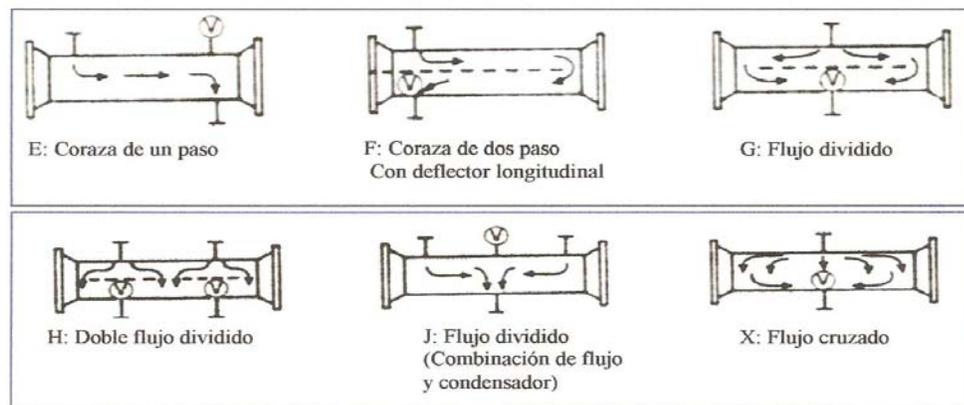
	TIPOS DE CABEZAL ESTACIONARIO, EXTREMO FRONTAL		TIPOS DE CORAZAS		TIPOS DE CABEZALES, EXTREMO POSTERIOR
<b>A</b>	 CANAL Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>E</b>	 CORAZA DE UN PASO	<b>L</b>	 DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "A"
<b>B</b>	 CASQUETE (CUBIERTA INTEGRADA)	<b>F</b>	 CORAZA DE DOS PASOS CON DEFLECTOR LONGITUDINAL	<b>M</b>	 DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "B"
<b>C</b>	 SOLÓ HAZ DE TUBOS DESMONTABLE CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>G</b>	 DE FLUJO PARTIDO	<b>N</b>	 DE ESPEJO FUJO COMO EL CABEZAL ESTACIONARIO "C"
<b>N</b>	 CANAL INTEGRADO CON ESPEJO Y CUBIERTA DESMONTABLE	<b>H</b>	 DE FLUJO PARTIDO DOBLE	<b>P</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON EMPAQUE EXTERIOR
<b>D</b>	 CIERRE ESPECIAL A ALTA PRESIÓN	<b>J</b>	 DE FLUJO DIVIDIDO	<b>S</b>	 CABEZAL FLOTANTE CON DISPOSITIVO DE APOYO
		<b>K</b>	 REHERVIDOR DE CALDERA	<b>T</b>	 CABEZAL FLOTANTE SIN CONTRABRIDA
		<b>X</b>	 FLUJO CRUZADO	<b>U</b>	 HAZ DE TUBO EN U
				<b>W</b>	 ESPEJO FLOTANTE SELLADO EXTERNAMENTE

Figura 2.6 Designación del tipo TEMA para los intercambiadores de calor de tubos y carcasa. (Standards of exchanger manufactures asociación 6<sup>a</sup> ed. 1978)

La figura 2.7 muestra los tipos de coraza mas comunes como condensadores (y muestra la ubicación de los orificios). La coraza E es la mas común debido a su bajo costo y simplicidad. En esta coraza, el fluido entra en un extremo de la coraza y sale por el otro extremo; eso es, hay un paso en el lado de la coraza. Los tubos pueden tener un arreglo de un solo paso o múltiples pasos y son soportados por deflectores transversales. Esta coraza es la más común para aplicaciones de fluido de coraza de una sola fase. Con un solo paso, puede ser obtenido un contra flujo nominal.



**Figura 2.7 Diagramas esquematicos del tipos mas comunes de la TEMA. (Del butterworth, D “(1988) en two phase flow heat exchanger)**

Para incrementar la diferencia de temperatura y por tanto la efectividad de un intercambiador, un arreglo de contra flujo es deseable para un intercambiador de dos pasos. Esto es alcanzado atreves del uso de una coraza F que tiene un deflector longitudinal y resulta en una coraza de dos pasos. Esta es usada cuando se requiere unidades en serie, con cada paso de la coraza representando una unidad. La caída de presiones mucho mas alta que la de una coraza E.

Otras corazas importante son la J y la X. la coraza de flujo dividido, el fluido que entra esta ubicado centralmente y se divide en dos partes. La tobera esta en el

punto medio de los dos tubos y dos toberas están cercas del final de los dos tubos. Esta coraza es usada para aplicaciones de diseño de baja presión tales como los condensadores en vacio, debido a la coraza debido a que la coraza J tiene aproximadamente 1/8 del arrastre de presión de la coraza E. cuando estas son usadas para un fluido para condensar un fluido tendrá dos entradas para la fase vapor y una salida centro para el condensador.

La coraza X tiene una entrada y salida de fluido ubicadas centradamente usualmente con una cúpula distribuidora. Los dos fluido están a lo largo de los tubos en un arreglo de un flujo cruzado no se utiliza reflectores en esta coraza. En consecuencia el arrastre de presión extremadamente bajo. Esta es usada para condensadores de vacio y gases a baja presión. La coraza de flujo partido como la J y H son usadas para aplicaciones especificas. La coraza de flujo partido G tiene un reflector horizontal con los topes removidos; las toberas de la coraza están 180° a un lado del punto medio de los tubos. Esta tienen el mismo arrastre de presión que la coraza E, pero la diferencia de temperatura logarítmica media (LMT) el factor F y por tanto la efectividad del intercambiador es mas alta para el mismo área superficial y tasa de flujo.

La coraza G puede ser usada para flujo de una sola fase pero es frecuentemente usada como un rehervidos termosifón horizontal. En este caso, el deflector longitudinal sirve para prevenir la vaporización de los componentes más livianos de fluido de la coraza y proveer el incremento en la mezcla. La coraza de flujo partido doble H es similar a la coraza G pero con dos bridas a los extremos y dos reflectores horizontales.

La coraza K es un rehervidor de caldera con el haz de tubo en el fondo de la coraza cubriendo cerca del 60% del diámetro de la misma. El líquido cubre el haz de tubo y el vapor ocupa el espacio superior sin tubo. Esta coraza es usada cuando una

porción de la corriente necesita ser vaporizada, típicamente en una corriente de destilación. El alimento líquido entra a la coraza por las bridas cerca del espejo, el vapor seco fuera del tope de la brida, el líquido no vaporizado inunda y sale a través de la brida de la derecha. El haz de tubo es comúnmente una configuración de tubos en U.

## **2.7 Tipos de haces de tubos**

Los tipos más representativos de haces de tubos son mostrados en la figura 2.9 y 2.10. Los principales objetivos de diseño aquí son acomodar la expansión térmica, proporcionar facilidad de limpieza o proveer la construcción menos costosa si otras características son de poca importancia. [7]

Una variación de diseño que permite expansión de tubo y coraza independiente es la configuración de tubo en U (figura 2.10). Por lo tanto, la expansión térmica es ilimitada. Tubo en U es la construcción menos costosa debido a que solo necesita un espejo. El lado del tubo no puede ser limpiado por medios mecánicos debido a la forma curvada en U. solo un número uniforme de pasos de tubos puede ser acomodado. Los tubos individuales no pueden ser reemplazados excepto en la hilera externa.

Una configuración de espejo fijo es mostrada en la figura 2.11. La coraza está soldada a los extremos y no hay acceso al lado externo del haz de tubos para limpiarla. Esta opción de bajo costo tiene sola expansión térmica limitada, la cual puede ser un tanto incrementada por la expansión del fuelle. Los tubos individuales son reemplazables. La limpieza de los tubos mecánicamente del fuelle. Han sido desarrollados varios diseños que permiten al espejo flotar. Esto es moverse con la expansión térmica. Un tipo clásico de empuje a través de un diseño de cabezal flotante es mostrado en la figura 2.9. El haz puede ser removido con un mínimo desmontaje que es importante para las unidades de fuerte ensuciamiento.

## 2.8 Tubos y pasos de tubos

Solo la coraza E con un paso de tubos y la coraza F con dos pasos de tubo resulta en contra flujo nominal. Todos los otros pasos múltiples de tubos requieren una corrección del perfil de temperatura (factor F); o en algunos casos, simplemente no puede entregar las temperaturas deseadas debido al cruce de temperaturas. El próximo recurso es usar múltiples unidades en series.

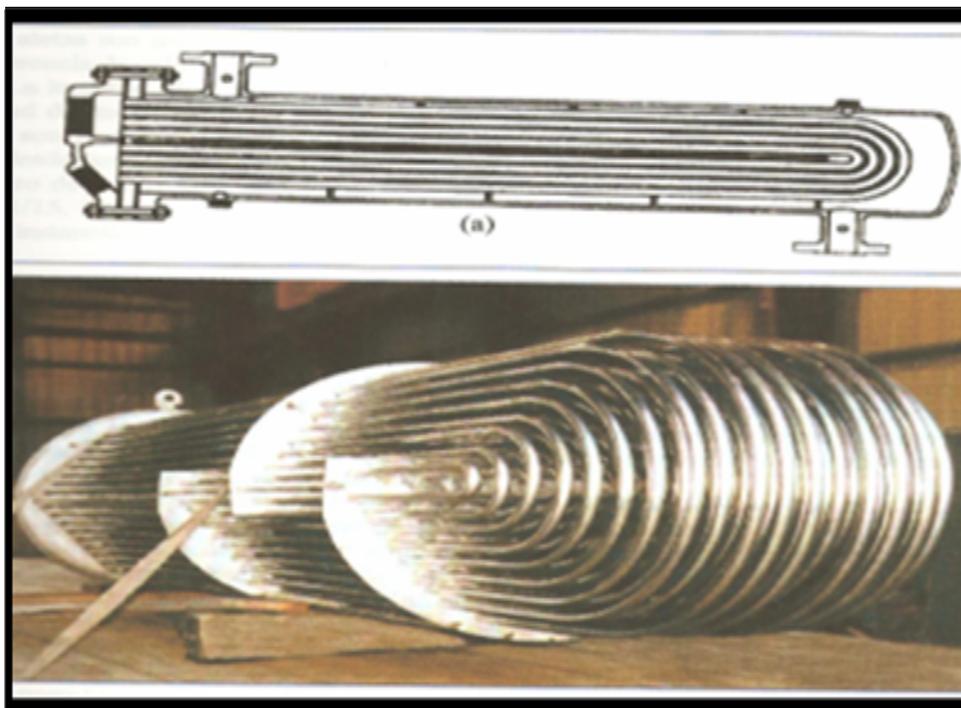
Generalmente un gran número de pasos de tubos es usado para incrementar la velocidad del fluido y el coeficiente de transferencia de calor del lado del tubo (dentro de la presión disponible), y para minimizar el ensuciamiento. Si, por razones estructurales, el fluido del lado del tubo debe entrar y salir por el mismo lado, un número uniforme de pasos de tubos es obligatorio.



**Figura 2.8 Un intercambiador de calor semejante al de la figura excepto que este esta diseñado con un cabezal flotante para acomodar la expansión térmica diferencial entre los tubos y la coraza.**



**Figura 2.9 (a) Intercambiador de calor de tubo y coraza, coraza de un solo paso con deflectores, un tubo en U sencillo y (b) Intercambiador de calor de tubo y coraza con tubos en U con aletas.**



**Figura 2.10 Intercambiador de calor de tubo y coraza, coraza de un solo pasó con deflectores, dos pasos de tubos diseñado para hacer limpieza mecánica en el interior de los tubos.**

El del tubo es usualmente acero bajo en carbono, aleación acero, acero inoxidable, cobre, admiralty, aluminio (en forma de aleaciones) o titanio. Otros materiales pueden también ser seleccionados para aplicaciones específicas. El ancho de la pared de los tubos del intercambiador de calor esta estandarizado en términos del calibre del alambre Birmingham (BWG) del tubo.

Diámetros de tubos pequeños (8 a 15 mm) son preferidos para aéreas mas grandes y densidad de volumen, pero son limitados para propósitos de limpieza entre tubo a 20mm (3/4 pulgada). Diámetro de tubo grande son a veces requeridos por condensadores y rehervidores.

Los tubos pueden estar descubiertos o tener pocas aletas en el exterior. Los tubos con pocas aletas son usados cuando el fluido en el exterior de los tubos tiene un coeficiente de transferencia de calor sustancialmente más bajo que en el interior de los tubos.

La longitud afecta el costo y la operación del intercambiador de calor. Básicamente la longitud del tubo (para cualquier superficie total dada), pocos tubos son necesarios; pocos hoyos son perforados y el diámetro de la coraza decrece, resultando en un costo menor.

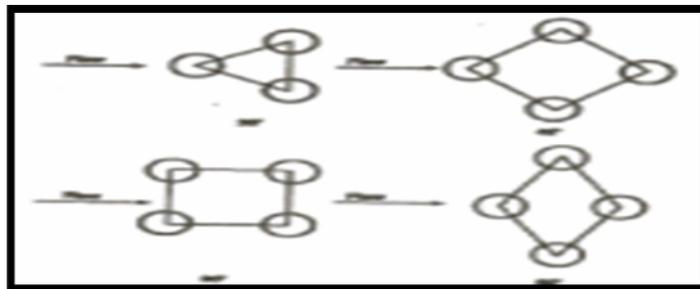
Hay, desde luego, varias limitaciones para esta regla general, mejor dicho que el radio del diámetro de la coraza a la longitud de tubo debe estar dentro de los limites de alrededor 1/5 a 1/15. La máxima longitud es a veces determinada por los arreglos estructurales y en última instancia por el transporte cerca de 30 m.

## **2.9. Arreglo de tubos**

El arreglo de tubos esta caracterizado por la inclusión del ángulo entre tubos, como se muestra en la figura 2.12. Un arreglo de 30° resulta en una gran densidad de

tubo y es en consecuencia usada, a menos que otro requerimiento indique lo contrario. Por ejemplo, una división clara (1/4 pulg o 7mm) es requerida debido a que la limpieza externa usa un arreglo cuadrangular de 90° o 45°. La distancia entre los radios de tubos adyacentes,  $P_T$ , es escogida usualmente de manera que el radio  $P_T/d_o$ , este entre 1.25 y 1.5. Cuando los tubos están muy cerca, el espejo se hace estructuralmente débil. El arreglo y la ubicación de tubos han sido estandarizados. El número de tubo (suma de tubos) que pueden ser calculados dentro de una coraza depende del arreglo de tubos, el diámetro externo del tubo (DE), la medida de la distancia entre radios de tubos adyacentes, el número de pasos y el diámetro de la coraza. Las sumas de tubos están dadas, la cual actualmente del punto máximo e pasos de tubos que pueden ser acomodados bajo condiciones especificadas.

Por ejemplo, considérese que tenemos un tubo de 1 pulg de DE en un arreglo cuadrangular de 1 1/4 pulg con un diámetro de coraza de 31 pulg si el arreglo de tubo es de un solo paso (1-P), entonces la tabla 2.12 da un máximo de tubos de 406. Si el intercambiador es de dos pasos (2-P), entonces el máximo de tubos es de 398.



**Figura 2.11. Tipos de arreglos de tubos**

## 2.10. Ubicación de las corrientes

Es preciso decidir cual fluido fluirá a través de los tubos y cual a través de la coraza. En general, se aplican las siguientes consideraciones:

El fluido más seriamente ensuciado fluye a través del tubo, debido a que el lado del tubo es más fácil de limpiar, especialmente si es requerida una limpieza mecánica.

El fluido de más alta presión fluye a través de los tubos. Debido a su pequeño diámetro, el espesor normal de los tubos esta disponible para resistir las altas presiones y solo los canales del lado del tubo y otras conexiones necesitan ser diseñadas con resistencia a altas presiones.

El fluido corrosivo debe fluir a través de los tubos; de lo contrario tanto la coraza como los tubos serán corroídos. Son usadas aleaciones especiales para resistir a la corrosión, y es menos costos proveer tubos con aleaciones especiales que proveer tanto tubos y coraza con aleaciones especiales.

La corriente con el más bajo coeficiente de transferencia de calor fluye de lado de la coraza, debido a que es fácil diseñar tubos con aletas externas. En general, es mejor poner la corriente con la tasa de flujo mas baja en el lado de la coraza.

Los problemas surgen cuando los requerimientos anteriores son un conflicto. Entonces el diseñador debe estimar intercambios y encontrar las opciones mas económicas.

### **2.11. Procedimiento basico de diseño de un intercambiador de calor.**

Un intercambiador de calor de tubo y coraza seleccionado debe satisfacer los requerimientos de procesos con una caída de presión aceptable hasta la siguiente limpieza fijada por la planta. La estructura básica lógica del procedimiento de diseño del intercambiador de calor siguen las etapas que se dan a continuación: [5]

- Se deben especificar las condiciones del proceso (composición del fluido, velocidades de flujo, temperatura, presiones, etc.).
- Se deben obtener las propiedades físicas que se requieren sobre los intervalos de temperatura y presiones que interesan.
- Se escoge el tipo de intercambiador de calor que se va a emplear.
- Se hace una estimación preliminar del tamaño del intercambiador, utilizando un coeficiente de transferencia de calor apropiado para los fluidos, el proceso y el equipo.
- Se escoge un primer diseño, completo en todos los detalles que se necesitan para llevar a cabo los cálculos de diseño.
- Se evalúa el diseño escogido en la etapa 5 o se clasifica, en cuanto a su capacidad para satisfacer las especificaciones del proceso, con respecto tanto a la transferencia de calor como a la caída de presión.
- Sobre las bases de los resultados obtenidos en la etapa 6, se escoge una nueva configuración, en caso necesario, y se repite la etapa 6. Si el primer diseño era inapropiado para satisfacer la carga calorífica requerida, suele ser necesario incrementar el tamaño del intercambiador, permaneciendo todavía dentro de límites especificados o factibles de caída de presión, longitud del tubo, diámetro de la coraza, etc. Esto implicaría a veces, el paso a configuraciones de intercambiadores múltiples. Si el primer diseño satisface ampliamente los requisitos de carga de calor o no utiliza toda la caída de presión disponible, se podrá diseñar un intercambiador menos costoso para satisfacer los requisitos de proceso.
- El diseño final debe satisfacer el proceso (dentro de expectativas razonables de error), al costo más bajo. Este último debería incluir los costos de operación y mantenimiento, las ventajas de la capacidad para satisfacer cambios del proceso a largo plazo, además de los costos instalados (de capital). No se deben escoger intercambiadores totalmente sobre la base del

costo inicial más bajo que, con frecuencia, da como resultado deficiencias en el futuro.

- Una estimación preliminar de la dimensión del intercambiador puede ser hecha como la esboza en la sección siguiente. Entonces el diseño inicial será valorado; esto es, el desempeño térmico y la caída de presión para ambas corrientes serán calculados para este diseño.

## 2.12. Consideraciones generales de diseño

Para cálculos de intercambiadores de calor se utilizan las siguientes ecuaciones y definiciones: la transferencia de calor de un fluido a otro, a través de una pared de metal es proporcional al coeficiente global de transferencia de calor, el área de la pared y la diferencia de temperatura entre el fluido caliente y el frío [5]:

$$Q = U_o \cdot A \cdot DTM_e$$

Donde:

$Q$  = Calor transferido (Btu/hr)

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

$A_t$  = Área de transferencia de calor (pie<sup>2</sup>)

$F_t$  = Factor de corrección de temperatura

$\Delta t_{MLDT}$  = Media logarítmica de la diferencia de temperatura (°F)

Cuando se especifica un intercambiador de calor, casi siempre se conoce o se puede calcular sin mucha dificultad, los términos  $Q$  y  $DTM_e$  para las condiciones de procesos dadas. Para obtener el valor apropiado del área de transferencia de calor requerida, se necesita evaluar el coeficiente  $U_o$ . Desafortunadamente,  $U_o$  es función

del diseño y de las velocidades de ensuciamiento. Por esta razón, el diseño de un intercambiador de calor requiere cálculos por medio de tanteo.

Cuando no hay cambio de fases en el fluido caliente se utiliza:

$$Q = W_H \cdot C_{p_H} \cdot (T_{H1} - T_{H2})$$

Donde:

$Q$  = Calor transferido Btu/hr (W)

$W_H$  = Flujo másico del fluido caliente Lb/h (kg/s)

$C_{p_H}$  = Calor específico del fluido caliente, Btu/lb. °F (kJ/Kg.K)

$T_{H1}, T_{H2}$  = Temperatura de entrada y salida, respectivamente, K (°F)

Cuando solamente ocurre una condensación isotérmica del fluido caliente:

$$Q = W_H \cdot \lambda_H$$

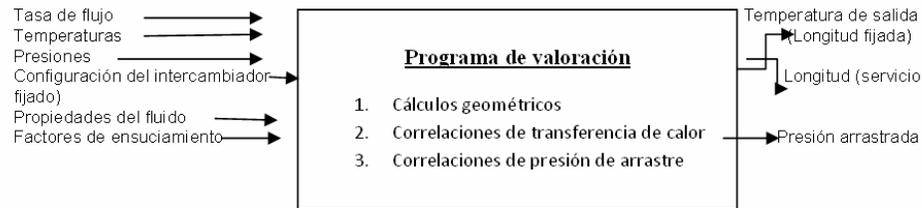
Donde:

$W_H$  = Flujo másico del fluido caliente Lb/h (kg/s)

$\lambda_H$  = Calor latente del fluido, Btu/h (kJ/kg)

Estas dos ecuaciones se utilizan también para el fluido frío.

### 2.13. Valoración del diseño preliminar



**Figura 2.12 El programa de valoración**

### 2.14. Caída de presión de y transferencia de calor del lado de la coraza

Para predecir el coeficiente de transferencia de calor global, debemos calcular los coeficientes de transferencia de calor del lado y tubo y de la coraza de las correlaciones disponibles. Para tubos en un intercambiador de tubo y coraza, las correlaciones dadas en la literatura disponible para ser aplicadas dependiendo de las condiciones de flujo. El análisis del lado de la coraza descrito a continuación llamada método de Kern.

#### 2.14.1. Coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza

El coeficiente de transferencia de calor fuera del haz de tubos es referido como coeficiente de transferencia de calor es más grande que uno de condiciones de flujo tranquilo a lo largo del eje de los tubos sin deflectores. Si no hay deflectores, el fluido estará a lo largo del intercambiador de calor en la coraza. Entonces el coeficiente de transferencia de calor puede estar basado en el diámetro equivalente,  $D_e$ , como en un intercambiador de calor de doble tubería. Para intercambiadores de calor con deflectores, el coeficiente de transferencia de calor más alto resulta del incremento de la turbulencia. En un intercambiador de calor de tubo y coraza con deflectores, la velocidad de flujo fluctúa debido al área constreñida entre los tubos

adyacentes a través del haz. Las correlaciones obtenidas para flujo en tubos no son aplicables para flujo sobre haces de tubos con deflectores segmentados.

Kern sugirió las siguientes correlaciones para el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza:

$$\frac{h_o * D_e}{k} = 0.36 \left( \frac{D_e * G_s}{\mu} \right)^{0.55} * \left( \frac{C_p * \mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}} * \left( \frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14}$$

$$\text{Para.... } 2 * 10^3 < Re_s = \frac{G_s * D_e}{\mu} < 1 * 10^6$$

Donde  $h_o$  es el coeficiente de transferencia de calor del lado de la coraza,  $D_e$  es el diámetro equivalente en el lado de la coraza y  $G_s$  es la velocidad másica del lado de la coraza.

Las propiedades son evaluadas a temperatura promedio del fluido en la coraza. En la correlación precedente, el diámetro equivalente,  $D_e$ , es calculado a lo largo del eje longitudinal de la coraza. El diámetro equivalente de la coraza es tomado como cuatro veces el área de flujo neto de la disposición de tubos (para cualquier disposición de tubos) dividida por el perímetro mojado:

$$D_e = \frac{4 * \text{área de flujo}}{\text{perímetro mojado}}$$

### 2.14.2 Caída de presión del lado de la coraza

La caída de presión del lado de la coraza depende del número de tubos, el número de veces que el fluido pasa por el haz de tubos entre los deflectores, y la longitud de cada cruce.

Supongamos que la longitud de un haz esta dividida por cuatros deflectores, entonces todos el fluido viaja a través del haz cinco veces.

Una correlación ha sido obtenida usando el producto de la distancia a través de haz, tomada como el diámetro interno, DI, de la coraza, y el número de veces que el haz es cruzado.

El diámetro equivalente usado para calcular la caída de presión es el mismo que para la transferencia de calor. La caída de presión en el lado de la coraza es calculado por la siguiente expresión:<sup>3.8</sup>

$$\Delta p_s = f G_s (N_b + 1) D_s / 2 \rho D_s \phi_s$$

Donde  $\phi_s = \left(\frac{\mu_b}{\mu_w}\right)^{0.14}$ ,  $N_b$  es el número de deflectores, y  $(N_b + 1)$  es el número de veces que el fluido pasa por el haz de tubos. El factor de fricción, para la coraza es calculado de:

$$f = \exp(0.576 - 0.19 \ln(\text{Re}_s))$$

Donde

$$400 < \text{Re}_s = \frac{G_s + D_s}{\mu} \leq 1 * 10^6$$

La correlación ha sido probada basada en datos obtenidos de intercambiadores actuales. El coeficiente de fricción también toma en cuenta las perdidas a la entrada y a la salida.

### 2.14.3. Caída de presión del lado del tubo

La caída de presión del lado del tubo puede ser calculado conociendo el número de pasos de los tubos,  $N_p$  y la longitud,  $L$ , del intercambiador de calor.

La caída de presión para el fluido del lado del tubo está dado por la ecuación:

$$\Delta p_t = 4f \frac{LN_p}{d_i} \rho \frac{U^2 m}{2}$$

O

$$\Delta p_t = 4f \frac{LN_p}{d_i} \frac{U^2 m}{2\rho}$$

El cambio de dirección en los pasos de los tubos introduce una caída de presión adicional,  $\Delta p_f$  debido a las súbitas expansiones y contracciones que experimenta el fluido en el tubo durante el regreso que es considerado para permitir cuatro cabezales de velocidad por paso:

$$\Delta p_f = 4 N_p \frac{\rho U^2 m}{2}$$

El arrastre total de presión del lado del tubo llega a ser:

$$\Delta p_{total} = \left( 4 \frac{LN_p}{d_i} + 4 N_p \right) \frac{\rho U^2 m}{2}$$

## 2.15. Intercambiadores enfriados por aire

Consisten en una serie de tubos situados en una corriente de aire, que puede ser forzada con ayuda de un ventilador. Los tubos suelen tener aletas para aumentar el área de transferencia de calor. Pueden ser de hasta 40 ft (12 m) de largo y anchos de 8 a 16 ft (2,5 a 5 m). La selección de un intercambiador enfriado por aire frente a uno enfriado por agua es una cuestión económica, hay que considerar gastos de enfriamiento del agua, potencia de los ventiladores y la temperatura de salida del fluido (un intercambiador de aire, tiene una diferencia de temperatura de unos 15 °F (8 °C)). Con agua se obtienen diferencias menores.

## 2.16 Condensadores

Los condensadores por el lado de coraza y los verticales por tubos son los más usados. El intercambiador horizontal con condensación por los tubos se utiliza para arreglos de calentadores o vaporizadores donde la condensación del vapor (medio de calefacción) se lleva a cabo por los tubos. [8]

### 2.16.1 Características de condensadores

- Condensación por tubos (flujo vertical descendente) Tubos de 12 -25 mm de diámetro.

Desventaja: para fluidos sucios por coraza la limpieza ofrece gran dificultad

- Condensación por tubos (flujo vertical ascendente) Comúnmente usados como condensadores parciales. Tubos no mayores a 6 -10 ft de largo con diámetros de 10 mm o más.

Desventaja: posible inundación con condensado en el fondo de los tubos

- Condensación externa a los tubos Requiere una buena distribución del refrigerante por los tubos, y además de un sumidero y bomba para retornar el refrigerante a la torre de enfriamiento.

Ventaja: alto coeficiente de transferencia de calor del lado del refrigerante y fácil limpieza

Desventaja: el drenaje del condensado es una desventaja para mezclas con amplio rango de ebullición.

- Condensación interna en tubos horizontales Se emplea en los enfriadores con aire donde es la forma más viable o adecuada.
- Condensación externa en tubos horizontales La inundación de los tubos puede ser controlada asegurando el subenfriamiento del condensado o por control de la presión aguas arriba regulando la tasa de condensado. Tubos aleteados son usados y ofrecen beneficios, pero con fluidos cuya tensión superficial sea mayor a 50 dynas/cm no es posible debido a la acumulación del líquido en las aletas. Fácil limpieza de lado del refrigerante en caso de ser corrosivo o sucio.

## 2.18 Rehervidores

En lo que respecta a la manera de cómo circula el fluido de proceso, se tienen dos tipos básicos de rehervidores: Circulación natural que incluye a los termosifones y rehervidores incrustado ó indirectos. Entre ellos tenemos Rehervidores de Termosifón de un solo paso, rehervidores Tipos de flujo preferencial Circulación forzada, que incluye a los rehervidores tipo horno. Entre ellos tenemos Rehervidores de Termosifón de un solo paso, rehervidores de flujo preferencial. [8]

### 2.18.1 Circulación Natural

El movimiento del fluido se produce por una diferencia de densidad creada en el sistema creada por la entrada de calor al sistema.

**Termosifón de un solo paso (once trough):** se caracterizan por tomar el líquido a rehervir del plato de fondo de la columna, mediante un plato de retiro total. El líquido pasa por el termosifón una vez y fluye hacia el sumidero ó fondo. El vapor y el líquido que salen del rehervidor, se separan en el sumidero. El vapor sube para la destilación, y el líquido sale como producto de la torre.

**Termosifones de Recirculación:** el líquido del plato de fondo cae al fondo ó sumidero de la columna. En esta zona, se sucede continuamente la separación vapor-líquido del material rehervido, mezclándose el líquido separado con el correspondiente al plato de fondo. Parte de esta mezcla líquida se remueve como producto de fondo, y el resto se alimenta al rehervidor.

**Termosifón de flujo preferencial:** es muy semejante a los termosifones de recirculación, con la diferencia que el fondo de la columna tiene deflectores que separan al líquido que se remueve como producto de fondo, del líquido que se alimenta al rehervidor.

### 2.18.2 Circulación forzada

**Rehervidores de Bombeo Directo:** consisten en un intercambiador convencional alimentado por una bomba. La vaporización puede darse en el lado de la carcaza o en el lado de los tubos.

Se usan cuando:

- Se tienen fluidos sucios y es necesaria una circulación positiva
- Cuando se requiere una alta velocidad de circulación y/o un bajo incremento en temperatura para minimizar la degradación térmica del producto de fondo
- Cuando el tamaño del rehervidor de circulación natural sería irracionalmente grande (requiriendo carcazas múltiples y tuberías complejas)
- Para servicios donde el cabezal hidrostático está limitado

**Rehervidores Tipo Horno:** consiste en un rehervidor con llamas alimentado por una bomba. Los rehervidores con llamas son el tipo de instalación más costosa. Estos son usados normalmente sólo cuando el nivel de temperatura requerido para rehervir es mayor que el obtenido por el vapor o una corriente de proceso.

**Rehervidores de Marmita:** (“kettleboilers”) son un caso especial de los rehervidores de un solo paso, ya que el retiro del producto de fondo se hace en el rehervidor, no en el fondo de la columna. Este tipo de rehervidores, principalmente, un termosifón. Normalmente consta de un haz de tubo en U (fluido limpio para calentamiento) encerrado en una carcaza suficientemente grande que provee un espacio apropiado para la separación del líquido y el vapor arriba del haz y un espacio para acumulamiento de líquido debajo del haz

### 2.18.3 Clasificación de acuerdo a la orientación de la carcaza

- Horizontales. Consiste en un intercambiador convencional de tubo y carcaza. El fluido de proceso es vaporizado en la carcaza y, por esto, este tipo debe ser restringido para servicios que oscilen entre limpios a moderadamente sucios. Vaporización restringida a 50%
- Vertical. Consiste en un intercambiador convencional de tubo y carcaza conectado directamente a la torre. El espacio para la acumulación del producto de

fondo y para la separación del líquido y vapor están incluidos en la sección de fondo de la torre. Generalmente, la instalación más económica es la del rehervidor tipo termosifón vertical. Si estos están soportados directamente de la torre, la línea de descarga del fluido de proceso es bastante corta, minimizando la caída de presión del vapor y el costo. El fluido del proceso (generalmente el más sucio) es pasado por los tubos, haciendo así la limpieza y el mantenimiento normal más fácil. Máximo 50% de vaporización, comúnmente 30%.

### **2.19. Diseño de intercambiadores.**

Las fases a seguir en el diseño de un intercambiador de calor de casco y tubo son: [10]

1. Comprobar el BALANCE DE ENERGÍA, hemos de conocer las condiciones del procesamiento, caudales, temperaturas, presiones, propiedades físicas de los fluidos,...
2. Asignar las corrientes al tubo y casco.
3. Dibujar los diagramas térmicos.
4. Determinar el número de intercambiadores en serie.
5. Calcular los valores corregidos de la diferencia media de temperaturas (MTD).
6. Seleccionar el diámetro, espesor, material, longitud y configuración de los tubos.

7. Estimar los coeficientes de película y de suciedad. Calcular los coeficientes globales de transmisión de calor
8. Calcular la superficie de intercambio estimada.
9. Seleccionar el tamaño del casco (utilizando dos pasos en tubo).
10. Calcular las pérdidas de presión en el lado del tubo y recalculer el número de pasos para cumplir con las pérdidas de presión admisibles.
11. Asumir la separación entre desviadores y el área de paso para conseguir la pérdida de presión en casco admisible.
12. Recalculer los coeficientes de película en el lado del tubo y del casco utilizando las velocidades máximas disponibles.
13. Recalculer los coeficientes globales de transmisión de calor y comprobar si tenemos suficiente superficie de intercambio.
14. Si la superficie de intercambio es muy grande o muy pequeña revisar los estimados de tamaño de carcasa y repetir las etapas 9-13

## **2.20 Simulación de procesos**

Un modelo de simulación se refiere a un sistema de ecuaciones matemáticas, cuya solución dados ciertos modelos de entrada, es representativa de la respuesta real del proceso a determinadas condiciones de operación. [12]

Los cálculos se fundamentan en ecuaciones básicas, técnicas de cálculo, ecuaciones empíricas, correlaciones, datos de librería y métodos para la determinación de propiedades físicas y termodinámicas.

Tanto el diseño como la operación pueden facilitar mediante la simulación del proceso o de sus partes, ya que los modelos matemáticos de los procesos pueden ser manipulados con más facilidad que en las plantas reales.

### **2.20.1 PRO/II with PROVISION**

Es un sistema de simulación que modela procesos en estado estacionario relacionado con las industrias químicas, del petróleo y del gas natural, la operación de los equipos esta representada por módulos de cálculo que se resuelven secuencialmente, los cuales están interconectados por corrientes de procesos.

Este programa realiza la evaluación rápida de sistemas sencillos, con especificaciones complicadas, ecuaciones termodinámicas avanzadas, columnas de destilación, reactores, mezcladores, tuberías, bombas, además de la evaluación rápida de los intercambiadores de tubo y carcaza. Es completamente interactivo, posee una interface grafica que facilita su manejo.

Los resultados pueden ser obtenidos de forma total (reporte de salida), o parcialmente (para un equipo en especial) o mediante de tablas.

Una de las ecuaciones básicas en el cual se fundamenta los cálculos realizados por este programa de simulación es la ecuación de Peng-Robinson (PR), muy utilizada para procesos con hidrocarburos ligeros, tales como procesamiento de gas natural, y gas de las plantas de refinería.

Peng y Robinson modificando el termino de la expresión de atracción de la ecuación semiempirica de Van der Waals, obtuvieron una ecuación de estado simple que permite calcular las propiedades físicas y termodinámicas de los gases

$$P = \frac{R \cdot T}{V - b} \cdot \frac{a}{V(V + b) + b(V - b)}$$

Donde:

$$b = \sum x_i \cdot b_i$$

$$b_i = 0,07780R \cdot \frac{T c_i}{P c_i}$$

$$a(T) = \sum \sum x_i x_j (a_i a_j)^{\frac{1}{2}} (1 - k_{ij})$$

$$a_i = a c_i \alpha_i$$

$$a c_i = \frac{0,45724(R T c_i)^2}{P c_i}$$

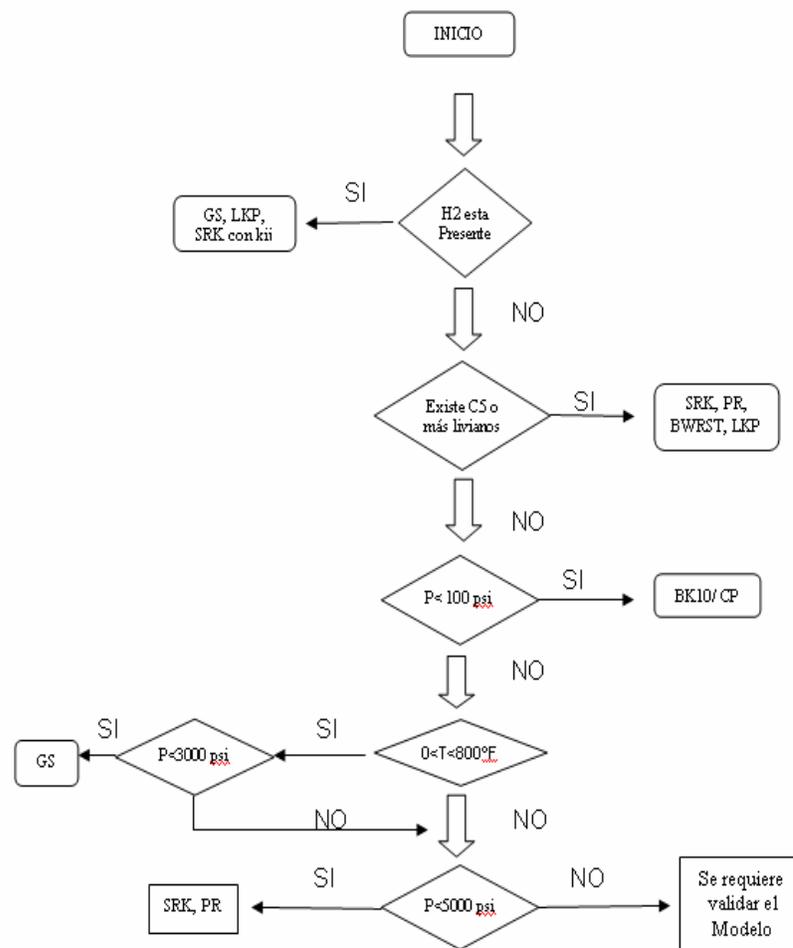
$$\alpha^{0,5} = 1 + \eta_i (1 - T_{r_i}^{0,4})$$

$$\eta_i = 0,37464 + 1,542266\omega_i - 0,26992\omega_i^2$$

Otros métodos como Grayson-Streed y Braun K10 (BK10), son utilizados para cortes pesados en refinerías en columnas de vacío, FCC y columnas de coque. También es utilizado en refinería en plantas de fraccionamiento de gas y procesos de hidrogenación tales como reformación e hidrocrackeo. Todos estos métodos son los más comúnmente utilizados, para resolver sistemas de hidrocarburos y procesamiento de gas. La base de datos del programa también contiene información sobre la definición de componentes puros y fracciones de petróleo.

### 2.20.2 Selección del método termodinámico

PROII with PROVISION, emplean ecuaciones termodinámicas, correlaciones y ecuaciones de balance de materia y energía. Los pasos para la selección del método termodinámico para sistemas de hidrocarburos se representan esquemáticamente en la figura 2.13



**Figura 2.13 Selección de métodos termodinámicos para sistemas de Hidrocarburos**

Donde:

SRK: Soave Redlich Kwong

PR: Peng Robinson

BWRST: Benedict- Webb- Ruben- Starling- Twu

GS: Grayson Streed

BK10/CP: Braun K10 con Curt Pitzer para  $h$  (entalpia) y  $s$  (entropia).

LKP: Lee-Kesler-Plocker

## **CAPÍTULO III**

### **DESARROLLO DEL PROYECTO**

#### **3.1 Descripción del proceso de fraccionamiento de la planta de Jose.**

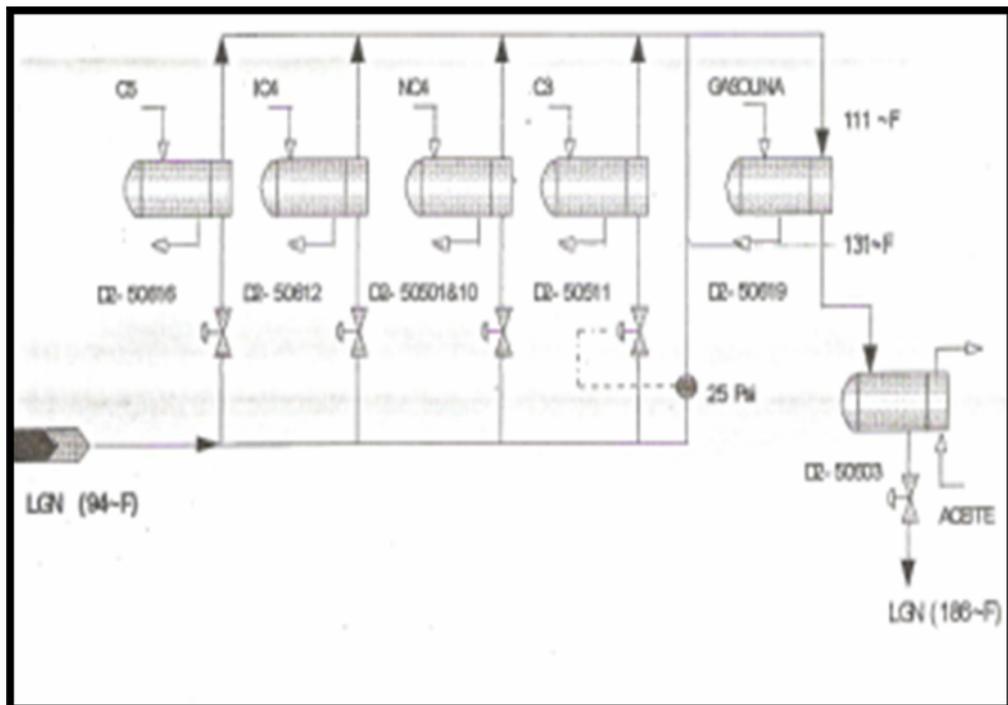
Los líquidos de la alimentación Planta de fraccionamiento de Jose consiste en fraccionar el LGN, provenientes de la planta de extracción de san Joaquín, Santa Barbará y Jusepin. La alimentación combinada llega a la planta por dos tuberías: una de 16” desde la planta de Extracción San Joaquín y una de 16” desde la planta de Extracción de Santa Barbara.se distribuye simétricamente en recipientes elípticos de almacenamiento llamados balas antes de pasar por los trenes de proceso a fin de garantizar que todas las balas reciban líquidos al mismo caudal y que cualquier posible remanente de agua se distribuya equitativamente en los tanques de almacenamiento, reduciendo así la posibilidad de entrada de agua a los trenes de fraccionamiento.

La planta está conformada por tres trenes de fraccionamiento (A, B.C), cada uno con una capacidad de procesamiento de 50.000 barriles por día (BPD) de LGN. Cada tren cuenta con cuatro torres, las cuales se muestran en la figura 3.1 y son: despropanizadora, desbutanizadora, fraccionadora de butanos y fraccionador de gasolina; a partir de estas se obtienen los siguientes productos: propano, iso-butano, normal butano, pentanos, gasolina natural y residual.

El proceso de fraccionamiento consiste en una destilación en serie a través de cuatro torres por tren, basado en los diferentes puntos de ebullición de sus componentes.

El caudal total de alimentación de LGN según el diseño es de 1500.000 BPD. Esta alimentación de hidrocarburos se bombea desde las balsas de alimentación pasando por un sistema de precalentamiento, compuesto de cinco (5) de calor en paralelo a través de los cuales se mantiene una presión una presión de 25 psi. La figura 3.1 muestra el diagrama esquemático del sistema de precalentamiento de la alimentación.

Este sistema de precalentamiento permite una conservación y ahorro de energía; la temperatura relativamente baja de la alimentación de entrada (94 °F) permite subenfriar los productos de la planta antes de enviarlos al área de almacenamiento, reduciendo de este modo la energía de refrigeración requerida en sistema de almacenamiento refrigerado.



**Figura 3.1 Esquema del sistema de precalentamiento**

Los productos que salen de la planta de fraccionamiento registran las siguientes temperaturas en °F:

Propano	106
Isobutano	105
Normal butano	99
Pentano	113
Gasolina	125
Componentes pesados (Residual)	120

La alimentación se precalienta a aproximadamente 111 °F y se usa luego para condensar y subenfriar los vapores de tope de la fraccionadora de gasolina. El calentamiento final que se requiere para la alimentación de la planta se realiza en el calentador complementario de la alimentación de donde sale a 186 °F.

Luego que la alimentación ha pasado por el sistema de precalentamiento, esta llega a la Despropanizadora, primera torre de fraccionamiento. Desde el punto de vista de diseño y operación, esta torre es la más sencilla de la planta. Opera a una presión de 245 psig, una temperatura de 124 °F en el acumulador de tope y 257 °F en el fondo. Tiene un solo rehervidor de termosifón horizontal. La alimentación entra a la torre por la bandeja 23.

La torre está diseñada para producir propano de una pureza de 96% por volumen de líquido, limitando el propano en el producto de fondo a un nivel de 0,55% molar. El producto propano pasa por el condensador de tope se condensa; por medio de bombas, una parte es enviada como reflujo a la torre y resto es llevado a los tratadores de tamices moleculares para remover el sulfuro de hidrogeno, sulfuro de

carbonilo, mercaptanos y el agua presente Después del tratamiento el propano es enviado al área de refrigeración.

El producto de fondo de la Despropanizadora sale de la torre a una temperatura de 257 °F y, luego de vaporizarse en un 50,66% en una válvula de control de reflujo, se envía al precalentador de la alimentación de la Desbutanizadora y después la alimenta a la altura del plato 19 a una temperatura de 225 °F. Todos los butanos se separan y salen por el tope de la torre y alimentan a la separadora de butanos.

De una corriente lateral de vapor de la bandeja 35 se obtiene un producto pentano con una pureza mínima de 80% por volumen. Esta torre opera a una presión de tope de 145 psig y una temperatura de fondo de 340 °F en el tren A y 361 °F en el tren C, según el diseño.

La alimentación de la Separadora de Butanos proviene del acumulador de reflujo de la Desbutanizadora. La torre opera a una presión de tope de 90 psig en el acumulador de reflujo 95 psig en el tope, una temperatura de fondo de 158 °F y, según su diseño, la alimentación entra en la bandeja 38 a una temperatura de 148 °F. Esta torre consta de 80 bandejas y es la más alta de la planta, ya que esta torre separa el isobutano y el normal butano, que son isómeros y tienen parecidos puntos de ebullición. La Separadora de Butanos fue diseñada para obtener un producto isobutano de una pureza mínima de 96% y un producto normal butano de pureza de 95%.

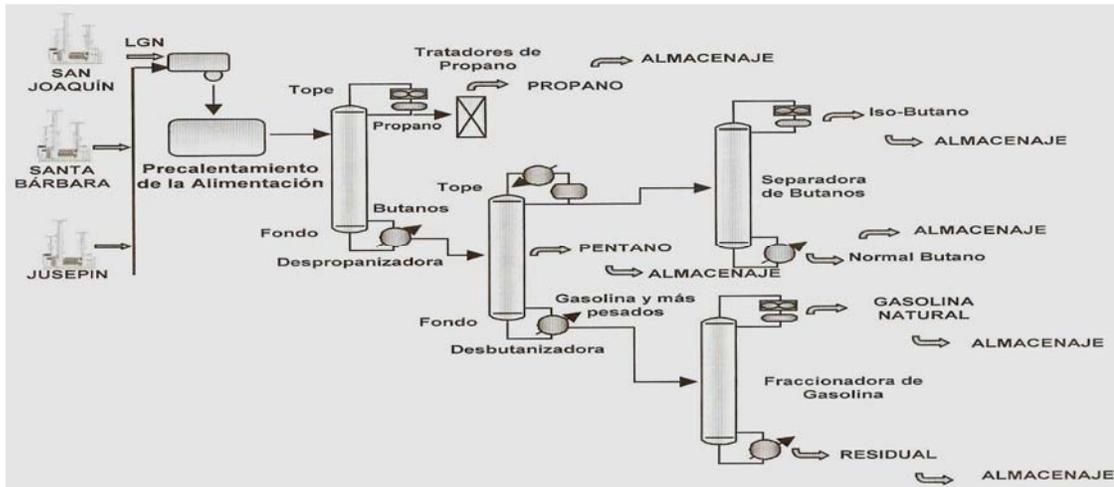
El producto de fondo de la Desbutanizadora sale de la torre y pasa por una válvula de control de caudal donde su presión se reduce de 155 psig a aproximadamente 27 psig vaporizándose alrededor de un 60% y disminuyendo su temperatura de 361 ° F a 251 ° F. Antes de entrar a la fraccionadora de gasolina la

corriente se vaporiza en un 7% más en el intercambiador de alimentación-fondo de la fraccionadora de gasolina.

La Fraccionadora de Gasolina es la última y más pequeña de las columnas de la planta de fraccionamiento, opera a una presión de tope de 18 psig y una temperatura de fondo de 308 °F. Su objetivo es obtener gasolina, minimizando la producción de corte de componentes pesados. La alimentación entra en la bandeja 13 de esta torre a una temperatura de 240 ° F. del fondo se obtiene un producto residual, que se almacena para ser despachado a la Refinería Puerto La Cruz, y por el tope se obtiene Gasolina Natural.

Los productos provenientes de los trenes de fraccionamiento pasan por un sistema que les retira calor y luego van hacia el área de almacenamiento se provee con un sistema de lazo cerrado de refrigeración de cuatro etapas con propano. El enfriamiento de las corrientes se lleva a cabo en intercambiadores de calor tipo Kettle, donde el refrigerante es propano expandido y vaporizado por el lado de la carcasa. El propano utilizado es de grado refrigerante (mínimo 97% molar y contenido de agua no mayor de 0,25 ppm) y es suministrado por la Planta de Fraccionamiento.

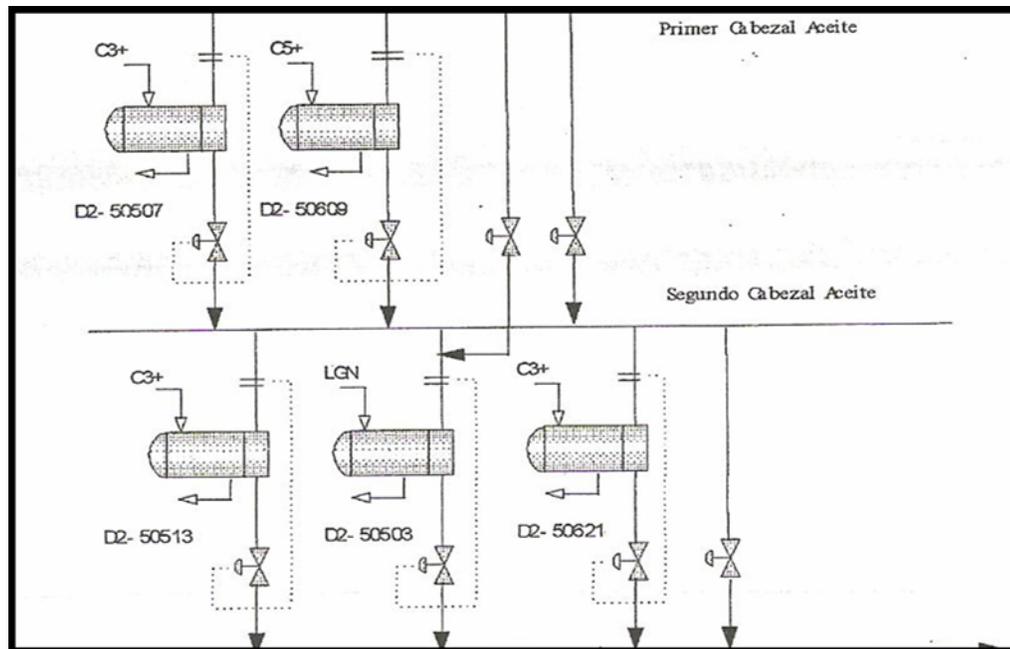
El sistema de refrigeración de la planta tiene como objetivo enfriar las corrientes de propano, i-butano y n-butano producidas en los trenes de fraccionamiento, así como subenfriar las corrientes de propano y butanos que son enviadas hacia el muelle de carga de los tanques refrigerados. En el Terminal Marino José los productos son embarcados para la venta y transporte marítimo. La figura 3.2 muestra un esquema general del proceso de fraccionamiento que se lleva a cabo en la Planta de José.



**Figura 3.2 Esquema general del proceso de fraccionamiento**

Las necesidades de calentamiento de la planta de Fraccionamiento son cubiertas por dos sistemas cerrados de aceites para calentamiento, uno para los Trenes Ay B y otro para el Tren C, que suministra los requerimientos de calor a los rehervidores de fondo de las columnas de fraccionamiento de los trenes (excepto la fraccionadora de gasolina de los Trenes Ay B, cuyo rehervidores son hornos de fuego directo). Estos son intercambiadores de calor termosifón horizontal de tubo y carcaza. Los fondos de las torres fluyen por circulación natural al rehervidor, donde se vaporiza aproximadamente 35,45% del líquido, la corriente parcialmente vaporizada regresa a la torre. El aceite para el calentamiento entra en el rehervidor por el lado de los tubos. En la figura 3.3 se muestra el esquema del sistema de rehervidores de aceite caliente para los trenes A y B, cuya diferencia con el sistema de aceite para el tren C es la ausencia del rehervidor de la fraccionadora de gasolina D2100623.

Figura 3.3 Intercambiadores de calor del sistema de aceite caliente



### 3.2 Composición diseño de la alimentación a la planta

La composición de la alimentación, según las bases de diseño para el Tren C se muestra en la tabla 3.1.

**Tabla 3.1 Composición de diseño de la alimentación del tren de procesos.**

	<b>Composición, mol%</b>
<b>componente</b>	<b>Tren C</b>
<b>Etano</b>	1,00
<b>Propano</b>	55,19
<b>i-Butano</b>	11,41
<b>n-Butano</b>	17,41
<b>i-Pentano</b>	5,38
<b>n-Pentano</b>	4,29
<b>Hexano</b>	2,86
<b>Heptano</b>	1,76
<b>Octano</b>	0,45
<b>Nonano</b>	0,18
<b>Decano</b>	0,07

Como puede observarse, el diseño del Tren C fue basado en una alimentación con mayor contenido de propano y compuestos pesados.

### **3.3. Descripción de equipos**

Durante la revisión de los manuales de operación y hojas de datos de los equipos lo referente a dimensiones, especificaciones y capacidades de los intercambiadores de calor, el sistema de aceite caliente.

A continuación se hace una descripción de modo general y a través de tablas, ubicadas en la tabla 4.5, se presentan las principales características de diseño de los equipos en estudio que conforman la Planta de Fraccionamiento de José.

### **3.3.1. Descripción de las torres de fraccionamiento**

Las características de diseño, como son dimensiones, número de platos, equipos asociados, son iguales en cada torre para todos los trenes, excepto los rehervidores de las fraccionadoras de gasolina, que para los trenes A y B son hornos directos y para el tren C es un intercambiador de tubo y carcaza.

Las condiciones de operación y temperatura son iguales, también son los porcentajes de inundación máxima permisible la diferencia que existe entre la torres de fraccionamiento de un mismo tipo (es decir, Despropanizadora, Desbutanizadora, separadora de butanos o fraccionadora de gasolina) se encuentra en el tipo de plato o bandeja que posee, ya que el numero pasos es igual.

Las tablas 4.5 y 4.6 presentan la información referente a las características de diseño y datos de los internos de la torre.

### **3.3.2 Descripción general de los intercambiadores de calor**

Los intercambiadores de calor de la Planta de Fraccionamiento de José, según con el tipo de fluido con que operan, se dividen en dos grupos:

1<sup>er</sup> Grupo: está conformado por los intercambiadores que operan con los productos y fluidos del proceso, que a su vez se dividen en dos sub-grupos:

Sistema de precalentamiento: Utilizan productos de la planta como medio de calentamiento de la alimentación a la misma y a su vez son enfriadores de otros productos.

Estos son:

Subenfriador de propano.

Intercambiador de calor de alimentación a la planta n-butano

Intercambiador de calor de alimentación a la planta i-butano.

Enfriador de producto pentano.

Condensador de tope de la fraccionadora de gasolina.

Intercambiadores de alimentación de fondo de la fraccionadora de gasolina, que precalientan la alimentación de la misma, mientras enfría el producto de fondo, además del rehervidor de intercambio de la separadora de butanos, que a su vez es condensador de tope de la desbutanizadora.

2<sup>do</sup> Grupo: Está formado por los intercambiadores que trabajan con aceite como medio de calentamiento. Estos son los rehervidores de las torres de fraccionamiento y los precalentadores de alimentación a la Despropanizadora y a la desbutanizadora. La tabla 4.7 muestra las características de diseño de los intercambiadores de calor.

### **3.3.3. Bombas centrífugas**

Las bombas de reflujo de la desbutanizadora bombean solo el flujo que entra a la torre como reflujo. Las demás bombas de reflujo solo transfieren todo el líquido que sale del condensador, es decir el reflujo mas el flujo que sale como producto. las bombas de fondo de la separadora de butanos transfieren solo el flujo del producto de fondo.

Las bombas de fondo de la fraccionadora de gasolina transfieren todo el flujo de fondo en caso de los trenes A y B, mientras que en tren C solo es bombeado el producto de fondo.

#### **3.3.4. Sistema de aceite caliente**

Como se explico en la descripción del proceso, las necesidades de calentamiento de la planta son cubiertas por dos sistemas cerrados de aceite, uno para los trenes A y B, y otro para el ten C, que proporcionan los requerimientos de calor a los rehervidores de fondo de las columnas de fraccionamiento.

Para el tren C las bombas de circulación de aceite D371106/07 y 09 succionan desde el tambor de expansión de aceite caliente D871101, que también opera a 5 psig, hacia las instalaciones para calentamiento.

El calor requerido lo suministran los hornos a fuego directo D171113 y D171114 de donde sale el aceite caliente a 490°F (primer cabezal) hacia los rehervidores de la despropanizadora, desbutanizadora y a la fraccionadora de gasolina.

La corriente de salida combinada, a 343°F (segundo cabezal), alimenta al rehervidor de aceite de la separadora de butanos (D2100613), al calentador complementario de la alimentación a la despropanizadora (D2100503) yal precalentador de la alimentación a la desbutanizadora (d2100621)

El aceite utilizado actualmente es llamado Purolub, es elaborado con un tipo de base parafinica.

### **3.5 Desarrollo del trabajo**

#### **3.5.1 Revisión bibliográfica**

Esta etapa tiene como propósito principal la recopilación de información proveniente de fuentes tales como manuales, diagramas de procesos, diagramas de tubería e instrumentación del proceso de fraccionamiento así como textos universitarios, revistas técnicas, informes técnicos, internet, intranet PDVSA que permiten comprender el proceso operativo de la planta, la función de los equipos a estudiar, funcionamiento de los equipos así como los aspectos operacionales a enfocar en el proceso de dimensionamiento y especificación de los equipos. Esta etapa aun siendo la primera se aplicara siempre que sea necesario, en cualquiera de los restantes del proyecto

#### **3.5.2. Establecer las bases y criterios para dimensionar los intercambiadores de calor**

En esta fase se procedió a recopilar información para establecer las bases y criterios necesarios para dimensionar los intercambiadores de calor que conforman el Tren C de la Planta de Fraccionamiento y Despacho Jose, utilizando los manuales de diseño de los intercambiadores calor y manuales operacionales los cuales incluyen las normas utilizadas para su posterior diseño y dimensionamiento, se obtuvieron las bases necesarias para saber cómo dimensionar dichos equipos., para el caso en estudio todos intercambiadores de conforman el tren C de la planta de Fraccionamiento y Despacho de José los resultados son reportados en las tablas 4.1,4.2,4.3,y 4.4.

### **3.5.3. Especificacion de los datos de diseño de los intercambiadores de calor del tren C**

En esta fase con la información recopilada sobre los datos de diseño de los equipos e intercambiadores de calor se diseñara una hoja de datos en Microsoft Excel que permita de forma lógica indicar las principales características de los equipos y de los intercambiadores de calor. Esta hoja de datos permita en el futuro conocer los datos de diseño de los intercambiadores de calor para cualquier cálculo o evaluaciones de las condiciones operacionales, etc. . Las hojas de datos son reportadas en las tablas 4.5, 4.6, 4.7, y 4.8.

### **3.5.4. Simulacion del proceso de fraccionamiento del tren C**

La metodología utilizada fue la siguiente:

- Inducción y familiarización con el proceso de fraccionamiento llevado a cabo en la planta.
- Búsqueda y recopilación de información referente a las especificaciones de diseño de los equipos involucrados en el proceso de fraccionamiento, así como las condiciones actuales de operación.
- Utilización del simulador PRO/II con PROVISION versión 8.1.
- La ecuación de estado utilizada para modelar el proceso de fraccionamiento de LGN fue la correlación Peng y Para el fluido de calentamiento (aceite térmico) se utilizo la correlación Grayson Streed.

### **3.6. Validación del modelo de diseño**

Fue elaborado el modelo simulación del proceso de fraccionamiento del tren C a las condiciones de diseño con la utilización del manual diseño con el fin de

reproducir de manera más exacta el funcionamiento del tren C. Para ello se utilizó el paquete comercial de simulación PRO/II con PROVISION versión 8.1, y luego este fue modelado y validado con los datos de diseño como son la temperatura, el flujo, presión y las especificaciones de los productos.

### 3.6.1. Composición y bases de diseño en el simulador

En la sección 4.1 y 4.2 se establecen las bases y criterios necesarios que requiere el simulador para hacer la validación de diseño.

#### 3.6.1.1. Parámetros de diseño a la entrada del tren C

En la presente ventana del simulador se introducen los valores de presión y temperatura de la alimentación de LGN y definir la composición.

The image shows a screenshot of the 'PRO/II - Stream Data' dialog box. The window title is 'PRO/II - Stream Data'. At the top, there are menu options: 'UOM', 'Range', 'Help', 'Tag', 'Overview', 'Status', and 'Notes'. The 'Stream' field contains 'S1' and the 'Description' field is empty. Below this, 'To Unit' is set to 'T1'. The 'Stream Type' section has a list box with 'Composition Defined' selected, and buttons for 'Flowrate and Composition...', 'Stream Solids Data...', and 'Stream Polymer Data...'. The 'Thermal Condition' section has two rows: 'First Specification' with 'Temperature' selected and a value of '186.00' F, and 'Second Specification' with 'Pressure' selected and a value of '282.22' psia. At the bottom, 'Thermodynamic System' is set to 'Default (PR01)'. There are 'OK' and 'Cancel' buttons at the bottom right.

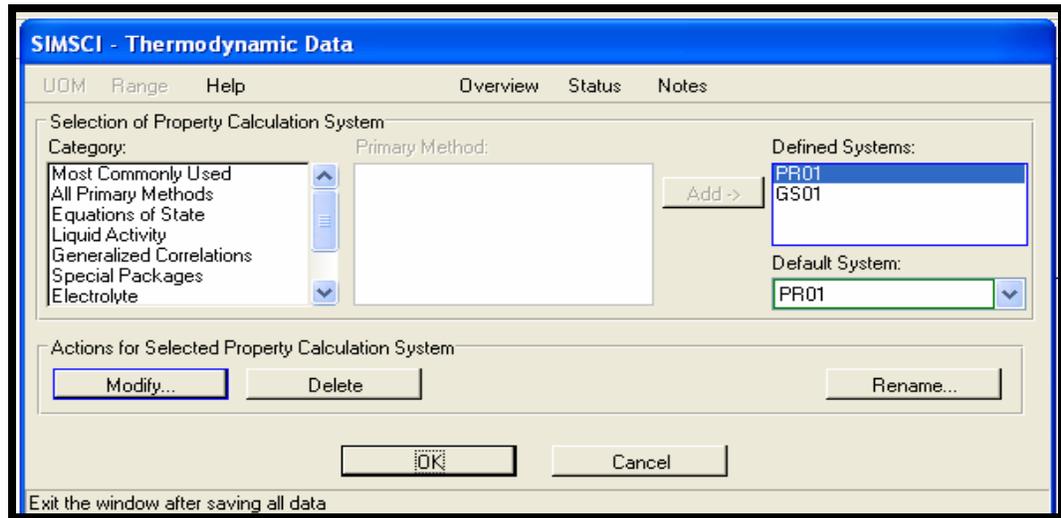
### 3.6.1.2. Composición de diseño de la alimentación al tren C

Esta ventana se abre para introducir la composición de los componentes que forma la alimentación del LGN y flujo de alimentación

Component	Composition Mole
ETHANE	0.010000
PROPANE	0.55190
IBUTANE	0.11410
BUTANE	0.17410
IPENTANE	0.053800
PENTANE	0.042900
HEXANE	0.028600

### 3.6.2. Sistema termodinámico usado

En esta ventana se escoge el sistema termodinámico dando clic en Modify y usando most commonly used para seleccionar la correlación a usar



La correlación Peng Robinson fue escogida para el cálculo de las corrientes del proceso, ya que tiene como ventaja el amplio rango de condiciones en el cual es aplicable.

Con esta ecuación se llevan a cabo cálculo de equilibrio para sistemas en un rango desde bajas temperaturas criogénicas y bajas presiones hasta temperaturas altas y presiones elevadas, además de ser la mejor ecuación de estado cubica de dos parámetros propuesta hasta ahora.

La ecuación de Grayson Streed fue escogida para el fluido de calentamiento (aceite térmico) debido a que es utilizada para cortes pesados de hidrocarburos cuyas propiedades específicas corresponden a la del aceite utilizado.

### 3.6.3 La simulación de los equipos fue llevado a cabo de la siguiente manera:

#### 3.6.3.1 Torres de fraccionamiento

Para la simulación se trabajó con etapas teóricas, ya que en cada etapa de separación ocurre una vaporización representada por la constante de equilibrio K. El número de etapas fue calculado con la eficiencia global de la torre y el número de etapas reales. Estas etapas son 50 para la despropanizadora, 50 para la desbutanizadora, 80 para la separadora de butanos, mientras que la fraccionadora de gasolina posee 18 etapas o platos reales.

Una vez calculado el número de etapas teóricas para cada torre se especifico al programa de simulación modelar cada columna con su condensador y rehervidor como un solo equipo. El número de etapas teóricas resultante se relaciono con el número de etapas reales y se obtuvieron las eficiencias, como se muestra en la tabla 3.2

**Tabla 3.2. Eficiencia de las torres de fraccionamiento**

	<b>EFICIENCIA%</b>
	<b>TREN C</b>
<b>Despropanizadora</b>	78
<b>Desbutanizadora</b>	78
<b>Separadora de Butanos</b>	77,5
<b>Fraccionadora de Gasolina</b>	61,1

MUESTRA DE CALCULO PARA CALCULAR LA EFICIENCIA EN LA TORRE DESPROPANIZADORA

$$E = \frac{ETAPAS\ TEORICAS}{ETAPAS\ REALES} * 100$$

$$E = \frac{38}{50} * 100 = 78$$

. Los rehervidores se simularon como tipo termosifón sin baffles, mientras que los condensadores fueron modelados a la temperatura de burbuja.

La torre separadora de butanos fue simulada con dos rehervidores: el rehervidor de aceite que forma un solo equipo junto con la torre y el condensador, y el rehervidor de intercambio y condensador de la torre desbutanizadora, que fue simulado como tipo retrobombeo (Pumparound) con la combinación de especificaciones de capacidad de calor y retorno de líquido al plato superior

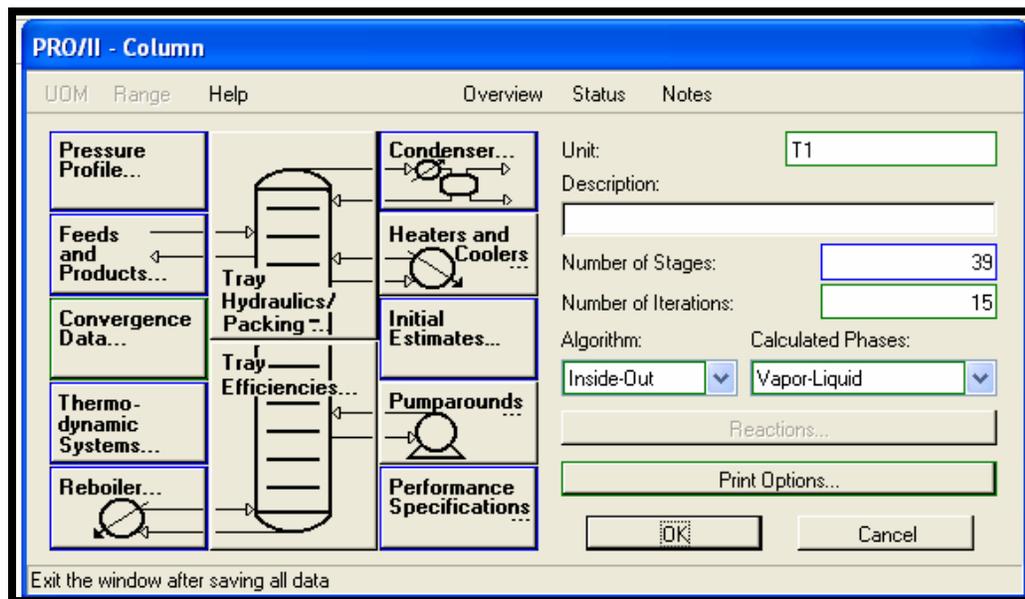
### 3.6.3.2 Procedimiento a seguir para la simulación de la torre despropanizadora

De igual manera se trabajo con las tres siguiente torres restante pero tomando en cuenta los parámetros diseño de cada una, acotando que estas fueron trabajadas por separado y la corriente de alimentación a cada una de estas fue referencia de la corriente de los producto de la torre anterior teniendo en cuenta que el orden de trabajo fue el siguiente: Despropanizadora, Desbutanizadora, Separadora de Butanos y Fraccionadora de Gasolina; destacando que la alimentación que entra a la Despropanizadora es la composición de diseño.

A continuación se presenta los pasos para simular la torre despropanizadora. Incorporación de los datos:

### 3.6.3.2.1 Introducción de los datos de diseño a la columna

En la ventana de la columna se introduce el numero de etapas teóricas, el numero de iteraciones y se escogen los cuadros de la torre dependiendo el tipo de dato a introducir



### 3.6.3.2.2 Especificación de las presiones de la torre

Escogiendo el botón de Pressure Profile de la ventana principal de la columna, para introducir los valores de presión de tope de la columna y la caída de presión

**Column - Pressure Profile**

UOM Define Range Help Overview

Pressure Specification Mode

Overall

By Individual Trays

Overall Specification

Top Tray Pressure:  psia

Pressure Drop

Per Tray:  psi

Column:  psi

Individual Tray Specification

	Tray	Pressure psia
Cut		
Copy		
Paste	1	1
Insert	2	39
Reset	3	
	4	
	5	

Exit the window after saving all data

### 3.6.3.2.3 Especificación de las corrientes y productos de la torre

En la presente ventana se introduce el número del plato por donde entra la alimentación a la torre, los tipos, las fases y los platos por donde salen los productos.

**Column - Feeds and Products**

UOM Define Range Help Overview

Feed	Tray
S1	19

Feed Flash Convention

Vapor and liquid to be on the feed tray.

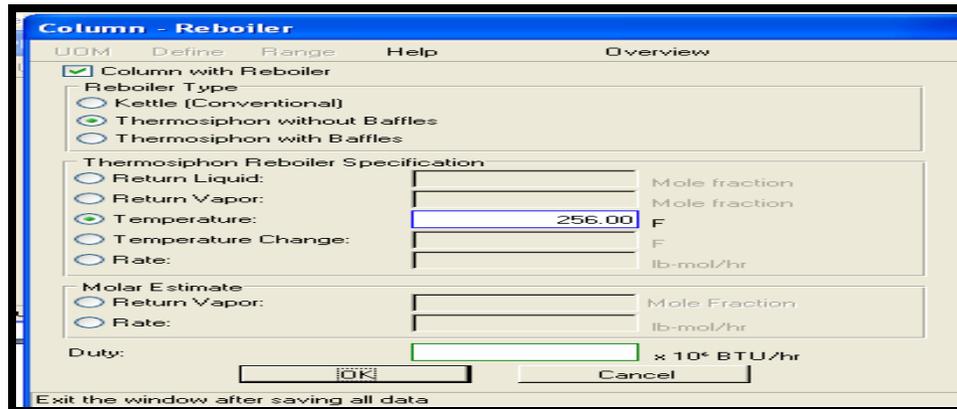
Flash the feed adiabatically, vapor onto the tray above and liquid onto the feed tray.

Product	Type of Product	Phase	Tray	Rate	
S2	Overhead	Liquid	1	4000.0	lb-mol/hr
S3	Bottoms	Liquid	38		lb-mol/hr
S48	Pseudoproducts	Vapor	2		lb-mol/hr
S35	Pseudoproducts	Liquid	38		lb-mol/hr

Exit the window after saving all data

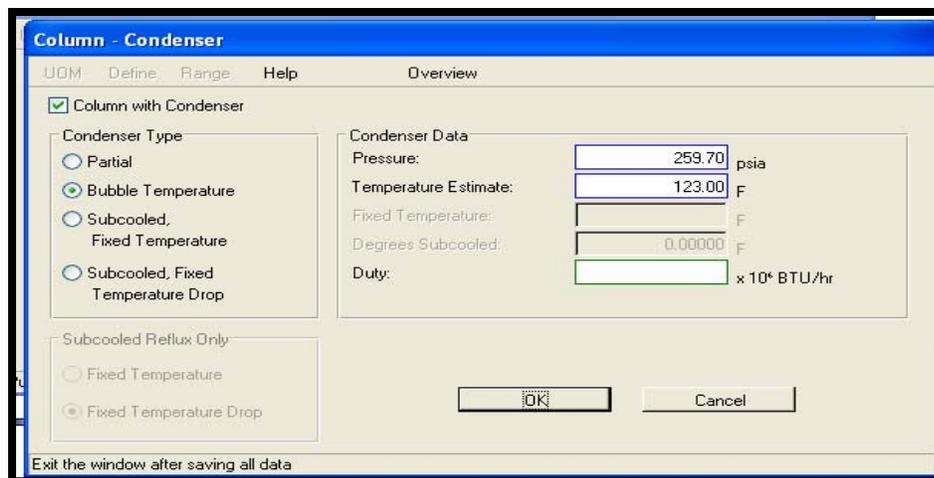
### 3.6.3.2.4 Especificación de los datos en el rehervidor de la torre

Esta ventana se selecciona el seleccionamos el tipo de Reboiler que es termisifon sin baffles y se coloca la temperatura.



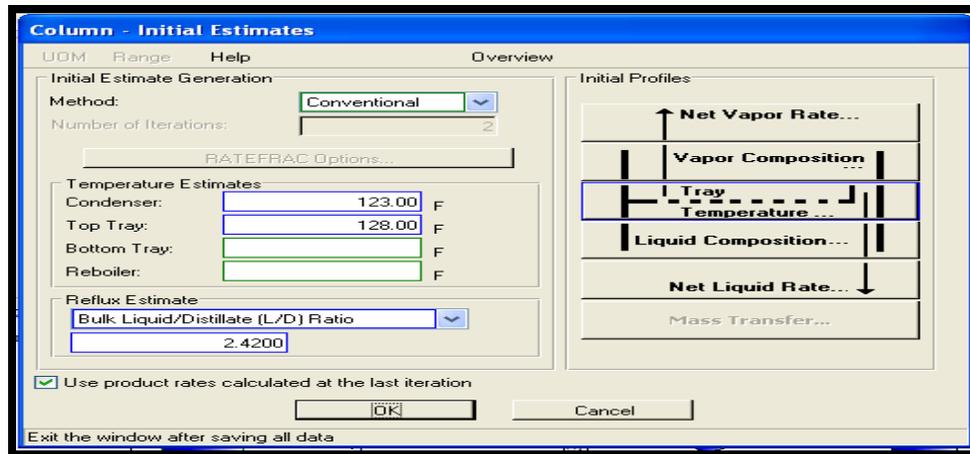
### 3.6.3.2.5 Especificación de los datos en el condensador de la torre

Seleccionando de la ventana principal el condensador, para introducir temperatura y la presión y el tipo (temperatura de burbuja)



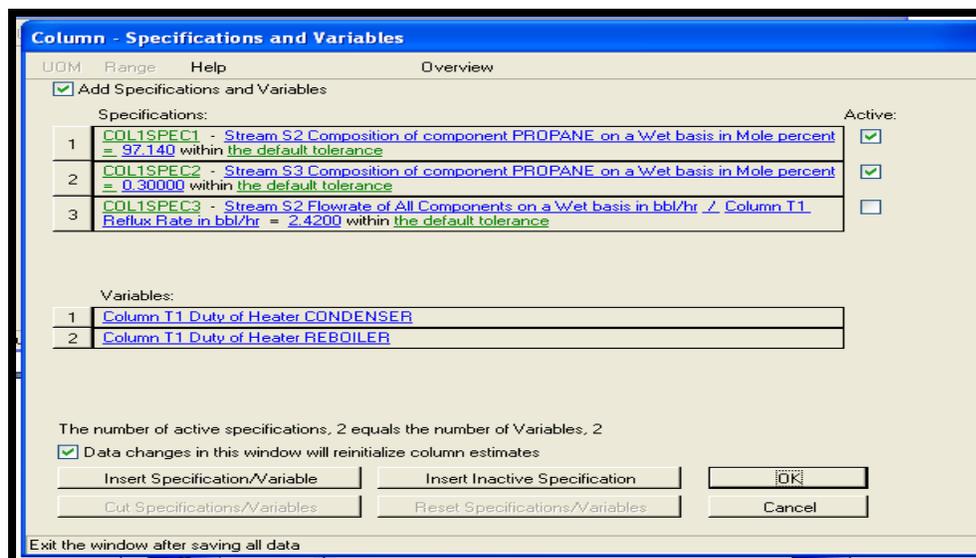
### 3.6.3.2.6 Estimaciones iniciales de la torre

En esta ventana se coloca la temperatura de tope de la torre y la temperatura del condensador y la relación de L/D



### 3.6.3.2.7 Especificaciones de las variables de la torre

En esta ventana se colocó la especificación del producto de tope de la despropanadora y el producto de fondo



### 3.6.3.3 Intercambiadores de calor

#### 3.6.3.3.1 Guía para el diseño y dimensionamiento de cualquier intercambiador de calor.

**Paso 1.** –Obtención de la información de proceso (por ejemplo, propiedades de las corrientes) y mecánica (por ejemplo, arreglo de tubos) y de la función de la unidad o servicio dentro del proceso (por ejemplo, condensador).

Se requiere obtener la siguiente información mínima de proceso:

1. Fase y naturaleza del flujo: líquido, vapor, gas, bifásico, vapor de agua, agua, hidrocarburos, etc.
2. Flujos totales (entrando y saliendo de la unidad, mínimo por un lado): másico o volumétrico, especificado por fase cuando se trata de flujo bifásico.
3. Propiedades de los fluidos: calor específico, calor latente, conductividad térmica, viscosidad, peso molecular o gravedad específica o densidad.
4. Condiciones de operación: temperatura y presión a la entrada y/o salida de la unidad
5. Caídas de presión permisibles: máxima permitida en cada lado
6. Factores de Ensuciamiento: preferiblemente basados en experiencias operacionales.
7. Condiciones de Diseño: temperatura y presión en cada lado de la unidad.

8. Características de los fluidos: corrosivas y/o tóxicas y/o inflamables.
9. Existencia de ciclos térmicos: frecuencias de paradas y arranque, si es una operación por carga, etc.

➤ **información mecánica mínima requerida es la siguiente:**

1. Materiales de construcción
2. Espesor de pared por consideraciones de corrosión.
3. Tolerancia por corrosión.
4. Especificaciones, códigos y estándares.
5. Tamaño o limitaciones de espacio.
6. Orientación de la instalación: vertical o horizontal

**Paso 2.** – Definición del tipo de intercambiador de acuerdo con los criterios de selección presentados en la subsección previa (5.2) y en los documentos PDVSA–MDP arriba mencionados.

**Paso 3.** – Localización de los criterios de diseño típicos para el servicio en cuestión, criterios y consideraciones adicionales y la configuración del

Intercambiador: Tales criterios se encuentran en los documentos PDVSA–MDP antes mencionados, de acuerdo al tipo de intercambiador seleccionado.

**Paso 4.** – Diseño térmico e hidráulico del intercambiador mediante el siguiente procedimiento de cálculo:

1. Calcular  $Q$  a partir de las consideraciones de proceso.
2. Calcular  $DTMe$  a partir de las consideraciones de proceso, el tipo de intercambiador y el arreglo de los tubos.
3. Suponer el valor del coeficiente global de transferencia de calor  $U_o$ . (En la Tabla 3 se muestran valores típicos).
4. Calcular el área  $A$  basada en el  $U_o$  supuesto.
5. A partir del  $A$ , calculada, determinar las dimensiones físicas del intercambiador de calor.
6. Calcular la caída de presión a través del intercambiador y modificar el diseño interno, si se requiere, para obtener un balance razonable entre la caída de presión y el tamaño del intercambiador.
7. Calcular  $U_o$  a partir de las propiedades físicas de los fluidos, factores de ensuciamiento y el arreglo del intercambiador.
8. Recalcular  $A$  basándose en  $Q$  y los valores calculados de  $U_o$  y  $DTMe$ .

9. Comparar el A calculado con el A supuesto y repetir los cálculos hasta que éstas áreas se igualen. Para casi todos los valores de  $U_o$ , existe un diseño de intercambiador que satisface el criterio de que el A calculada sea igual al A supuesta. Sin embargo, muy poco de estos diseños son razonables

**Paso 5.** – Definición y dimensionamiento de las boquillas de entrada y de salida

**Paso 6.** – Especificación del resto de los componentes de intercambiador, de acuerdo a los criterios establecidos en este documento y/o cualquier otro documento PDVSA–MDP mencionado previamente, subsección 5.1, que aplique al caso particular o en el MID.

**Paso 7.** – Búsqueda de información adicional, en el MID y otros documentos técnicos, para completar la especificación de proceso del intercambiador de calor bajo estudio.

### 3.6.3.3.2 Diseño preliminar de un intercambiador tubo y coraza y evaluación del dimensionamiento de un rehervidor termosifon horizontal

Las características del intercambiador de calor (D2.10.0619.1 ver anexo A ) son las siguientes:

DE (pulg.)	Di (pulg.)	Esp. pared (pulg.)	BWG	S (pie <sup>2</sup> /pie lineal)	L (pies)
0,75	0.584	0.083	14	0.19	24

- $D_o$  = Diámetro externo (pulg.)
- $D_i$  = Diámetro interno (pulg.)

- Esp. Pared = Espesor de la pared (pulg.)
- BWG = Calibre
- S = Superficie por pie lineal (pie<sup>2</sup>/pie lineal)
- L = Longitud de los tubos (pie)

Para los cálculos se utilizo arreglo triangular por la eficiencia que posee por encima del arreglo en cuadrado de los tubos con respecto a la transferencia de calor, son muy utilizados a nivel industrial cuando la caída de presión y la limpieza son de poca consecuencia.

Se asume que el calor transferido entre los fluidos involucrados debe cumplir con un balance de energía. Esto quiere decir que el calor cedido por el fluido del proceso es exactamente igual al absorbido.

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta t$$

Ec.1

Donde:

Q = calor transferido (Btu/hr)

$\dot{m}$  = Flujo másico de alimentación de LGN (lb/hr)

C<sub>p</sub> = Capacidad calorífica (Btu/lb. °F)

$\Delta t$  = Diferencia de temperatura (°F)

- **Calor transferido:**

$$Q = 430766 \text{ lb/hr} * 0,638 \text{ Btu/lb}^\circ \text{ F} * (138.4 - 114.7)^\circ \text{ F}$$

$$Q = 6105184,18 \text{ Btu/hr}$$

Por ser un intercambiador tubo y coraza, la temperatura de los fluidos varía con la posición lo cual demuestra que la tasa de transferencia no es constante, debido a que esta depende directamente del gradiente térmico entre los fluidos en la siguiente ecuación:

$$Q = U \cdot A_t \cdot F_t \cdot \Delta t_{MLDT}$$

Ec. 2

Donde:

Q = Calor transferido (Btu/hr)

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

A<sub>t</sub> = Área de transferencia de calor (pie<sup>2</sup>)

F<sub>t</sub> = Factor de corrección de temperatura

Δt<sub>MLDT</sub> = Media logarítmica de la diferencia de temperatura (°F)

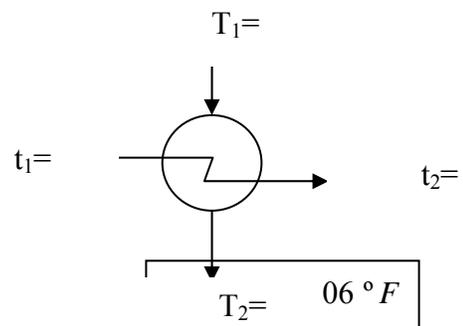
- **Media logarítmica de la diferencia de temperatura:**

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{[(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)]}{\ln \frac{(T_1 - t_2)}{(T_2 - t_1)}}$$

Ec. (3)

Sustituyendo en la ecuación (3)

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{[(361 - 138.4) - (120 - 114.7)]}{\ln \frac{(361 - 138.4)}{(120 - 114.7)}}$$



- **Calculo del ( $U_D$ ):**

Para determinar si el intercambiador cumple con los requerimientos necesarios, se necesita que el factor de ensuciamiento este por encima de 0.003 y la caída de presión no sea mayor a 10 lb/pulg<sup>2</sup> de acuerdo a los parámetros con mayor utilidad a nivel industrial.

Se estima el coeficiente de transferencia de calor global ( $U_D$ ) cuyo rango se encuentra entre 100 y 200 (Btu/hr.pie<sup>2</sup> °F) para sustancias orgánicas medianas.

De la ecuación (2):

$$A_t = \frac{Q}{U_D * F_t * \Delta t_{MLDT}}$$

Con  $U_D = 64,9$  Btu/hr.pie<sup>2</sup>°F

$$A_t = \frac{6105184,18 \text{ Btu/hr}}{64,9 \text{ Btu/pie}^2 \cdot \text{hr} \cdot \text{°F} * 46.06 \text{°F}}$$

$$A_{aprox} = 2042 \text{ pie}^2$$

Se calcula el número de tubos de acuerdo a la siguiente ecuación para determinar el área de transferencia de calor real.

$$A_{real} = a'' * L * Nt$$

Ec. 4

Donde:

$A_{\text{real}}$  = Área de transferencia de calor ( $\text{pie}^2$ )

$a''$  = Área seccional referido al diámetro externo ( $\text{pie}^2/\text{pie lineal}$ )

L = Longitud de tubos (pie)

Nt = Número de tubos

De la ecuación (6) obtenemos el número de tubos:

$$Nt = \frac{2042 \text{ pie}^2}{0,20 \text{ pie}^2 / \text{pie lineal} * 24 \text{ pie}} = 425,42$$

$$Nt \approx 442 \text{ tubos}$$

El intercambiador con 1 pasos por los tubos y 1 paso por la coraza es el mejor que se ajusta según Anexo D. es para un intercambiador con 442 tubos y diámetro interno de la coraza de  $23^{3/4}$  pulg. Con arreglo triangular y un pitch de 1

- Calculando el área con la ecuación (4):

$$A_{\text{real}} = 442 * 0.20 \text{ pie}^2 / \text{pie lineal} * 24 \text{ pie}$$

$$A_{\text{real}} = 2121 \text{ pie}^2$$

- Con el área calculada obtenemos el  $U_D$  corregido:

$$U_D = \frac{6105184,18 \text{ Btu/hr}}{2121 \text{ pie}^2 * 46,06^\circ \text{ F}}$$

$$U_D = 63 \text{ Btu/hr.pie}^2.\text{° F}$$

### Calculo para obtener el Rd

Se calcula el Uc (Coeficiente de transferencia de calor global limpio).

$$U_c = \frac{h_{io} * h_o}{h_{io} + h_o} \quad \text{Ec. 5}$$

Se utiliza la ecuación (5) considerando que la resistencia a la conductividad interna es despreciable

- Para el cálculo del hio:

$$Re = \frac{4 * \dot{m}_{H_{20}} * N_p}{\pi * D_{iT} * N_t * \mu} \quad \text{Ec. 6}$$

Donde:

Re = Número de Reynolds

$\dot{m}$  = Flujo másico de la alimentación (lb/s)

$N_p$  = Número de pasos por los tubos

$D_{iT}$  = Diámetro interno de los tubos (pie)

$N_T$  = Número de tubos

$\mu$  = Viscosidad de la alimentación (lb/pie<sup>2</sup>.s)

$$Re = \frac{4 * 403766 \text{ lb/hr}}{\pi * 0.049 \text{ pie} * 0.26741 \text{ lb/pie.s} * 442}$$

$$\text{Re} = 8881,045$$

Usando la correlación empírica de Seadre-Tate para flujo turbulento (se asume turbulento ya que el Reynolds es mayor 2500)

$$Nu = 0,027 * \text{Re}^{0,8} * \text{Pr}^{1/3} * (\mu_b / \mu_w)^{0,14} \quad \text{Ec. (7)}$$

### Calculo de número de Prandalt

Ec.8

$$\left( \frac{C_p * \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$\left( \frac{0,6838 \text{Btu/lbF} * 0,26741 \text{lb/hrF}}{0,0475 \text{Btu/hrft}^2\text{F}} \right)^{1/3} = 50,228$$

Considerando que la viscosidad promedio del fluido es igual a la viscosidad del fluido en la pared del tubo  $(\mu_b / \mu_w)^{0,14} = 1$

$$Nu = 0,027 * (8881,045)^{0,8} * (50,228)^{1/3} * (1)^{0,14}$$

$$Nui = 143,58$$

De acuerdo con la ecuación para obtener el coeficiente convectivo interno:

$$hi = \frac{Nui * Ki}{Di_r}$$

Ec. 9

Donde:

$Nu_i$  = Nusselt

$K_i$  = Conductividad térmica del fluido (Btu/hr.pie°F)

$D_{iT}$  = Diámetro interno de los tubos (pie)

$$h_i = \frac{143.52 * 0,0475 \text{ Btu/hr.pie}^\circ F}{0,049 \text{ pie}}$$

$$h_i = 139,417 \text{ Btu/hr.pie}^2 \circ F$$

Estudiando la pared externa de los tubos y asumiendo un comportamiento laminar del fluido que circula por la pared del tubo en su parte externa.

$$h_{io} = h_i * \frac{D_{iT}}{d_o}$$

Ec. 10

$$h_{io} = 139,417 \text{ Btu/hr.pie}^2 \circ F * \frac{0,049 \text{ pie}}{0,063 \text{ pie}}$$

$$h_{io} = 108 \text{ Btu/lhr.pie}^2 \circ F$$

- **Calculo del coeficiente convectivo local del fluido que circula por la Coraza ( $h_o$ ):**

$$h_o = \frac{Jh * K_{mezcla} * Pr_{mezcla}^{1/3} * (\mu_w / \mu)^{0,14}}{De}$$

Ec. 11

Donde:

$J_h$  = Factor de transferencia de calor (a dimensional)

$K_{mezcla}$  = Conductividad térmica de la mezcla (Btu/hr.pie°F)

$Pr_{mezcla}$  = Prant de la mezcla (a dimensional)

$De$  = Diámetro Equivalente para un arreglo triangular (pie)

- *Diámetro equivalente para un arreglo triangular:*

Ec. 12

$$De = \frac{8 \left[ (0.43 * Pt^2) - \left( \frac{1}{8} * \pi * do^2 \right) \right]}{\pi * do^2}$$

Donde:

$De$  = Diámetro equivalente (pie)

$Pt$  = Pitch (pulg)

$do$  = Diámetro externo (pulg.)

Sustituyendo en Ec. 12:

$$De = \frac{8 \left[ (0.43 * (0,9375 \text{ pulg})^2) - \left( \frac{1}{8} * \pi * (0,75 \text{ pulg})^2 \right) \right]}{\pi * (0,75 \text{ pulg})^2}$$

$$De = 0,056 \text{ ft}$$

Para hallar el  $J_h$  se utiliza la figura del anexo E. por medio del número de Reynolds.

- **Calculo del Reynolds para la mezcla:**

$$\text{Re} = \frac{De * G_s}{\mu_{mezcla}} \quad \text{Ec. 13}$$

Donde:

$G_s$  = flujo másico por unidad de área (lb/hr.pie<sup>2</sup>)

$De$  = Diámetro Equivalente para un arreglo triangular (pie)

$\mu_{mezcla}$  = Viscosidad de la mezcla (Lb/pie<sup>2</sup>.s)

- Para el  $G_s$ :

$$G_s = \frac{\dot{m}_{mezcla}}{A_s} \quad \text{Ec. 14}$$

- Área seccional:

$$A_s = \frac{Dic * C * B}{144 * P_t} \quad \text{Ec. 15}$$

Donde:

$Dic$  = Diámetro interno de la coraza (pulg.)

$C$  = ( $P_T - do$ ) (pulg.)

B = Espacio entre baffles ( pulg.)

P<sub>T</sub> = Pitch (pulg.)

Sustituyendo los valores en Ec. 15:

$$A_s = \frac{23,25 \text{ pulg} * 0,1875 \text{ pulg} * 13,701 \text{ pulg}}{144 * 0,9375 \text{ pulg}}$$

$$A_s = 0,319 \text{ pie}^2$$

Sustituyendo el valor de  $\dot{m}_{mezcla}$  y A<sub>s</sub> en Ec. 14:

$$G_s = \frac{39288 \text{ lb/hr}}{0,319 \text{ pie}^2}$$

$$G_s = 123159,87 \text{ lb/hr} \cdot \text{pie}^2$$

Sustituyendo los valores de G<sub>s</sub>, D<sub>e</sub> y μ en la Ec. 13 obtenemos el Reynolds:

$$Re = \frac{0,059 \text{ ft} * 123159,87 \text{ lb/hr} \cdot \text{pie}^2}{0,447 \text{ lb/pie} \cdot \text{hr}}$$

$$Re = 15429,32$$

De acuerdo a la figura del anexo D.  $J_h$  es igual a 300

Sustituyendo en la ecuación 11:

$$h_o = \frac{300 * 0,05025 \text{ Btu/hr.pie}^\circ F * (5,75)^{1/3} * (1)^{0,14}}{0,056 \text{ pie}}$$

$$h_o = 106 \text{ Btu/hr.pie}^2 \text{ }^\circ F$$

Sustituyendo en la Ec 5 de  $U_c$ :

$$U_c = \frac{108 * 106}{108 + 106}$$

$$U_c = 87,35 \text{ Btu/hr.pie}^2 \text{ }^\circ F$$

Obteniendo el factor de ensuciamiento por medio de la relación con los coeficientes de transferencia:

$$1/U_D = 1/U_C + R_D$$

$$R_D = \frac{U_C - U_D}{U_C * U_D} = \frac{87,35 - 64,9}{87,35 * 64,9}$$

$$R_D = 3 \cdot 10^{-03}$$

Muy cercano al factor de ensuciamiento esperado o teórico  $R_D$   $0.003^0$

- **Calculo para la caída de presión**

Según el esquema de servicios industriales la caída de presión debe ser menor a 10 lb/pulg<sup>2</sup> tanto para el lado de los tubos como para el lado de la coraza cuando el intercambio de calor ocurre entre líquidos.

- *Lado de la coraza:*

$$\Delta P_s = \frac{f * G_s^2 * Dis * (N + 1)}{5,22 \cdot 10^{10} * De * \gamma_s}$$

Ec. 17

Donde:

F = factor de fricción de fanning

G<sub>s</sub> = flujo másico por unidad de área de la coraza

Dis = diámetro interior de la coraza

N = n° de baffles

γ<sub>s</sub> = gravedad específica

$$N + 1 = \frac{L}{B} * 12$$

Ec. 18

Donde:

N+1 = número de baffles

L = Longitud de los tubos (pulg.)

B = espaciamiento entre baffles (pulg.)

Sustituyendo en la Ec. 20:

$$N + 1 = \frac{24}{13,701 \text{ pu lg}} * 12 \text{ pu lg} = 22 \text{ baffles}$$

De acuerdo con el Reynolds que es 15429,32, el factor de fricción fanning es 0,0009 (ver anexo D)

- **Calculo de la gravedad específica:**

$$\gamma_s = \frac{\rho_{mezcla}}{\rho_{H_2O(60^\circ F)}}$$

Ec. 19

$$\gamma_s = \frac{35,59 \text{ lb/pie}^3}{62,3 \text{ lb/pie}^3}$$

$$\gamma_s = 0,571$$

Sustituyendo en la Ec. 19

$$\Delta P_s = \frac{0,0009 * (123159 \text{ lb/hr.pie})^2 * (1,93 \text{ pie}) * 22}{5,22 \text{ E} + 10 * 0,059 \text{ pie} * 0,571}$$

$$\Delta P_s = 0,005 \text{ lb/plg}^2$$

**- Caída de presión dentro de los tubos:**

$$\Delta P_t = \frac{f * L * n * G_t^2}{5,22 \cdot 10^{10} * D_{i_T} * \gamma t}$$

Ec. 20

Donde:

L= Longitud de los tubos (pie)

.n= N° de pasos por los tubos

D<sub>i\_T</sub>= Diámetro interior de los tubos (pie)

G<sub>t</sub>= Flujo másico por unidad de área (lb/hr.pie<sup>2</sup>)

**• Flujo másico por unidad de área:**

$$G_T = \frac{\dot{m}_{mezcla}}{A_T} = \frac{\dot{m}_{mezcla}}{\frac{\pi * D_{i_T}^2 * N_T}{4 * N_p}}$$

Ec. 21

Sustituyendo lo valores:

$$G_t = \frac{403766 \text{ lb/hr}}{\pi * \frac{(0,049 \text{ ft})^2}{4} * 442}$$

Tenemos:

$$G_T = 486872,508 \text{ lb/h.pie}^2$$

- Gravedad Específica usando la Ecc.(19) pero para el agua:

$$\gamma t = \frac{32,61 \text{ lb/ pie}^3}{62,3 \text{ lb/ pie}^3} = 0,523$$

Para el Reynolds usando la Ecc. (14):

$$\text{Re} = \frac{486872,508 \text{ lb/hr.pie}^2 * 0,059 \text{ pie}}{0,267 \text{ lb/ pie.hr}}$$

Re = 107586,059
-----------------

Según la figura del anexo E.4 el factor de fricción fanning  $f = 0.0012$

Sustituyendo en la Ecc. (20):

$$\Delta Pt = \frac{0,0012 * 24 \text{ pies} * 1 * (486872,508 \text{ lb/hr.pie}^2)^2}{5,22 \cdot 10^{10} * 0,584 \text{ pie} * 0,523}$$

$\Delta Pt = 0,42 \text{ lb/ pu lg}^2$
--

La caída de presión para ambos lados no excede los parámetros permitidos cumpliendo con un factor de ensuciamiento por encima de lo esperado, sin embargo la caída de presión para la coraza resulto mayor que para los tubos debido a la viscosidad del fluido y al número de baffles utilizados.

**Muestra de cálculo para evaluación del dimensionamiento un rehervidor tipo termosifón (D2.10.509 ver anexo A):**

**Datos del intercambiador:**

Lado tubos

Flujo de aceite= 602911 lb/hr

 $C_p=0,679 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ 

T.entrada= 490 °F

 $K= 0,0695 \text{ Btu/hr ft}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$ 

T.salida= 375 °F

 $\mu= 0,2315 \text{ cp}$ 

Lado coraza

Flujo de fondo de la desbutanizadora= 1377560 lb/hr

T.entrada= 361.3 °F

 $C_p= 0.0945 \text{ Btu/lb } ^\circ\text{F}$ 

T.salida= 369.2 °F

Se asume que el calor transferido entre los fluidos involucrados debe cumplir con un balance de energía. Esto quiere decir que el calor cedido por el fluido del proceso es exactamente igual al absorbido por el agua.

$$Q = \dot{m} * C_p * \Delta t$$

Ec. 1

Donde:

Q = calor transferido (Btu/hr)

 $\dot{m}$  = Flujo másico (lb/hr) $C_p$  = Capacidad calorífica (Btu/lb.°F) $\Delta t$  = Diferencia de temperatura (°F)

- **Calor transferido:**

$$Q = 609211 \text{ lb/hr} * 0,679 \text{ Btu/lb}^\circ \text{ F} * (375 - 490)^\circ \text{ F}$$

$$Q = 47570240,94 \text{ Btu/hr}$$

Las propiedades de los fluidos fueron utilizadas a las temperaturas promedios tanto para el aceite térmico de calentamiento como para la de mezcla del flujo de fondo de la desbutanizadora.

$$Q = U * A_t * F_t * \Delta t_{MLDT} \quad \text{Ec.2}$$

Donde:

Q = Calor transferido (Btu/hr)

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

A<sub>t</sub> = Área de transferencia de calor (pie<sup>2</sup>)

F<sub>t</sub> = Factor de corrección de temperatura

Δt<sub>MLDT</sub> = Media logarítmica de la diferencia de temperatura (°F)

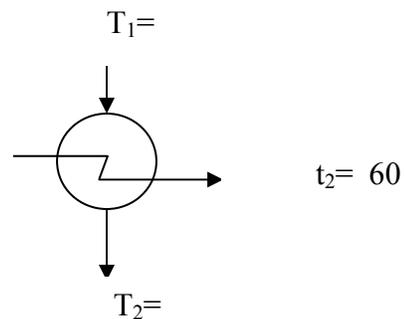
Por ser un intercambiador termosifón horizontal, se supone que la temperatura del fluido que hierve en la coraza, permanece constante y es igual a la cual sale el fluido del rehervidor donde t<sub>1</sub> por t<sub>2</sub>=t<sub>w</sub>

- **Media logarítmica de la diferencia de temperatura:**

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{[(T_1 - t_w) - (T_2 - t_w)]}{Ln \frac{(T_1 - t_w)}{(T_2 - t_w)}} \quad \text{Ec.3}$$

Sustituyendo en la ecuación (3)

$$\Delta T_{MLDT} = \frac{[490 - 375]}{Ln \frac{(490 - 365,25)}{(375 - 365025)}}$$



$$\Delta T_{MLDT} = 45^{\circ} F$$

El factor de corrección de la MLTD es igual a 1 por que ocurre un cambio de fases.

- **Calculo del ( $U_D$ ):**

Para determinar si el intercambiador cumple con los requerimientos necesarios, se necesita que el factor de ensuciamiento este por encima de 0.003 y la caída de presión no sea mayor a 10 lb/pulg<sup>2</sup> de acuerdo a los parámetros con mayor utilidad a nivel industrial.

Se estima el coeficiente de transferencia de calor global ( $U_D$ ) cuyo rango se encuentra entre 100 y 200 (Btu/hr.pie<sup>2</sup>°F) para sustancias orgánicas medianas.

De la ecuación (2):

$$A_t = \frac{Q}{U_D * F_t * \Delta t_{MLDT}}$$

Con  $U_D = 145$  Btu/hr.pie<sup>2</sup>°F asumido

$$A_t = \frac{47570240,94 \text{ Btu/hr}}{145 \text{ Btu/pie}^2 \cdot \text{hr} \cdot ^{\circ} F * 45^{\circ} F * 0,84}$$

$$A_{aprox} = 7250 \text{ pie}^2$$



Una vez que se calculado el área total del transferencia de calor del equipo, se procede a evaluar el dimensionamiento del rehervidor termosifón horizontal, es decir que la configuración escogida cumpla los requerimientos del servicio

Calculamos al  $U_{\text{teorico}}$  para ver si se aproxima al  $U_{\text{Aprox}}$ , y así saber si el área aproxima es la correcta.

### Configuración de los tubos

Arreglo triangular

DE=0,75 in

BWG= 14

$a't = 0,268 \text{ in}^2$

Pasos= 4

N=1560

DI= 0,584 in

Pitch = 1 in

### FLUIDO POR LOS TUBOS

El área de flujo por tubo (in)<sup>2</sup>

E.c25

$$a_t = \frac{N_t * a'_t}{144 * n}$$

Donde:

$a_t$  = Área de flujo total (pie<sup>2</sup>)

$a''$  = Área seccional referido al diámetro externo (pie<sup>2</sup>/pie lineal)

n= numero de pasos

Nt = Número de tubos

Sustituyendo los valores en la ecuación

### configuración de la Coraza

DI= 51 in

Pasos= 1

B=24,5 in

$$a_t = \frac{1560 * 0,268 \text{ in}^2}{144 * 4}$$

$$a_t = 0,726 \text{ ft}^2$$

- Para el cálculo del Gs

$$G_s = \frac{\dot{m}_{mezcla}}{a_t}$$

Donde:

E.c22

$\dot{m}_{aceite}$  = Flujo másico (lb/hr)

$a_t$  = Área de flujo total (pie<sup>2</sup>)

Gs = flujo másico por unidad de área (lb/hr.pie<sup>2</sup>)

Se sustituyen los valores:

$$G_s = \frac{609211 \text{ lb / hr}}{0.726 \text{ ft}^2}$$

Obtenemos:

$$G_s = 839133,61 \text{ lb/hrft}^2$$

Calculo del número de Reynolds

$$Re = \frac{D_i * G_t}{\mu_{aceite}}$$

Donde:

Gs = flujo másico por unidad de área (lb/hr.pie<sup>2</sup>)

De = Diámetro interno de los tubos (pie)

$\mu_{aceite}$  = Viscosidad del aceite (Lb/pie<sup>2</sup>.hr)

$$Re = \frac{0.049 \text{ ft} * 839133,61 \text{ lb / hrft}^2}{0,560 \text{ lb / fthr}}$$

$$\text{Re} = 73424,19$$

Para el valor de  $\text{Re} = 73424,19$  se obtiene de la grafica (ver anexo D) un valor de transferencia de  $\text{JH} = 160$

Ahora se calcula el siguiente termino (numero de Prandtl)

$$\left( \frac{C_p * \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$\left( \frac{0,679 \text{Btu/lb}^{\circ}\text{F} * 0,560 \text{lb/ft}^2\text{hr}}{0,0695 \text{Btu/hrft}^2 \text{F}} \right)^{1/3} = 1,76$$

Para obtención del coeficiente de transferencia de calor del fluido interior se sustituye los valores en la formula:

$$h_i = \text{JH} * \frac{K}{D_i} * Pr$$

$$h_i = 160 * \frac{0,0695 \text{Btu/hrft}^2 \text{F}}{0,049 \text{in}} * 1,76$$

$$h_i = 399,41 \text{btu/hrft}^2 \text{F}$$

### FLUIDO POR LA CORAZA:

El área transversal del flujo para el lado de la coraza está dada por:

Ec.27

$$A_s = \frac{D_{ic} * C * B}{144 * P_t}$$

Donde:

Dic = Diámetro interno de la coraza (pulg.)

$C = (P_T - do)$  (pulg.)

B = Espacio entre baffles (pulg.)

$P_T =$  Pitch (pulg.)

Por lo que C será:

Sustituyendo los datos tendremos que:

$$A_s = \frac{51in * 0,25in * 24}{144 * 1in}$$

$$A_s = 2,16ft^2$$

La velocidad másica es:

$$G_s = \frac{\dot{m}_{mezcla}}{A_s}$$

Ec.23

$$G_s = \frac{1377560lb/hr}{2,16ft^2} = 637759,26lb/hrft^2$$

Calculo de diámetro equivalente:

$$De = \frac{4 \left[ (P_T^2) - (\pi * do / 4) \right]}{\pi * do}$$

Sustituyendo los valores en la ecuación

$$De = \frac{4 \left[ (1^2) - (\pi * 0.75 / 4) \right]}{\pi * 0.75} = 0,6985in - 0,0582ft$$

- Calculo de Re:

$$Re = \frac{De * Gs}{\mu_{mezcla}}$$

$$Re = \frac{0,0582ft * 637759,26lb/hrft^2}{0,229lb/hrft} = 162085.54$$

- Calculo del número de Prandtl

$$\left( \frac{C_p * \mu}{K} \right)^{1/3}$$

$$\left( \frac{0.0945Btu/lbF * 0,229lb/hrft}{0.0363Btu/hrft^2F} \right)^{1/3} = 0,84$$

Para la obtención del coeficiente de transferencia de calor del fluido exterior sustuiremos en la formula:

$$ho = JH * \frac{K}{DE} * Pr$$

$$ho = 490 * \frac{0.0363Btu/hrft^2F}{0.0582ft} * 0,84 = 256Btu/hrFft^2$$

- CALCULO DE  $U_{real}$ :

$$U_{real} = \frac{h_i * h_o}{h_i + h_o}$$

$$U_{real} = \frac{399 * 256}{399 + 256} = 155$$

Como el  $U_{real}=U_{aprox}$ , eso quiere decir que la configuración escogida para los tubos y la coraza son los correctos, siendo esos nuestros datos para el rehervidor.

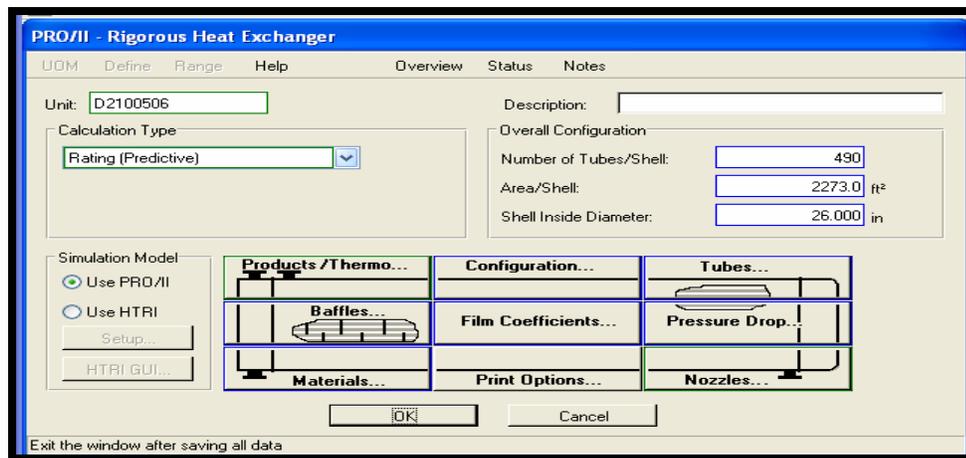
### 3.6.3.3.3 Pasos a seguir para la simulación del intercambiador LGN-propano

Los intercambiadores de calor del sistema de precalentamiento que a son a la vez enfriadores de los productos, fueron simulados como intercambiadores rigurosos para verificar las temperaturas de salida de los productos especificando la temperatura de salida requerida del LGN. Este sistema de precalentamiento pudo ser simulado con la ayuda de las datas sheet (Anexo A), de las cuales se extrajeron todas las características de diseño de los intercambiadores definiéndose las corrientes de ambos lados donde la corriente que entra por los tubos son referencia de los productos de cada torre, el numero de tubos, el área, diámetro, y el tipo de material entre otros. El aceite utilizado fue tomado como referencia de la tesis de celimar leonett y se encuentra en el (Anexo B).

Los rehervidores fueron trabajados como tipo termosifón horizontal y los condensadores de las torres como intercambiadores simples y para verificar los requerimientos de transferencia de calor y área requerida fueron simulados rigurosamente como condensadores tipo Fin-Fan, a continuación se presenta el procedimiento a seguir para la simulación de los intercambiadores de calor, para validar el diseño del intercambiador LGN-Propano de igual manera se trabajaron los restantes con las especificaciones correspondientes de cada uno.

### 3.6.3.3.1 Colocación de los datos de diseño del intercambiador LGN-propano en el simulador

En la ventana principal del simulador para intercambiadores rigurosos se selecciona el tipo de cálculo (predictive), se introduce el número de tubos, el área de la carcaza y el diámetro interno de la carcaza



### 3.6.3.3.2 Datos de diseño de los baffles del intercambiador de LGN-propano

En esta ventana se selecciona el tipo de blafle simple y los espaciados correspondientes

**Rigorous Heat Exchanger - Baffle Data**

UOM Range Help

Baffle Type: Single

Baffle Geometry Data

Cut: 0.22400

Net Free Area Ratio:

Center Spacing: 17.750 in

Inlet Spacing: 26.140 in

Outlet Spacing: 26.560 in

Thickness: in

Number of Sealing Strips: 0

OK Cancel

Exit the window after saving all data

### 3.6.3.3.3 Datos de la configuración del intercambiador de LGN-propano

En esta ventana se escoge el tipo de intercambiador, la orientación y configuración.

**Rigorous Heat Exchanger - Configuration Data**

UOM Range Help

Number of Shells in Series: 1

Number of Shells in Parallel: 1

Number of Tube Passes/Shell: 2

Orientation: Horizontal

Configuration: Countercurrent

TEMA Type

Front: N Shell: F Rear: N

OK Cancel

Exit the window after saving all data

### 3.6.3.3.4 Datos de diseño de los tubos del intercambiador de LGN-propano

En esta ventana se introduce el dimensionamiento de los tubos

### 3.6.3.3.5 Datos de los coeficientes del intercambiador de LGN-propano

En esta ventana se introducen los valores de los coeficientes de transferencia de calor y el factor de ensuciamiento

### 3.6.3.3.4 Datos de las presiones del intercambiador de LGN-propano

En esta ventana se introdujeron los valores de los  $\Delta P$  de los tubos y de la carcaza

**Rigorous Heat Exchanger - Pressure Drop Data**

UOM Range Help

Tube Side Pressure Drops

DP Scale Factor: 1.0000

DP/Shell: psi

DP/Unit: 1.3400 psi

Shell Side Pressure Drops

DP Scale Factor: 1.0000

DP/Shell: psi

DP/Unit: 16.330 psi

Shell Side Pressure Drop Method: Bell

Tube Side Pressure Drop Method: BBM

OK Cancel

Exit the window after saving all data

### 3.6.3.3.5 Datos de las características del material de diseño del intercambiador de LGN-propano

**Rigorous Heat Exchanger - Material Data**

UOM Range Help

Tube Material

Material: User-added Material

Name: SA 179

Density: 490.06 lb/ft<sup>3</sup>

Conductivity: 43.912 BTU/hr-ft-F

Shell Material

Material: Carbon Steel

Name:

Density: 490.81 lb/ft<sup>3</sup>

OK Cancel

Exit the window after saving all data

Después de establecer toda la información referente a los datos de diseños de los equipos en el simulador PRO/II CON PROVISION versión 8.1 se procedió a validar el modelo de simulación del tren C tomando como

base los parámetros de diseño establecidos en el manual de diseño del tren C. (Referencia Techinp-inelectra, año 1994).

Las figuras 3.4 y 3.5 muestran los esquemas de la simulación de diseño

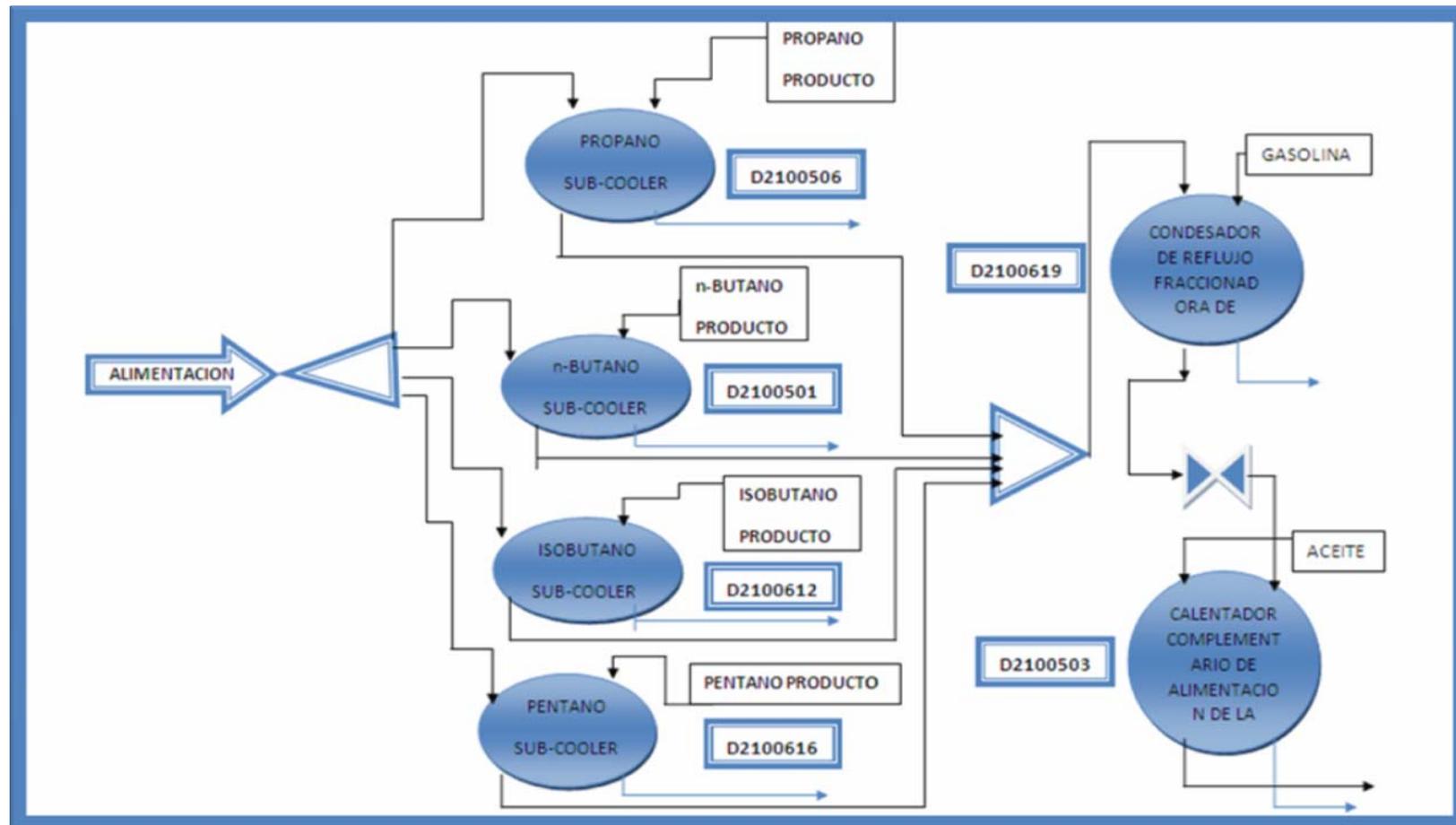


Figura 3.4 Diagrama de flujos de procesos para los intercambiadores de calor del sistema de precalentamiento del tren C

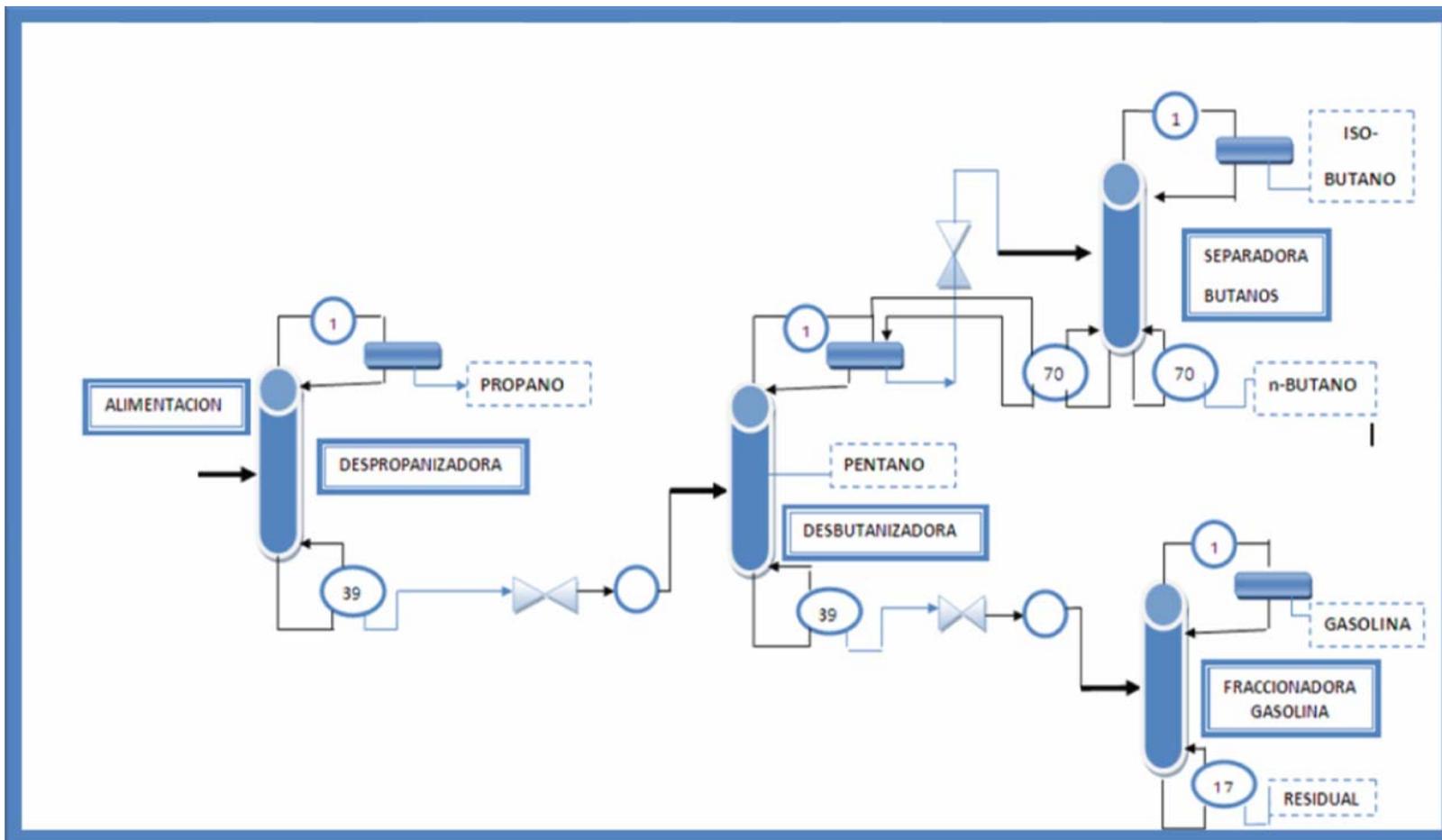


Figura 3.5 Diagrama de flujo para el proceso de fraccionamiento del tren C

### 3.6.4. Comparación de los valores de diseño con los valores de campo.

Una vez validado el proceso de fraccionamiento del tren C de la planta de fraccionamiento Jose, se hace un análisis de sensibilidad con la composición la cual fue obtenida de una cromatografía en línea tomada de los datos operacionales desde el día 20/06/2010 al 01/07/2010, tomando como base el promedio.

#### Composición operacional promedio de la alimentación.

La composición del LGN de la alimentación al tren C se muestra en la tabla 3.3

**Tabla 3.3. Composición operacional de la alimentación al tren C.**

	<b>COMPOSICION MOL %</b>
<b>COMPONENTE</b>	<b>TREN C</b>
<b>Etano</b>	1,010
<b>Propano</b>	54,558
<b>i-Butano</b>	11,597
<b>n-Butano</b>	17,640
<b>i-Pentano</b>	5,583
<b>n-Pentano</b>	4,436
<b>Hexano</b>	2,764
<b>Heptano</b>	1.880
<b>Octano</b>	0.050
<b>Nonano</b>	0,170
<b>Decano</b>	0,090

Los valores reportados en el análisis de sensibilidad fueron comparados con los valores de de diseño, para observar las desviaciones que podrían ocurrir en las temperaturas de entrada y salida de los intercambiadores de calor y su transferencia de calor en los intercambiadores de calor que conforman el tren C, flujos de entrada a la torres, composición de los productos y las áreas requeridas de los intercambiadores, con el fin de visualizar el funcionamiento de los intercambiadores de calor y de las torres, para así observar cuanto se alejan de su valor de diseño.

**CAPITULO IV**  
**DISCUSIÓN DE RESULTADOS, CONCLUSIONES Y**  
**RECOMENDACIONES**

**4.1. Bases para el diseño y dimensionamiento de los intercambiadores de calor del tren c de la planta de fraccionamiento jose**

A continuación se presentan las bases y criterios utilizados para el dimensionamiento de los intercambiadores de calor.

**Tabla 4.1. Parámetros de diseño a la entrada del tren C**

<b>Flujo de Alimentación</b>	<b>Temperatura de la alimentación</b>	<b>Presión de entrada de la alimentación</b>
<b>50 MBPD</b>	186 °F	282.22 Psia

**Tabla 4.2. Composición de diseño de la alimentación de entrada del tren C**

<b>COMPUESTO</b>	<b>COMPOSICION MOL %</b>
<b>Etano</b>	1,00
<b>Propano</b>	55,19
<b>i-Butano</b>	11,41
<b>n-Butano</b>	17,41
<b>i-Pentano</b>	5,38
<b>n-Pentano</b>	4,29
<b>Hexano</b>	2,86
<b>Heptano</b>	1,76
<b>Octano</b>	0,45
<b>Nonano</b>	0,18
<b>Decano</b>	0,07

Tabla 4.3 Servicios y equipos

<b>Servicio</b>	<b>Equipo</b>
<b>Intercambiador LGN-Propano</b>	D2100506
<b>Intercambiador LGN-nButano</b>	D2100501
<b>Intercambiador LGN-iButano</b>	D2100612
<b>Intercambiador LGN-Pentano</b>	D2100616
<b>Condensador de reflujo Fraccionadora de gasolina</b>	D2100619
<b>Calentador Complementario de Alimentación a la Planta</b>	D2100503
<b>Condensador de reflujo Despropanizadora</b>	D2100508
<b>Condensador de producto pentano</b>	D2100610/22
<b>Rehervidor Desbutanizadora</b>	D2100609
<b>Condensador de reflujo Separadora de butanos</b>	D2100615
<b>Rehervidor Separadora de butanos</b>	D2100613
<b>Rehervidor de Intercambio separadora de butanos/Despropanizadora</b>	D100614.4
<b>Rehervidor Fraccionadora de gasolina</b>	D2100623
<b>Condensador Complementario Fraccionadora de gasolina</b>	D2100602. P D2100602. S
<b>Rehervidor Despropanizadora</b>	D2100607
<b>Pre calentador a la alimentación La Desbutanizadora</b>	D2100621

**Tabla 4.4. Temperatura de diseño de entradas y salidas de los intercambiadores que conforman el tren C**

<b>Intercambiadores</b>	<b>Lado de temperatura entrada, °F</b>	<b>La carcaza temperatura salida, °F</b>	<b>Lado de los temperatura entrada, °F</b>	<b>tubos temperatura salida, °F</b>
<b>D2100506</b>	123	104,2	91,2	112,7
<b>D2100501</b>	157,4	104	91,2	116,9
<b>D2100612</b>	125,5	108,1	91,1	114
<b>D2100616</b>	120	112,3	91,2	116,9
<b>D2100619</b>	229	199	115	145
<b>D2100503</b>	138,4	186	375	237
<b>D2100508</b>	98	116,6	129,2	123,9
<b>D2100621</b>	21,7	225	343	282
<b>D2100610 Y D2100622</b>	104	144,85	267	120
<b>D2100609</b>	361,3	369,2	490	375
<b>D2100615</b>	98	113,1	129,7	125,5
<b>D2100613</b>	157,3	157,4	343	200
<b>D2100623</b>	307	316	490	370
<b>D2100602. P</b>	98	135,5	339	120
<b>D2100602. S</b>	98,001	103	125	101,05

**Tabla 4.5. Parámetros de diseño de los productos a la salida de la planta**

<b>PRODUCTO</b>	<b>TEMP. A LA SALIDA DE LA PLANTA</b>
<b>Propano</b>	103 °F
<b>Normal Butano</b>	104 °F
<b>ISO butano</b>	106 F
<b>Pentano</b>	113 °F
<b>Gasolina</b>	120 F

La tabla 4.1, 4.2, 4.3, 4.4 y 4.5 muestran las bases utilizadas para dimensionar los intercambiadores de calor tren C de la Planta de fraccionamiento y Despacho José, es una herramienta de gran ayuda a la hora realizar cualquier cálculo para diseñar o dimensionar un intercambiador de calor, los tipos de ecuaciones a aplicar y establecer los criterios a utilizar.

A continuación se establecerán las normas para el dimensionar los intercambiadores de calor que conforman el tren C:

- **PDVSA-MDP-05-E-01**

Manual De Diseño De Proceso Transferencia De Calor, Intercambiadores De Calor Principios Básicos. Este documento presenta definición de conceptos y descripción de las metodologías involucradas en el diseño y evaluación de los equipos para intercambio de calor. En las subsecciones 4.1, 4.2, 4.3 y 4.4 se conceptualiza brevemente el proceso de transferencia de calor.

La subsección 4.5 describe los diferentes tipos de intercambiadores de calor comúnmente usados y sus aplicaciones. En general, estos equipos se diseñan y fabrican para un servicio específico, por lo que el diseñador y/o fabricante requieren de información sobre la operación y el servicio para el cual será adquirido dicho equipo. Esta información les es suministrada por el ingeniero de proyecto o de proceso mediante una hoja de datos con todos los requisitos que el intercambiador debe cumplir, evitándose así la adquisición de un equipo inadecuado para el servicio requerido.

- **PDVSA-MDP-05-E-02**

Manual de diseño de proceso transferencia de calor intercambiadores de tubo y carcaza.

Este Documento presenta los procedimientos recomendados para dimensionar intercambiadores de tubo y carcaza en los cuales no ocurren cambio de fase (intercambiadores vapor/vapor, vapor/líquido o líquido/líquido), equipos de vaporización, y condensadores. También cubre lo que respecta a la selección del tubo, velocidad de circulación, y criterios generales de diseño para Generadores de vapor

- **PDVSA MDP-05-E-03**

Manual De Diseño De Proceso Transferencia De Calor Procedimientos De Diseño Para Enfriadores Por Aire.

Este documento presenta métodos para estimación de superficies de enfriamiento de aire, consideraciones de diseño, área de construcción y requerimientos de potencia. La aplicación y selección de enfriadores de aire está discutida en la brevemente Sección 4.5 del documento PDVSA-MDP-05-E-01

#### 4.2 Datos de diseño de los equipos e intercambiadores de calor del tren C

**TABLA 4.6 Condiciones diseño de las torres de fraccionamiento**

<b>Parámetros</b>	<b>Despropaniza- dora</b>	<b>Desbutaniza- dora</b>	<b>Sep. Butanos</b>	<b>Fracc. Gasolina</b>
<b>Presión Tope, Psig</b>	255	150	95	18
<b>Presión Acumulador, Psig</b>	245	145	90	15
<b>Dif. Presión Torre, Psi</b>	5	5	7	2
<b>Temp. Tope, °F</b>	128	177	129	229
<b>Temp. Alimentación °F</b>	186	216	149	240
<b>Temp. Fondo °F</b>	256	361	157	308
<b>Flujo de Alimentación, BDP(gpm)</b>	50.000 (1458,33)	24423 (712,34)	14743 (430,00)	3989 (116,35)
<b>Flujo Producto Tope, BDP(gpm)</b>	25577 (746)	14743 (430,00)	5672 (165,43)	3317 (96,74)
<b>Flujo Producto Lateral, BDP(gpm)</b>	-	5691 (166,22)	-	-
<b>Flujo Producto de Fondo, BDP (gpm)</b>	24423 (712,43)	3989 (116,35)	9070 (264,54)	672 (19,61)
<b>Relación de Reflujo R=L/D</b>	2,42	2,31	11,2	0,36

Tabla 4.7 Características de diseño de las torres de fraccionamiento

Especificación		DeC3	DeC4	Sep. C4	Frac. Gas
Altura, ft		115	115	158	46
Diámetro, in		150	108	150	60
Plato de Alimentación		23	19	38	13
# de Platos		50	50	80	18
# de Pasos	Z. rectificación	2	2	4	2
	Z. Agotamiento	4	2	4	2
# de Platos	Z. Rectificación	22	-	-	-
por pasos	Z. Agotamiento	28	-	-	-
Tipo de	Z. Rectificación	Nutter tipo "B" BDP	Nutter tipo "B" BDP	Nutter tipo "B" BDH	Válvula (KOCH)
Plato	Z. Agotamiento	Nutter tipo "B" BDH	Nutter tipo "B" BDH	Nutter tipo "B" BDH	Válvula (KOCH)
Espaciamiento entre Platos, in		24	24	21	24
# de Orificios	Z. Rectificación	740	328	992	328
Válvulas por					
Plato	Z. Agotamiento	870	578	992	328
Fabricante de los Platos		NUTTER	NUTTER	NUTTER	(KOCH)

Tabla 4.8 Características de diseño de los intercambiadores de calor del tren c

Intercambiador	Tipo TEMA	Área, Pie <sup>2</sup>	Capacidad de Calor, MMBtu/H	Lado T ent, °F	de la T sal, °F	carcaza Flujo, lb/h	Lado T ent, °F	de los T sal, °F	Tubos Flujo, lb/h
<b>D2100506</b>	NFN	2272.6	2,5001	123	104,2	188494	91,2	112,7	189366
<b>D2100501</b>	NFN	1487.8	2,5952	157,4	104	77241	91,2	116,9	163929
<b>D2100612</b>	NFN	652.9	0,4991	125,5	108,1	46542	91,1	114	35612
<b>D2100616</b>	NFN	264	0,2352	120	112,3	52199	91,2	116,9	14854
<b>D2100619</b>	AES	2427.8	7,71	229	199	51771	115	145	403766
<b>D2100503</b>	AES	3411.7	30,5335	138,4	186	403766	375	237	359287
<b>D2100508</b>	-	873300	78,93	98	116,6	14500170	129,2	123,9	575018
<b>D2100621</b>	AES	921	6,4742	21,7	225	221571	343	282	245200
<b>D2100624.1/.2/.3/.4</b>	NJN	26252	52,4798	157,2	157,4	1328820	177,36	172,94	430733
<b>D2100610 Y D2100622</b>	-	43021	10,372	104	144,85	1018300	267	120	51400
<b>D2100609</b>	AJS	7193	47,1509	361,3	369,2	1377560	490	375	602911
<b>D2100615</b>	-	790300	73,09	98	113,1	19240000	129,7	125,5	586400
<b>D2100613</b>	AXT	6293	18,3773	157,3	157,4	464171	343	200	215589
<b>D2100617</b>	NEN	70	0,193	240	240	47908	312	260	5747
<b>D2100623</b>	AJS	454	3,786	307	316	94788	490	370	49105
<b>D2100602. P</b>	-	27960	5,8	98	135,5	641600	339	120	39290
<b>D2100602. S</b>	-	27960	0,584	98,001	103	-	125	101,05	44795
<b>D2100618</b>	-	220,1/Bare	0,61	110	127,4	145300	260	120	6688

### 4.3 Resultados de la validación del proceso de fraccionamiento del tren C

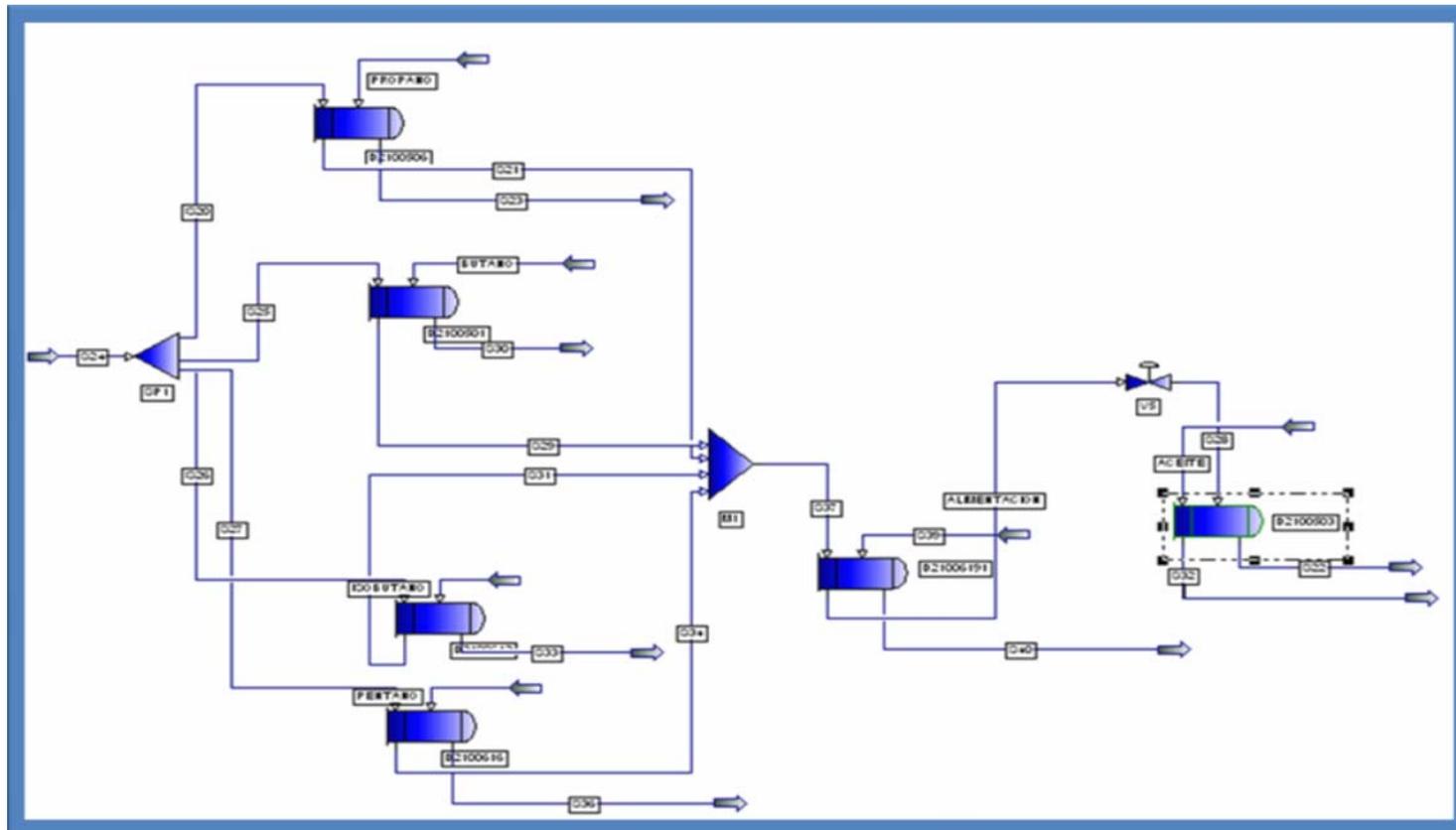


Figura 4.1 Diagrama proceso de los intercambiadores de calor que conforman el sistema de precalentamiento del tren C

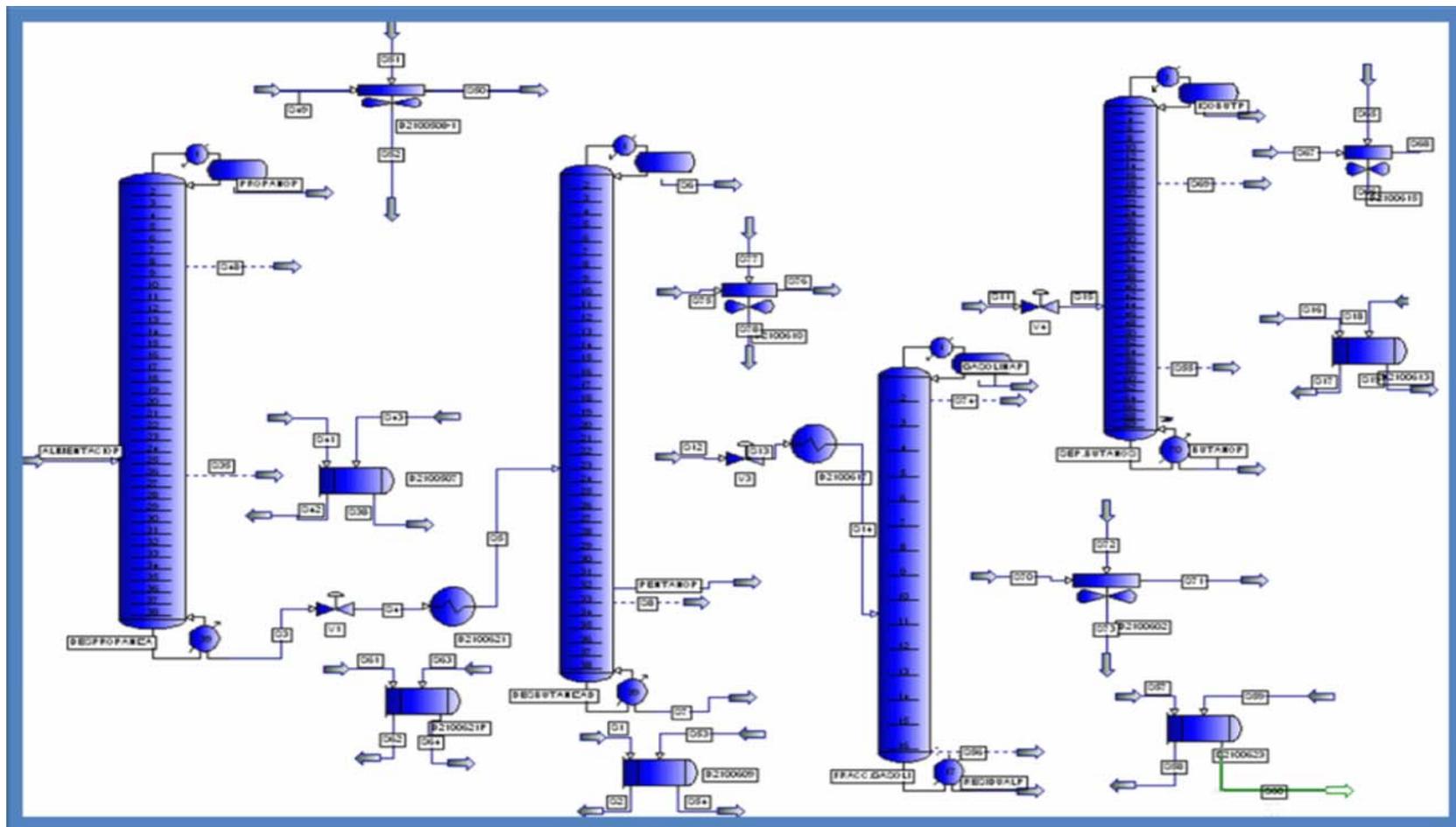


Figura 4.2 Diagrama del proceso de fraccionamiento del tren C

#### 4.4 Resultados obtenidos en la validación del modelo de diseño del tren C.

**Tabla 4.9 Valores composición, flujos, temperaturas y presiones de diseño de las torres vs validación**

<b>Corriente</b>	<b>Propano Producto</b>			<b>Pentano Producto</b>		
<b>Nombre</b>						
<b>Componentes</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>validación % mol</b>	<b>% Desv</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>validación % mol</b>	<b>% Desv</b>
<b>Etano</b>	1,76	1,76	-	-	-	-
<b>Propano</b>	97,14	97,14	-	-	-	-
<b>iButano</b>	1,03	0,997	3,20	-	-	-
<b>nButano</b>	0,07	0,098	-40	3,61	2,32	35,7
<b>iPentano</b>	-	-	-	52,41	53,64	-2,35
<b>nPentano</b>	-	-	-	39,15	39,42	-0,68
<b>Hexano</b>	-	-	-	3,44	3,38	1,74
<b>Heptano</b>	-	-	-	0,85	0,9	-5,88
<b>Octano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Nonano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Decano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Flujo, Lb/h salida</b>	188494	188533,43	-0,21	52107,0	52100,99	0,011
<b>Temperatura, salida° F</b>	128,00	123,06	3,85	267	261,75	1,96
<b>Presión, Psig</b>	255	249,70	2,07	153	153,75	-0,32

**Tabla 4.9 Valores composición, flujos, temperaturas y presión de diseño vs validación (continuación)**

<b>Corriente</b>	<b>i-C4 Producto</b>			<b>n-C4 Producto</b>		
<b>Nombre</b>						
<b>Componentes</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>Validación % mol</b>	<b>% Desv</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>validación % mol</b>	<b>% Desv</b>
<b>Etano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Propano</b>	1,17	1,23	-4,38	-	-	-
<b>iButano</b>	96,75	97.25	0.51	2,90	3,00	- 3,44
<b>nButano</b>	2,07	1,52	26,5	96,02	97,00	- 1,02
<b>iPentano</b>	-	-	-	1,02	0,00177	99
<b>nPentano</b>	-	-	-	0,06	0,00037	99,3
<b>Hexano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Heptano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Octano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Nonano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Decano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Flujo, Lb/h</b>	46524	46465,60	0,12	77077,0	76879,78	0,25
<b>Temperatura, salida° F</b>	129	125,14	2,9	157	156,70	0,19
<b>Presión Psig</b>	90	90	-	102	102	-

**Tabla 4.9 Valores composición, flujos, temperaturas y presión de diseño vs validación (continuación)**

<b>Corriente</b>						
<b>Nombre</b>	<b>Gasolina</b>			<b>Residual</b>		
<b>Componentes</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>validacion % mol</b>	<b>% Des</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>validacion % mol</b>	<b>% Des</b>
<b>Etano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Propano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>iButano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>nButano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>iPentano</b>	3,60	5,90	-63,8	0,01	0,0016	84
<b>nPentano</b>	11,71	11,10	5,20	0,05	0,006	88
<b>Hexano</b>	53,05	50,88	4,09	3,43	1,70	50,4
<b>Heptano</b>	30,48	29,02	4,79	28,02	30,46	-8,7
<b>Octano</b>	2,37	2,84	-19,8	37,90	37,99	-0,2
<b>Nonano</b>	-	-	-	22,22	21,04	5,31
<b>Decano</b>	-	-	-	8,38	8,88	-5,9
<b>Flujo, Lb/h</b>	32842,4	33322,07	-1,46	6688,00	6649	0,58
<b>Temperatura, ° F</b>	229	195,56	14,60	308	308,52	-0,2
<b>Presión, Psig</b>	18	15	16	15	20	-33

Para validar el modelo del tren C, fueron comparados flujos, temperatura, y composición molar solo de las corrientes de los productos ubicadas en la tablas 4.9, con los valores de diseño del tren C (ver anexo C). De acuerdo a los valores reportados se determino que el programa reproduce de forma bastante precisa las condiciones de diseño del tren C de fraccionamiento, se debe tener en cuenta que los valores reportados en su mayoría son porcentajes molares, que tienden a ser

pequeños, y las desviaciones tienden a ser muy altas, donde se como se observan: en la corriente Pentano: el n-butano y en la corriente residual: el i-pentano, n-pentano y el hexano. En general hay variaciones de porcentajes molares muy pequeñas que dan desviaciones altas, pero los porcentaje de los componentes apreciables están correctos, en la corriente gasolina: el hexano 4,09% y heptano 4,79% es donde se observa mayores % de desviación con respecto a los componentes que nos interesan. En cuanto a valores de flujo, presiones y temperaturas las desviaciones son pequeñas a excepción de la corriente gasolina donde los porcentajes son altos.

#### 4.5 Resultados del analisis de sensibilidad de los datos de campo del proceso de fraccionamiento del tren C

**Tabla 4.10 Valores composición, flujos, temperaturas y presiones**

<b>Corriente Nombre</b>	<b>Propano Producto</b>	<b>Pentano producto</b>	<b>i-C4 producto</b>
<b>Componentes</b>	<b>Datos de campo% mol</b>	<b>Datos de campo% mol</b>	<b>Datos de campo% mol</b>
<b>Etano</b>	1,75	-	-
<b>Propano</b>	97,14	-	1,22
<b>iButano</b>	1,01	-	97,27
<b>nButano</b>	0,099	8,99	1,50
<b>iPentano</b>	-	51,33	-
<b>nPentano</b>	-	36,41	-
<b>Hexano</b>	-	2,30	-
<b>Heptano</b>	-	0,63	-
<b>Octano</b>	-	-	-
<b>Nonano</b>	-	-	-
<b>Decano</b>	-	-	-
<b>Flujo, Lb/h</b>	188573,453	52086,184	46545,707
<b>Temperatura, salida° F</b>	123,10	253,90	125,14
<b>Presión, psig</b>	245	153,75	90

**Tabla 4.10 Valores composición, flujos, temperaturas y presiones**  
(continuacion)

<b>Corriente</b>			
<b>Nombre</b>	<b>n-C4Producto</b>	<b>Gasolina</b>	<b>Residual</b>
<b>Componentes</b>	<b>Datos de campo% mol</b>	<b>Datos de campo% mol</b>	<b>Datos de campo% mol</b>
<b>Etano</b>	-	-	-
<b>Propano</b>	-	-	-
<b>iButano</b>	2,99	-	-
<b>nButano</b>	97,01	-	-
<b>iPentano</b>	0,00055	8,04	0,003
<b>nPentano</b>	0,00015	14,42	0,00010
<b>Hexano</b>	-	46,56	1,99
<b>Heptano</b>	-	26,78	31,03
<b>Octano</b>	-	3,60	37,94
<b>Nonano</b>	-	-	18,14
<b>Decano</b>	-	-	10,89
<b>Flujo, Lb/h</b>	74033,055	36085,82	6650,084
<b>Temperatura, salida° F</b>	156,70	189,53	308,14
<b>Presión, psig</b>	102	15	20

**Tabla 4.11 Capacidad de los intercambiadores de calor del tren C**

<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>Datos de campo (MMBtu/h)</b>
D2100506	2.531
D2100501	2.6216
D2100612	0.5049
D2100616	0.2405
D2100619	6.1686
D2100503	30.0734
D2100508	78.9894
D2100610	7,4009
D2100621	6,4778
D2100507	63,4906
D2100609	48,1547
D2100615	73,8805
D2100613	18,3557
D2100623	3,786
D2100602	5,525

**Tabla 4.12 Temperaturas de entrada y salida de tubos y carcaza de los intercambiadores de calor que conforman el tren C**

<b>Intercambiador</b>	<b>Lado de Temperatura entrada, °F datos campo</b>	<b>la carcaza Temperatura salida, °F datos campo</b>	<b>Lado de Temperatura entrada, °F datos campo</b>	<b>tubos Temperatura salida, °F datos campo</b>
<b>D2100506</b>	123	105.13	91,2	112,74
<b>D2100501</b>	156,70	104,05	91,2	116,94
<b>D2100612</b>	125,15	108,66	91,2	113,05
<b>D2100616</b>	253,96	111,92	91,2	116,89
<b>D2100619</b>	189,66	116,94	114,13	138,03
<b>D2100503</b>	119,94	187,19	405	263,54
<b>D2100507</b>	255,90	263,47	564	356,38
<b>D2100509</b>	361,30	369,96	535	412,79
<b>D2100621</b>	221	226,21	359	313,74
<b>D2100613</b>	156,70	156,70	411	256,67
<b>D2100623</b>	308,34	315,82	535	388,33

**Tabla 4.13 Flujos de tubos y carcaza de los intercambiadores que conforman el tren C**

	<b>INTERCAMBIADORES</b>			
	<b>D2100506</b>	<b>D2100501</b>	<b>D2100612</b>	<b>D2100616</b>
<b>PARAMETROS</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Datos de Campo</b>
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	189370	163930	35612	15062.301
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	188494	77240.961	46542	52099,410
	<b>D2100619</b>	<b>D2100503</b>	<b>D2100507</b>	<b>D2100509</b>
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	403974,313	359287	472006	602911
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	36010,395	403974,313	1897250	1377560
	<b>D2100621</b>	<b>D2100613</b>	<b>D2100623</b>	
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	245200	215589	49105	
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	221571	464171	94778	

**Tabla 4.14 Temperaturas de tope y fondo de las torres que conforman el tren C**

	<b>Despropani- zadora</b>	<b>Desbutani- zadora</b>	<b>Separadora De butanos</b>	<b>Fraccionadora De gasolina</b>
<b>PARAMETROS</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Datos de Campo</b>
<b>Temperatura de Alimentación (°F)</b>	186	225	145.97	240
<b>Temperatura de Tope (°F)</b>	123,102	172,274	125,142	189,531
<b>Temperatura de Fondo (°F)</b>	255,45	352,63	156.697	308,195

**Tabla 4.15 Valores de las áreas requeridas por los intercambiadores de calor que conforman el tren C**

	<b>AREAS (Ft<sup>2</sup>)</b>
<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>DATOS DE CAMPO (REQUERIDA)</b>
<b>D2100506</b>	1629,94
<b>D2100501</b>	1181,06
<b>D2100612</b>	292,10
<b>D2100616</b>	196,45
<b>D2100619</b>	1940,48
<b>D2100503</b>	3040,72

**Tabla 4.15 Valores de las areas requeridas por los intercambiadores de calor que conforman el tren C (continuacion)**

	<b>AREAS (Ft<sup>2</sup>)</b>
<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>DATOS DE CAMPO (REQUERIDA)</b>
<b>D2100507</b>	5666,02
<b>D2100609</b>	6239,37
<b>D2100621</b>	760,13
<b>D2100623</b>	468,78
<b>D2100613</b>	6530
<b>D2100602</b>	22095,09
<b>D2100615</b>	662000
<b>D2100610</b>	24557,88
<b>D2100608</b>	806500

#### **4.6 Comparación de los valores de diseño con los valores del análisis de sensibilidad**

Una vez realizada la validación del diseño se procedió a verificar el comportamiento de los equipo de transferencia de calor en cuanto a las especificaciones de los productos, flujos en las torres, temperaturas de los tubos y carcaza, el calor suministrado y las áreas requeridas para ciertos intercambiadores, a

través de la comparación de los datos reportados por la validación de diseño con los datos reportados por el análisis de sensibilidad.

**Tabla 4.16. Valores de diseño vs valores de los datos de campo. (especificaciones de productos, flujos y tempertauras)**

<b>Corriente</b>	<b>Propano Producto</b>			<b>Pentano Producto</b>		
<b>Nombre</b>						
<b>Componentes</b>	<b>Diseño% mol</b>	<b>Datos de campo% mol</b>	<b>% Desv</b>	<b>Diseño% mol</b>	<b>Datos de campo% mol</b>	<b>% Desv</b>
<b>Etano</b>	1,76	1,75	0,56	-	-	-
<b>Propano</b>	97,14	97,14	-	-	-	-
<b>iButano</b>	1,03	1,01	1,94	-	-	-
<b>nButano</b>	0,07	0,099	-41,42	3,61	8,99	-149,03
<b>iPentano</b>	-	-	-	52,41	51,33	2,06
<b>nPentano</b>	-	-	-	39,15	36,41	6,99
<b>Hexano</b>	-	-	-	3,44	2,30	33,13
<b>Heptano</b>	-	-	-	0,85	0,63	25,88
<b>Octano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Nonano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Decano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Flujo, Lb/h</b>	188494,0	188573,4	-0,42	52107,0	52086,184	0,039
<b>Temperatura, salida° F</b>	128,00	123,10	3,8	267	253,90	4,9
<b>Presión, psig</b>	255	245	3,9	153	153,75	-0,49

**Tabla 4.16. Valores de diseño vs valores de los datos de campo. (especificaciones de productos, flujos y tempertauras) (continuacion)**

<b>Corriente</b>	<b>i-C4 Producto</b>			<b>n-C4 Producto</b>		
<b>Nombre</b>						
<b>Componentes</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>Datos de campo % mol</b>	<b>% Desv</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>Datos de campo % mol</b>	<b>% Desv</b>
<b>Etano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Propano</b>	1,17	1,22	-4,27	-	-	-
<b>IButano</b>	96,25	97,27	-1,05	2,90	2,99	-3,44
<b>NButano</b>	2,07	1,50	27,53	96,02	97,01	-1,02
<b>IPentano</b>	-	-	-	1,02	0,00055	99,94
<b>NPentano</b>	-	-	-	0,06	0,00015	99,75
<b>Hexano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Heptano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Octano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Nonano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Decano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Flujo, Lb/h</b>	46524,00	46545,7	-0,046	77077,00	74033,05	3,94
<b>Temperatura, salida ° F</b>	129	125,14	2,99	157,	156,70	0,19
<b>Presión, Psig</b>	90	90	-	102	102	-

**Tabla 4.16. Valores de diseño vs valores de los datos de campo. (especificaciones de productos, flujos y tempertauras) (continuacion)**

<b>Nombre</b>	<b>Gasolina</b>			<b>Residual</b>		
<b>Componente</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>Datos de campo % mol</b>	<b>% Desv</b>	<b>Diseño % mol</b>	<b>Datos de campo % mol</b>	<b>% Desv</b>
<b>Etano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>Propano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>IButano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>NButano</b>	-	-	-	-	-	-
<b>IPentano</b>	3,60	8,04	-123,3	0,01	0,003	70
<b>NPentano</b>	11,71	14,42	-23,14	0,05	0,00010	99,8
<b>Hexano</b>	53,05	46,56	12,23	3,43	1,99	41,98
<b>Heptano</b>	30,48	26,78	12,13	28,02	31,03	-10,74
<b>Octano</b>	2,37	3,60	-51,89	37,90	37,94	-0,10
<b>Nonano</b>	-	-	-	22,22	18,14	18,36
<b>Decano</b>	-	-	-	8,380	10,89	-29,95
<b>Flujo, Lb/h</b>	32842,41	36085,82	-9,87	6688,00	6650,084	0,566
<b>Temperatura, salida° F</b>	229	189,53	17,23	308	308,14	-0,045

Como puede observarse en la tablas 4.16, los valores reportados por el programa de simulación de las especificaciones para la comparación de los valores de diseño con los datos de campo se observó que no ocurren grandes variaciones en los componentes que nos interesan; es decir los que poseen mayor composición molar en las corrientes Propano, pentano, n-Butano y isoPropano, destacando que en la corriente pentano, el n-pentano presenta un porcentaje de desviación de 6,99% esto se debe a que el flujo de entrada a la desbutanizadora es menor al flujo de diseño. En cambio en las corrientes Gasolina y Residual, es donde se observa los mayores porcentajes de desviación esto se puede deber a que la composición utilizada en el análisis de sensibilidad partiendo de la simulación de diseño tiene menor cantidad componentes pesados y el flujo de entrada en la torre fraccionadora de gasolina es mayor que el manejado en el diseño en cuanto a la composición, cabe destacar que los procesos de separación tienen un comportamiento dinámico, es decir casi nunca funcionan en una perfecta operación de estado estacionario, debido a los continuos cambios en las condiciones de alimentación, presión y temperatura ambiente.

**Tabla 4.17 comparación de la capacidad de los intercambiadores de calor del tren C (diseño vs dato campo).**

<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>Diseño (MMBtu/h)</b>	<b>Datos de campo (MMBtu/h)</b>	<b>% Desv</b>
D2100506	2.5001	2.531	-1,23
D2100501	2.5952	2.6216	-1,01
D2100612	0.4991	0.5049	-1,16

**Tabla 4.17 Comparación de la capacidad de los intercambiadores de calor del tren C (diseño vs dato campo). (continuacion)**

<b>INTERCAMBIADORES</b>	<b>Diseño (MMBtu/h)</b>	<b>Datos de campo (MMBtu/h)</b>	<b>% Desv</b>
D2100616	0.2352	0.2405	-2,25
D2100619	7,71	6.1686	19,99
D2100503	30.533	30.0734	1,50
D2100508	78.93	78.9894	-0,075
D21100610	7,362	7,4009	-0,52
D2100621	6,474	6,4778	-0,058
D2100507	62,5903	63,4906	-1,43
D2100609	47,1509	48,1547	-2,12
D2100615	73,09	73,8805	-1,08
D2100613	18,377	18,3557	0,11
D2100623	3,786	3,786	-
D2100602	5.8	5,525	4,74

**Tabla 4.18 Comparación de las temperaturas de entrada y salida de tubos y carcaza (diseño vs datos de campo).**

<b>Intercambiador</b>	<b>Lado de Temperatura entrada, °F diseño</b>	<b>Lado de Temperatura entrada, °F datos campo</b>	<b>la carcaza Temperatura salida, °F diseño</b>	<b>la carcaza Temperatura salida, °F datos campo</b>
D2100506	123	123	104,2	105,13
D2100501	157,4	156,70	104,00	104,05
D2100612	125,5	125,15	108,66	108,66
D2100616	120	253,96	111,92	111,92
D2100619	229	189,66	199	116,94
D2100503	138,4	119,94	186	187,19
D2100507	255,9	255,90	263,3	263,47
D2100509	361,30	361,30	369,2	369,96
D2100621	221,7	221	225	226,21
D2100613	157,3	156,70	157,4	156,70
D2100623	307	308,34	316	315,82

**Tabla 4.18 comparación de las temperaturas de entrada y salida de tubos y carcaza (diseño vs datos de campo). (continuacion)**

<b>Intercambiador</b>	<b>Lado de Temperatura entrada, °F diseño</b>	<b>Lado de Temperatura entrada, °F datos campo</b>	<b>tubos Temperatura salida, °F diseño</b>	<b>tubos Temperatura salida, °F datos campo</b>
D2100506	91,2	91,2	112,70	112,74
D2100501	91,2	91,2	116,9	116,94
D2100612	91,2	91,2	114	113,05
D2100616	91,2	91,2	116,9	116,89
D2100619	114,65	114,13	145	138,03
D2100503	375	405	237	263,54
D2100507	490	564	285	356,38
D2100509	490	535	375	412,79
D2100621	343	359	282	313,74
D2100613	343	411	200	256,67
D2100623	490	535	370	388,33

Como se puede observar en la tabla 4.17 y 4.18 las condiciones actuales de operación de los intercambiadores de calor resultado del análisis de sensibilidad, sobrepasan las capacidades de transferencia de calor de diseño del equipo, pero se considera aceptable ya que las desviaciones son pequeñas, excepto el rehervidor de gasolina (D21100619) y el condensador de la desbutanizadora (D21100602) ya que están por debajo del límite de operabilidad y los porcentajes son altos respectivamente 19,9 % y 4,74%

Esto se puede deber primero no se contaba con los datos de diseño del aceite y se trabajo con una referencia tomada de la tesis de Celimar leonett, en el caso de la desbutanizadora no se contaba con la mínima información de las condiciones de diseño que esta requería, los pocos datos de diseño se sacaron de las otras torres; así como también por la variación en la composición de la alimentación ya que este proceso es un estado dinámico y al haber una pequeña variación cambian las propiedades de la alimentación.

En el caso de las temperaturas de entrada y salida, en la carcasa y en los tubos se observo una pequeña diferencia con respecto a los datos de diseño. Lo contrario ocurre en el condensador de reflujo de la fraccionadora de gasolina, intercambiador de pentano, calentador complementario de la planta y los rehervidores que conforman las torres de fraccionamiento, esto es causa de que no se contaba con el aceite de diseño.

Solo se pretendió observar las variaciones producidas por el análisis de sensibilidad para visualizar en cuanto se alejan del valor de diseño.

**Tabla 4.19 Comparación las temperaturas de tope y fondo de las torres que conforman el tren C (diseño vs datos de campo).**

	<b>Despropanizadora</b>		<b>Desbutanizadora</b>	
<b>PARAMETROS</b>	<b>Diseño</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Diseño</b>	<b>Datos de Campo</b>
<b>Temperatura de Alimentación (°F)</b>	186	186	216	225
<b>Temperatura de Tope (°F)</b>	128.0	123,102	177	172,274
<b>Temperatura de Fondo (°F)</b>	256	255,45	361	352,63
	<b>Separadora de Butanos</b>		<b>Fraccionadora de Gasolina</b>	
<b>PARAMETROS</b>	<b>Diseño</b>	<b>Datos de Campo</b>	<b>Diseño</b>	<b>Datos de Campo</b>
<b>Temperatura de Alimentación (°F)</b>	149	145.97	240	240
<b>Temperatura de Tope (°F)</b>	129	125,142	229	189,531
<b>Temperatura de Fondo (°F)</b>	157	156.697	308	308,195

En la tabla 4.19 se observan pequeñas variaciones, con respecto a las temperaturas de alimentación, tope y fondo de las torres que conforman en el tren C, a excepción de la temperatura de alimentación de la desbutanizadora y temperatura de tope de la fraccionadora de gasolina esto se puede deber a que la composición utilizada en el análisis de sensibilidad tiene menor cantidad de componentes pesados.

**Tabla 4.20 Comparación flujos de tubos y caracaza del sistema de precalentamiento (diseño vs datos de campo).**

PARAMETROS	INTERCAMBIADORES			
	D2100506		D2100501	
	Diseño	Datos de Campo	Diseño	Datos de Campo
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	189366	189370	163929	163930
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	188494	188494	77241	77240.961
	D2100612		D2100616	
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	35612	35612	14854	15062.301
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	46542	46542	52199	52099,410
	D2100619		D2100503	
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	403766	403974,313	359287	359287
<b>FLUJO CARCAZA(Lb/h)</b>	35980,35	36010,395	403776	403974,313

**Tabla 4.20 Comparación flujos de tubos y carcaza del sistema de precalentamiento (diseño vs datos de campo). (continuacion)**

PARAMETROS	INTERCAMBIADORES			
	D2100507		D2100509	
	Diseño	Datos de Campo	Diseño	Datos de Campo
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	472007	472006	602911	602911
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	1897250	1897250	1377560	1377560
	D2100621		D2100613	
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	245200	245200	215589	215589
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	221571	221571	464171	464171
	D2100623			
<b>FLUJOTUBO (Lb/h)</b>	49105	49105		
<b>FLUJO CARCAZA (Lb/h)</b>	94778	94778		

En la tabla 4.20 no se observaron variaciones significantes por lo tanto los intercambiadores que conforman el sistema de precalentamiento, rehervidores y condensadores del tren se encuentran dentro de los rango de operabilidad.

**Tabla 4.21 Comparación de valores de areas de diseño y las requeridas (validado vs datos de campo).**

INTERCAMBIADORES	AREA(Ft <sup>2</sup> )	
	Diseño	DATOS DE CAMPO (REQUERIDA)
D2100506	2273	1629,94
D2100501	1488	1181,06
D2100612	653	292,10
D2100616	264	196,45
D2100619	2043	1940,48
D2100503	3412	3040,72
D2100507	6099	5666,02
D2100609	7193	6239,37
D2100621	921	760,13
D2100623	454	468,78
D2100613	6293	6134
D2100602	28385,01	22095,09
D2100615	802000	662000
D2100610	30187,33	24557,88
D2100608	886400	806500

La tabla 4.21 se observa que las áreas requeridas por los intercambiadores de calor que conforman el sistema de precalentamiento, los rehervidores tipos termosifón horizontal y los condensadores tipo Fin-Fan cumplen los parámetros establecidos en el diseño ya que no sobrepasan el área total del equipo y por consiguiente cumple con el requerimiento de servicio para los cuales fueron diseñados, a excepción de el rehervidor de la fraccionadora de gasolina donde el área requerida es mayor al de diseño, esto ocurre ya que el aceite no cumple con los requerimientos de calor al equipo, arrojando un valor mayor de área de transferencia de calor requerida.

#### **4.7 Conclusiones**

1. La validación realizada con el simulador PRO II/ con Provisión versión 8.1 reproduce de manera aceptable el proceso de fraccionamiento del tren C de la planta de fraccionamiento Jose con un porcentaje de desviación mayor al 2%.(2,55-4,4)
2. En el análisis de sensibilidad del proceso actual, utilizando los datos operacionales de alimentación todos los productos están en las especificaciones a excepción del pentano y la gasolina
3. La transferencia de calor en los intercambiadores de calor al variar la composición en el análisis de sensibilidad no sobrepasa la capacidad real de transferencia de calor, lo que indica que trabajan dentro del rango de operabilidad.
4. Las áreas reales instaladas al realizar la variaciones en la composición en el análisis de sensibilidad son mayores que la áreas requerida por el equipo para la

transferencia de calor, lo que indica que los intercambiadores de calor pueden cumplir con los requerimientos de servicio

## **BIBLIOGRAFÍA**

- [1] Guapache, L., “Evaluación del comportamiento del sistema desbutanizadora – separadora de butanos durante la puesta en servicio del tren “A” de la planta de fraccionamiento y despacho José, Tesis de Grado, departamento de Ingeniería química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz, (2005).
- [2] WWW. Gas training.com., “Funcionamiento de una Torre de Destilación”, (2003).
- [3] Leonett, C., “Evaluación de la capacidad máxima de los trenes de proceso de la planta de fraccionamiento de josa, Tesis de Grado, departamento de Ingeniería química, Universidad de Oriente, Puerto la Cruz, (2002).
- [4] Geankoplis, c., “Proceso de Transporte y Operaciones Unitarias”, Editorial McGraw-Hill, 3<sup>ra</sup> Edición, México, (1998).
- [5] PDVSA “Intercambiadores de calor” Manual de Diseño de Proceso, (1996).
- [6] PDVSA (1995), “Manual de operaciones de la planta de fraccionamiento de José”, corpoven. Vol. I y II
- [7] KARLERKAR B. Y DESMOND R., “ Transferencia de calor”. McGraw-Hill. 2<sup>da</sup> Ediccion, Mexico (1985).
- [8] KERN, D. “Procesos de transferencia de calor”, Compañía Editorial Continental S.A., 15<sup>ta</sup> ediccion. Mexico 1981

[9] Treybal, R., “Mass Transfer Operations”, Editorial McGraw-Hill Book Company, 3<sup>ra</sup> Edición, (1980).

[10] Perry, J., “Manual de Ingeniero Químico” McGraw-Hill, 4<sup>ta</sup> Edición, New York, Vol. VI (1967).

[11] Thinmerhaus, P., “Diseño de Plantas y su Evaluación Económica para Ingenieros Químicos”, Editorial McGraw-Hill, 2<sup>da</sup> Edición, (1940).

[12] “PRO II with PROVISION. Tutorial guide”. Simsci, simulation Science Inc, USA (1978).

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

<b>TÍTULO</b>	<b>EVALUACION DEL DIMENSIONAMIENTO Y ESPECIFICACION DE LOS INTERCAMBIADORES DE CALOR DEL TREN “C” DE LA PLANTA DE FRACCIONAMIENTO DE JOSE</b>
<b>SUBTÍTULO</b>	

### AUTOR (ES):

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>CÓDIGO CULAC / E MAIL</b>
Barrios P., Arianny I.	CVLAC: 16.479.332 E MAIL: ione83@hotmail.com
López M., Meilyng D.	CVLAC: 17.411.207 E MAIL: mei_lyng30@hotmail.com
	CVLAC: E MAIL:
	CVLAC: E MAIL:

### PALÁBRAS O FRASES CLAVES:

Intercambiadores

Evaluación

Dimensionamiento

Fraccionamiento

LGN

Simulación

## METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:

ÀREA	SUBÀREA
Ingeniería y Ciencias Aplicadas	Ingeniería Química

### RESUMEN (ABSTRACT):

En este trabajo se estableció como objetivo evaluar el dimensionamiento y especificación de los intercambiadores de calor del tren C de la Planta de Fraccionamiento Jose. La evaluación inició con el conocimiento del proceso de fraccionamiento del LGN llevado a cabo en la planta y la recopilación de información referente a las condiciones de diseño de la misma. Se elaboró una guía de diseño de un intercambiador de calor de tubo y coraza y para evaluar el dimensionamiento de un rehervidor termosifón horizontal. Se realizó un modelo de simulación del proceso utilizando el simulador PRO/II . Se validó el modelo de simulación a las condiciones de diseño con desviaciones mayor al 2% con respecto a lo de datos de diseño. Luego se realizó un estudio de análisis de sensibilidad con los datos operacionales. Los resultados del análisis de sensibilidad fueron comparados con los valores de diseño, observándose que no ocurren grandes variaciones en los componentes de interés, destacando que en la corriente pentano, el n-pentano presenta un porcentaje de desviación de 6,99% y en la gasolina un porcentaje de 12,18%. En cuanto a las transferencia de calor en los intercambiadores de calor, los equipos sobrepasan el limete de operabilidad a excepción del rehervidor de gasolina (D21100619) y el condensador de la desbutanizadora (D21100602) con un porcentaje de desviación de 19,9 % y 4,74% respectivamente.

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**CONTRIBUIDORES:**

<b>APELLIDOS Y NOMBRES</b>	<b>ROL / CÓDIGO CVLAC / E_MAIL</b>				
Ferreira, Nelson	ROL	CA	AS(X)	TU	JU(X)
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				
	ROL	CA	AS	TU	JU
	CVLAC:				
	E_MAIL				
	E_MAIL				

**FECHA DE DISCUSIÓN Y APROBACIÓN:**

2010	08	11
<b>AÑO</b>	<b>MES</b>	<b>DÍA</b>

**LENGUAJE. SPA**

**METADATOS PARA TRABAJOS DE GRADO, TESIS Y ASCENSO:**

**ARCHIVO (S):**

NOMBRE DE ARCHIVO	TIPO MIME
Tesis.Evaluación.intercambiadores.fraccionamiento.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: \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

TEMPORAL: \_\_\_\_\_ (OPCIONAL)

**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 exclusiva propiedad de la Universidad y solo podrán ser utilizados a otros fines con el consentimiento del Consejo de Núcleo respectivo, quien lo participará al Consejo Universitario”

Barrios P., Arianny I.

**AUTOR**

López M., Meilyng D.

**AUTOR**

Ing. Nelson Ferreira M.Sc.

**TUTOR / JURADO**

Yraima Salas

**POR LA SUBCOMISION DE TESIS**