

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERÍA

**FACULTAD DE INGENIERÍA DE PETRÓLEO,
GAS NATURAL Y PETROQUÍMICA**



**DISEÑO ALTERNATIVO DE FRACCIONAMIENTO PARA LOS
LÍQUIDOS DEL GAS NATURAL**

**TESIS PARA OPTAR EL TÍTULO PROFESIONAL DE INGENIERO
PETROQUÍMICO**

ELABORADO POR:

HENRY OMAR CAMUS ALVA

PROMOCIÓN: 2009-I

2013

SUMARIO

La presente investigación difunde temas relacionados al proceso de separación física de los hidrocarburos provenientes del Gas Natural (GN) en un nuevo esquema alternativo que se plantea y como resultado de cumplir uno de los indicadores conducentes como parte de la formación académica recibida a través de los años estudiados en la UNI.

Los Líquidos del Gas Natural (LGN) pueden ser procesados en plantas fraccionadoras para obtener productos, tales como: propano / butano como Gas Licuado de Petróleo (GLP), Gasolina Natural y Destilados medios.

El objetivo de esta tesis es mostrar que se puede modificar un sistema de fraccionamiento para LGN y obtener en una sola única torre de destilación fraccionaria productos intermedios comerciales como: GLP, Gasolina Natural y Destilados Medios.

El trabajo aborda el estudio de los principales aspectos de diseño relativos a la torre de fraccionamiento, como: dimensiones de la torre, condiciones de operación, flujos de producto; el dimensionamiento de los principales equipos a utilizar en el proceso de fraccionamiento, donde se puedan obtener los productos mencionados, teniendo como carga los LGN provenientes de la Planta de Gas Natural de Malvinas; en vista de la escasez del agua y para la ubicación de la torre en cualquier punto del interior del país utilizaremos aire para el sistema de enfriamiento, en vez del agua de enfriamiento.

Asimismo, debemos tener políticas pedagógicas que sean vinculantes entre los Alumnos-Docentes en la Universidad, que las agendas de investigación y difusión para actividades de innovación tecnológica apunten a un mismo objetivo, que las producciones intelectuales sean del interés de la Universidad y sobre todo del país, debemos darle mayor valor agregado a nuestros productos y ello nos permitirá estar nuevamente insertados a contribuir al desarrollo sostenido de nuestro país y eso se consigue trabajando, y así de esta manera despertar el interés de empresas que opten por invertir por proyectos sostenibles e interesantes.

AGRADECIMIENTOS

Agradezco a Dios y a mi familia por la formación; en especial a mis padres: Lizandro y Sabina por su apoyo y consejo recibidos en más de 28 años, además, un agradecimiento muy especial a Clara, la madre de mis hijos, por su paciencia y comprensión.

Debo una gratitud muy especial a mis amigos y colegas, sin cuyo apoyo el desarrollo de este trabajo hubiera sido más escabroso.

RECONOCIMIENTOS

Reconocer significa dar gracias. Dado que son muchas las personas que me han permitido, con su apoyo y consejos, lograr mis objetivos planteados, no es posible nombrarlos a todos, por lo cual ofrezco mis disculpas.

Este trabajo no hubiese sido posible sin la valiosa y acertada orientación de los Ingenieros José Carlos Robles Freyre y Jorge Céspedes Morante. A ellos el mayor de los agradecimientos, como parte de la información compartida para la elaboración de mi presente investigación y además de prestarme un servicio incondicional a la hora de analizar y recomendar los distintos temas evaluados.

INDICE GENERAL

SUMARIO	I
AGRADECIMIENTOS	II
RECONOCIMIENTOS	III
INDICE GENERAL	IV
SIMBOLOGÍA	VI
INDICE DE GRÁFICAS	VIII
INDICE DE TABLAS	IX
CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN	1
1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	1
1.1.1 PROBLEMÁTICA	1
1.1.2 JUSTIFICACIÓN	2
1.2 OBJETIVOS	3
1.2.1 OBJETIVO GENERAL	3
1.2.2 OBJETIVOS ESPECÍFICOS	3
CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO	4
2.1 ANTECEDENTES	4
2.2 METODOLOGÍA DEL PROYECTO	7
2.3 UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE LGN	8
2.3.1 PANORAMA ACTUAL DEL SISTEMA DE FRACCIONAMIENTO DE PISCO	9
2.3.2 ESQUEMA DE TORRE DE FRACCIONAMIENTO DE LÍQUIDOS DE GAS NATURAL	9
2.4 CONCEPTOS SOBRE FRACCIONAMIENTO DE HIDROCARBUROS	11
2.5 PRINCIPIO DE DESTILACIÓN	12
2.5.1 PROPIEDADES FÍSICO-QUÍMICAS DE LGN	13
2.5.1.1 VISCOSIDAD	13
2.5.1.2 TEMPERATURA DE BURBUJA Y ROCÍO	13
2.5.1.3 PESO MOLECULAR	15
2.5.1.4 DENSIDAD	15
2.6 USOS DEL GAS NATURAL Y SUS LÍQUIDOS	16
2.7 SEPARADORES	17
2.7.1 PRINCIPALES FUNCIONES DE UN SEPARADOR	18
2.7.2 PRINCIPIOS DE LA SEPARACIÓN FÍSICA DE VAPOR O LÍQUIDOS	18
2.7.3 FUNCIONES DE UN SEPARADOR	19
2.7.4 FACTORES A CONSIDERAR DURANTE EL DISEÑO DE SEPARADORES	20
2.7.5 SECCIONES DE UN SEPARADOR LIQUIDO-VAPOR	20
2.7.6 CLASIFICACIÓN DE LOS SEPARADORES	21
2.8 PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	22
2.8.1 MECANISMOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR	23
2.9 INTERCAMBIADORES DE CALOR	24
2.9.1 FUNCIONES TÍPICAS DE UN INTERCAMBIADOR DE CALOR	25
2.9.1.1 RECUPERACIÓN DE CALOR	25
2.9.1.2 EVAPORACIÓN	25
2.9.1.3 CONDENSACIÓN	25
CAPÍTULO 3: HIPÓTESIS Y MATRIZ DE CONSISTENCIA	26
3.1 HIPÓTESIS	26
3.1.1 HIPÓTESIS GENERAL	26
3.1.2 HIPÓTESIS ESPECÍFICAS	26
3.2 MATRIZ DE CONSISTENCIA	27
CAPÍTULO 4: DISEÑO DE LA TORRE DE FRACCIONAMIENTO	28
4.1 REQUERIMIENTOS DE DISEÑO	28
4.1.1 CONDICIONES DE INGRESO A LA TORRE DE FRACCIONAMIENTO	29
4.1.2 PUNTO DE BURBUJA EN EL ACUMULADOR DE REFLUJO	30
4.1.3 PUNTO DE ROCÍO EN EL TOPE DE LA TORRE	31

4.1.4 PUNTO DE BURBUJA EN EL PLATO DE EXTRACCIÓN DE GASOLINA NATURAL	31
4.1.5 PUNTO DE BURBUJA EN EL PLATO DE FONDO DE LA TORRE.....	32
4.1.6 TEMPERATURA DE CARGA EN EL INGRESO A LA TORRE.....	33
4.2 BALANCE DE MASA Y PROPIEDADES FÍSICAS.....	34
4.2.1 DENSIDAD CARGA/PRODUCTO	37
4.2.2 PRESIÓN DE VAPOR DE GLP.....	37
4.3 NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS A REFLUJO TOTAL	40
4.3.1 NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS EN LA SECCIÓN DE TOPE.....	41
4.3.2 REFLUJO MÍNIMO A NÚMERO DE PLATOS INFINITO EN LA SECCIÓN DE TOPE	42
4.3.2.1 RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO (RM).....	43
4.3.2.2 RELACIÓN DE REFLUJO REAL (R).....	43
4.3.3 NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS ENTRE LA SECCIÓN FONDO Y CENTRAL.....	44
4.3.4 REFLUJO MÍNIMO A NÚMERO DE PLATOS INFINITO (SEC. FONDO Y CENTRAL).....	45
4.3.4.1 RELACIÓN DE REFLUJO MÍNIMO (RM).....	45
4.3.4.2 RELACIÓN DE REFLUJO REAL (R).....	45
4.4 EFICIENCIA DE PLATOS	46
4.4.1 EFICIENCIA DE PLATOS EN LA SECCIÓN TOPE.....	46
4.4.2 EFICIENCIA DE PLATOS EN LA SECCIÓN FONDO Y CENTRAL.....	46
4.5 NÚMERO DE PLATOS REALES.....	49
4.6 NÚMERO DE PLATO DE CARGA	49
4.7 BALANCE DE ENERGÍA EN LA SECCIÓN CENTRAL.....	50
4.8 BALANCE DE ENERGÍA EN LA SECCIÓN DE TOPE.....	51
4.9 COMPOSICIÓN DEL LÍQUIDO ENTRANDO AL REHERVIDOR	51
4.9.1 CARGA TÉRMICA AL REHERVIDOR (QR).....	52
4.10 DIÁMETRO DE LA TORRE.....	54
4.10.1 ESPACIAMIENTO DE PLATOS	54
4.10.2 MÉTODO DEL NOMOGRAMA PARA CALCULAR EL DIÁMETRO DE LA TORRE	54
4.11 DIMENSIONAMIENTO ACUMULADOR DE REFLUJO.....	56
CAPÍTULO 5: DISEÑO DE EQUIPOS PRINCIPALES.....	57
5.1 INTERCAMBIADORES DE CALOR	57
5.1.1 INTERCAMBIADOR DE CALOR GASOLINA NATURAL Y LGN	66
5.1.2 INTERCAMBIADOR DE CALOR DE DESTILADOS MEDIOS Y LGN	67
5.1.3 INTERCAMBIADOR DE CALOR THERMINOL 72 Y LGN	68
5.1.4 REBOILER –TIPO KETTLE: THERMINOL 72 Y DESTILADOS MEDIOS	69
5.2 AEROENFRIADORES	70
5.2.1 AEROENFRIADOR DE DESTILADOS MEDIOS	82
5.2.2 AEROENFRIADOR GLP	83
CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	84
6.1 CONCLUSIONES.....	84
6.2 RECOMENDACIONES.....	85
CAPÍTULO 7: BIBLIOGRAFÍA.....	86
ANEXOS.....	87
ANEXO 1: DATOS DE CROMATOGRAFÍA DEL LGN – LOTE 88.....	87
ANEXO 2: ECUACIÓN DE ANTOINE	88
ANEXO 3: PESO MOLECULAR Y GRAVEDAD ESPECÍFICA DE CADA COMPONENTE DE LOS LGN	88
ANEXO 4: PSEUDOCOMPONENTES EN LA CORRIENTE DE ALIMENTACIÓN	89
ANEXO 5: CALIDAD PROPANO – BUTANO (LABORATORIO PISCO - PLUSPETROL)	90
ANEXO 6: CALIDAD NAFTA – MDBS (LABORATORIO PISCO - PLUSPETROL)	91
ANEXO 7: PROPIEDADES FÍSICAS, QUÍMICAS Y TÉRMICAS DE THERMINOL 72.....	92

SIMBOLOGÍA

A = Área, pie cuadrado (pie^2)

ACFM = pies cúbicos reales por minuto (pie^3/min)

APF = superficie externa total/pie de aleta, pie^2/pie

APSF = superficie externa de aleta / superficie de haz de cara, $\text{pie}^2/\text{pie}^2$

bhp = potencia al freno

BP = espacio deflectores, pulgada

Cp = calor específico, Kcal/ ($\text{Kg} \cdot ^\circ\text{C}$)

CMTD = Diferencia temperatura media logarítmica corregida, $^\circ\text{C}$

D = diámetro, m.

F = factor de corrección LMTD

Fa = superficie nominal de espacio, pie^2

FAPF = Superficie de ventilador / ventilador, $\text{pie}^2/\text{Ventilador}$

f = Razón de un valor

FD = Diámetro libre, plg.

G = Velocidad másica, $\text{lb}/(\text{pie}^2 \cdot \text{seg})$

GN = Gas Natural

GNL = Gas Natural Licuado

hp = Caballo de fuerza, horse power

k = Conductividad Térmica, $\text{Kcal}/[(\text{h} \cdot \text{m}^2 \cdot ^\circ\text{C})/\text{m}]$

Kcal = Kilocalorías = 1 000 calorías

KUOP = Factor de caracterización de crudo

L = Longitud de tubo, m.

LGN = Líquido de Gas Natural

LMTD = Diferencia de temperatura media logarítmica, $^\circ\text{C}$

MBD = miles de barriles por día

MM = Peso molecular de la mezcla (Kg/Kgmol)

Np = Número de pasos

DP = Caída de presión, KPa

P = Presión absoluta del sistema, KPa

PF = Presión total del ventilador, pulgadas de agua.

Q = Calor transferido, Kcal/h

Re = Numero Reynolds = $(123.9 \text{ DG})/\text{m}$

RC = Filas de tubos cruzados

r = Resistencia de película ($h \cdot \text{pie}^2 \cdot ^\circ\text{F}$)/Btu

s = Gravedad Específica a 15.6/15.6 $^\circ\text{C}$

SP = Número de espacios de deflectores

U = Coeficiente de transferencia global de calor, Kcal/($h \cdot m^2 \cdot ^\circ\text{C}$)

x_i = fracción molar de cada componente en estado líquido

y_i = fracción molar de cada componente en estado gaseoso

μ_i = viscosidad cinemática de cada componente, $\text{mPa} \cdot \text{s}$

λ = Calor latente, Kcal/Kg

ρ = densidad, Kg/m^3

ρ_L = densidad de líquido, Kg/m^3

ρ_V = densidad de gas, Kg/m^3

$^\circ\text{API}$ = grado API

H_i = Flujo de calor del producto i , Kcal/h

INDICE DE GRÁFICAS

Figura 2.1 Matriz Energética del Perú 2009 - PJ.....	6
Figura 2.2 Esquema de Torre de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural.....	10
Figura 4.1 Entalpía de Hidrocarburos Ligeros	35
Figura 4.2 Entalpía de Fracciones de Petróleo	36
Figura 4.3 Corrección de densidad por compresibilidad de hidrocarburos líquidos.....	38
Figura 4.4 Corrección de densidad por expansión térmica	39
Figura 4.5 Correlación de Etapas vs. Reflujo Erbar-Maddox	43
Figura 4.6 Efecto de la volatilidad relativa y viscosidad en la Eficiencia de plato de Torres de fraccionamiento	47
Figura 4.7 Viscosidad de hidrocarburos líquidos	48
Figura 4.8 Calores específicos de hidrocarburos líquidos.....	53
Figura 4.9 Diámetro de plato de válvula (método nomograma).....	55
Figura 5.1 Detalles de los resultados del diseño de un intercambiador de calor.....	63
Figura 5.2 Factores de corrección MTD (1 paso – Flujo cruzado, ambos fluidos puros)...	74
Figura 5.3 Factor de fricción para fluidos fluyendo en el interior de tubos	75
Figura 5.4 Factor de propiedades físicas para hidrocarburos líquidos	76
Figura 5.5 Caída de presión para fluidos fluyendo al interior de tubos.....	77
Figura 5.6 Correlación del factor J, para calcular el coeficiente de la película al interior, h	78
Figura 5.7 Coeficiente de película de aire	80
Figura 5.8 Caída de presión estática de aire	81
Figura 5.9 Cuadro de proporción de densidad de aire.....	81

INDICE DE TABLAS

Tabla 2.1 Reservas de Gas Natural y Condensados Lote 88.....	5
Tabla 4.1 Composición de las condiciones de la carga	30
Tabla 4.2 Composición y condiciones en el acumulador de reflujo.....	30
Tabla 4.3 Composición y condiciones del Tope de la torre	31
Tabla 4.4 Composición y condiciones de la Extracción de Gasolina Natural.....	32
Tabla 4.5 Composición y condiciones del plato de extracción del Destilados medios	32
Tabla 4.6 Composición y condiciones de la Carga	33
Tabla 4.7 Resumen de Balance de Masa y condiciones de operación	34
Tabla 4.8 Resumen densidades Carga - Producto	37
Tabla 4.9 Presión de vapor de GLP.....	37
Tabla 4.10 Balance másico en la sección de tope y central.....	41
Tabla 4.11 Condiciones de operación en la sección de tope	42
Tabla 4.12 Balance másico en la sección fondo y central.....	44
Tabla 4.13 Condición de operación en la sección de fondo y central	45
Tabla 4.14 Condiciones y composición del plato anterior a la entrada al rehervidor	52
Tabla 4.15 Composición en el plato de la entrada al rehervidor	53
Tabla 5.1 Conductividad térmica típica de metales, kw.....	61
Tabla 5.2 Coeficientes de transferencia de calor típicos, U, resistencia de ensuciamiento, r_f	62
Tabla 5.3 Variables en funcionamiento de intercambiadores.....	62
Tabla 5.4 Variables bases, obtenidos según la Tabla 5.3	63
Tabla 5.5 Datos de Tubos para intercambiadores de calor y condensadores	64
Tabla 5.6 Disposición de los espejos de tubos. Cuenta de tubos – Arreglo triangular.....	65
Tabla 5.7 Parámetros de diseño para los aerofriadores	70
Tabla 5.8 Datos de aletas de tubos para tubos de 1 pulgada de diámetro externo	74
Tabla 5.9 Características de tubería.....	79
Tabla 5.10 Factor de corrección para fluidos viscosos dentro de los tubos	80

CAPÍTULO 1: INTRODUCCIÓN

La planta a diseñarse utilizará como carga 55 miles de barriles por día (MBD) de LGN, donde se instalará una unidad de fraccionamiento que producirá GLP, gasolina natural y Destilados medios. Para permitir flexibilidad en el lugar de instalación se usaran enfriadores y condensadores con aire.

1.1 PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA

Habitualmente, el fraccionamiento de los LGN se realiza en sucesivas torres de fraccionamiento, un depropanizador, un debutanizador y un topping como la actual planta de fraccionamiento de Pisco de la Compañía Pluspetrol; el presente trabajo, considera el fusiónamiento de esas fraccionadoras en una sola única torre de fraccionamiento, en el cual, el GLP sale por el tope, la Gasolina Natural por un corte lateral y por el fondo Destilados medios; los productos obtenidos son comercializables, es decir, el GLP como producto final y la Gasolina Natural y Destilados medios como insumos para la obtención de Gasolinas (comercializadas como Gasoholes) y Diesel B5, respectivamente.

1.1.1 Problemática

El propósito de esta investigación es diseñar una sola única torre de fraccionamiento que permita obtener los siguientes productos comerciales: GLP, Gasolina Natural y Destilados medios, teniendo como carga los LGN provenientes de una planta semejante a Malvinas. Generalmente el tratamiento de los LGN se realizan en sucesivas torres de fraccionamiento; en el presente trabajo esos fraccionadores se han logrado diseñar fusionándolo en uno sola torre de fraccionamiento, en la cual el GLP sale por el tope de la torre, la Gasolina Natural por una salida lateral y Destilados medios por el fondo.

La instalación de un solo fraccionador en lugar de los tres fraccionadores convencionales simplifica enormemente el área de instalación y operación.

A partir del fraccionamiento de los LGN se obtienen: mezcla de propano y butano en proporciones definidas para producir GLP para el uso automotriz, industrial y domestico, también se obtiene la Gasolina Natural, como insumo para la elaboración de Gasolinas, otro corte son Destilados medios obtenidos en el fondo de la torre, que sirve como insumo para la elaboración del Diesel B5 que producen las Refinerías de PETROPERU S.A. y Refinería LA PAMPILLA S.A.

1.1.2 Justificación

La Economía Peruana está muy expuesta a la geopolítica del petróleo y Gas Natural. Los precios de los productos derivados, como: GLP, Gasolina Natural, Diesel, Residual fluctúan en función de este insumo estratégico. Menor costo del GN frente a otras fuentes energéticas. Ahorro de divisas para el país, por sustitución en gran volumen de Diesel importado, con una dependencia diversificada para el desarrollo en etapas finales de producción y de servicios para actividades productivas del sector industrial y sector automotriz y su conexión de una dependencia con otros sectores.

La presente investigación plantea estudiar la influencia que tienen las amplias reservas de GN en el país como una fuente atractiva de proyectos de inversión en diseños alternativos y versátiles de plantas para el fraccionamiento de los LGN en el país para abastecer el mercado.

1.2 OBJETIVOS

1.2.1 Objetivo General

- Evaluar el estudio Técnico del diseño de una sola torre de fraccionamiento que permita la separación de LGN: el GLP que cumplan las especificaciones del mercado, la Gasolina Natural y Destilados medios como insumos para la formulación de Gasolinas y Diesel B5, respectivamente.

1.2.2 Objetivos Específicos

- Analizar el marco teórico del proceso de fraccionamiento.
- Calcular el Balance de Masa y Energía en la torre de fraccionamiento y equipos principales.
- Calcular las condiciones de operación de la torre y equipos principales.
- Diseñar el Sistema de fraccionamiento, intercambiadores de calor y aerofriadores.
- Aplicar los conocimientos cultivados en la carrera de la Escuela de Ingeniería Petroquímica en la elaboración de este proyecto.

CAPÍTULO 2: MARCO TEÓRICO

Para la elaboración de este trabajo se hizo una revisión bibliográfica de libros, manuales y revistas los cuales están debidamente citados en la bibliografía. En ellos se halló material significativo que facilitó la comprensión de algunos aspectos teóricos relacionados con el tema de estudio.

2.1 ANTECEDENTES

Las informaciones que se dan a continuación son producto de entrevistas con funcionarios de empresas Petroleras y del sector, informaciones del Ministerio de Energía y Minas (MEM) y la Dirección General de Hidrocarburos (DGH), informaciones públicas.

El mercado del GN está en su etapa de maduración a nivel nacional, sobre todo por el efecto del Proyecto Camisea, que involucra los siguientes aspectos:

- Descubrimiento de mayores reservas probadas en el lote 56, 57 y 58, que aumentan las actuales.
- Aumento de los clientes industriales y residenciales.
- Proyectos de ductos regionales a las provincias cercanas al trazado del gasoducto principal al Sur y Proyectos de ducto de Gas al Norte.
- Perspectivas de negocios en el campo de "ductos virtuales" para los lugares de consumo que no tienen cercano los ductos de distribución de Camisea.

Esto, junto a la exportación de Gas Natural Licuado (GNL), hace que los proyectos de GN sean vistos con atractivo por los inversionistas privados y los entes gubernamentales (Gobiernos Regionales y Municipios), en beneficios de sus comunidades.

En el norte del Perú, tres empresas tienen importantes reservas probadas de GN en sus concesiones: BPZ, SAVIA y OLYMPIC GAS. Se tiene información que confirma intereses de ambas empresas en cuanto al mercado y desarrollo de sus proyectos.

Las torres de fraccionamiento ocupan un lugar destacado en la Industria de transformaciones físico-químicas, ya que juegan un papel fundamental en las operaciones

de transferencia de masa y de calor que requieren la obtención de productos de las fuentes de hidrocarburos.

Actualmente el proceso de separación más ampliamente utilizado en la industria de refinación es la destilación. En la destilación, la separación entre componentes se basa en las diferencias entre volatilidades relativas de estos, de forma que cuando una fase líquida se pone en contacto con una fase vapor, se produce una transferencia de materia entre ambas fases, con el efecto neto de que en el vapor se concentran los componentes más volátiles, mientras que en el líquido lo hacen los menos volátiles.

En el país, desde el 2004 se viene explotando el lote 88, el cual se procesa en planta Malvinas, donde se vienen obteniendo LGN, estos se procesan en Pisco donde se obtienen: propano, butano, gasolina natural y destilados medios.

Con la combinación del incremento en la demanda mundial de energía y el declive del petróleo convencional, los LGN son una alternativa energética relevante como fuente de hidrocarburos para el presente y futuro.

Tabla 2.1 Reservas de Gas Natural y Condensados Lote 88

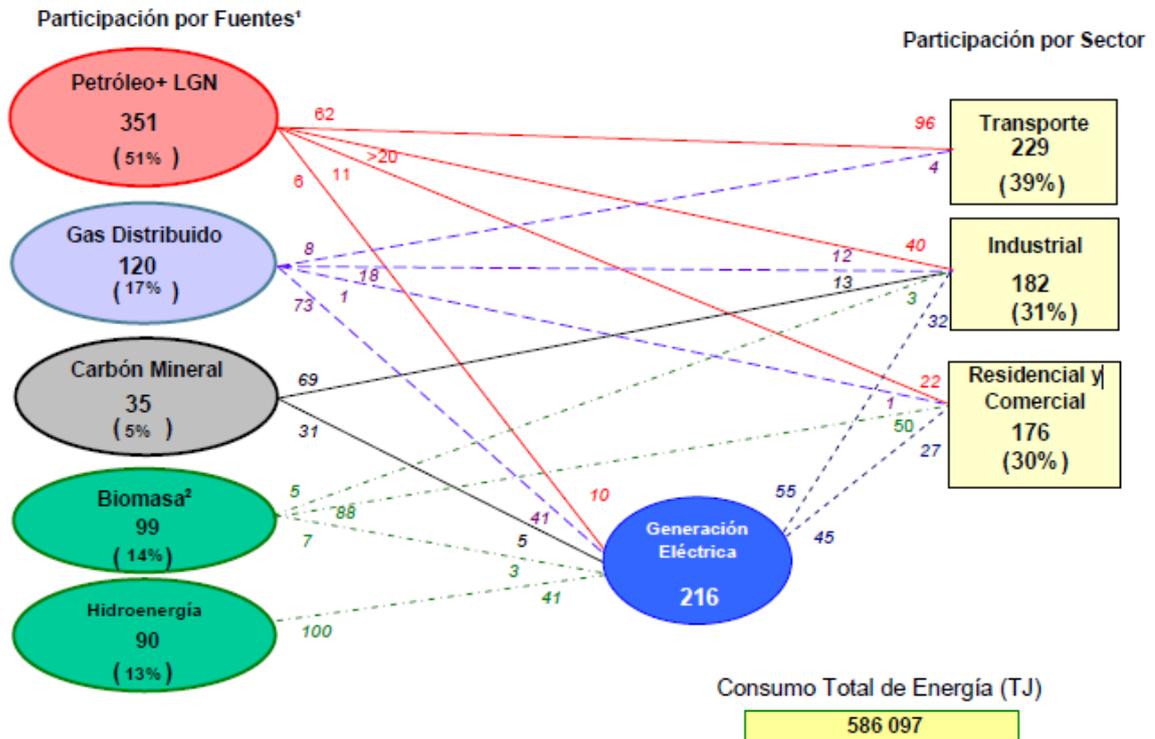
Categoría	Reservas Totales (100 por ciento)		
	Gas Seco BCF	GNL MMBBL	LGN MMBBL
Total Probadas (1P)	11,177.0	346.2	265.5
Probadas + Probables (2P, o mejor Estimación)	15,929.3	520.9	397.0
Probadas + Probables + Posibles (3P)	18,599.7	611.3	474.1

Fuente: Netherland, Sewell & Associates, Inc. (NSAI), Mayo 2010

Es en este contexto, debido al descubrimiento de nuevos yacimientos de GN en la selva Sur de nuestro país, se hace factible construir una nueva planta de fraccionamiento de los LGN, lo que se ha tomado en consideración la explotación de dicho recurso, para suplir nuestra demanda actual de GLP, gasolina natural, Diesel, pensado en nuevas tecnologías

para la instalación de plantas de fraccionamiento de LGN, se podría proponer nuestro siguiente trabajo como alternativa de ello.

Figura 2.1 Matriz Energética del Perú 2009 - PJ



Nota:

¹: Después de pasar por los centros de Transformación y/o descontadas las pérdidas.

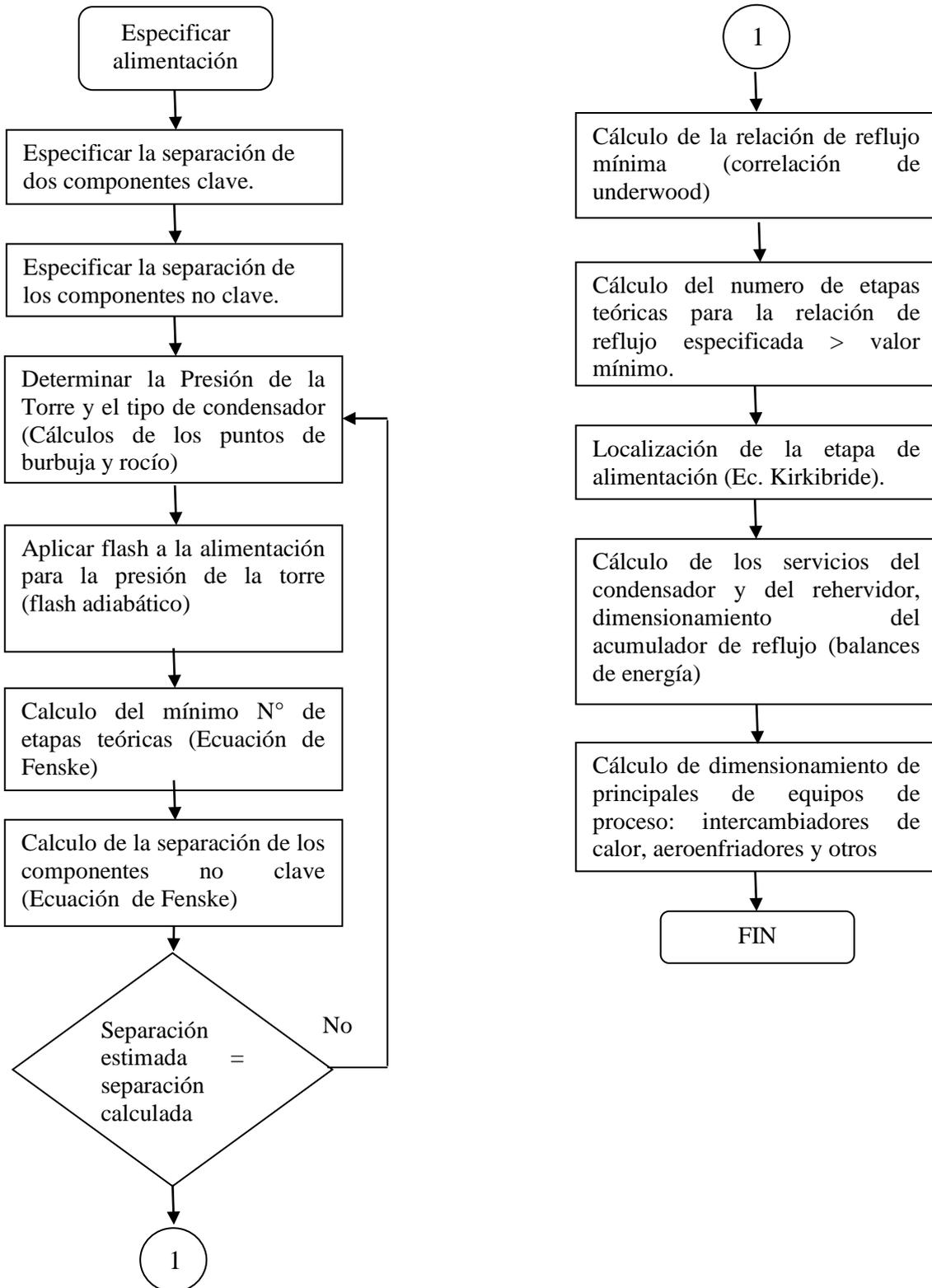
²: La biomasa integra a la Leña, Bosta & Yareta y el Bagazo.

1/ La participación de la energía Solar es mínima.

2/PJ = 10^{15} Joule

Fuente: Publicación de resumen de matriz energética Ministerio de Energía y Minas

2.2 METODOLOGIA DEL PROYECTO



2.3 UNIDAD DE FRACCIONAMIENTO DE LGN

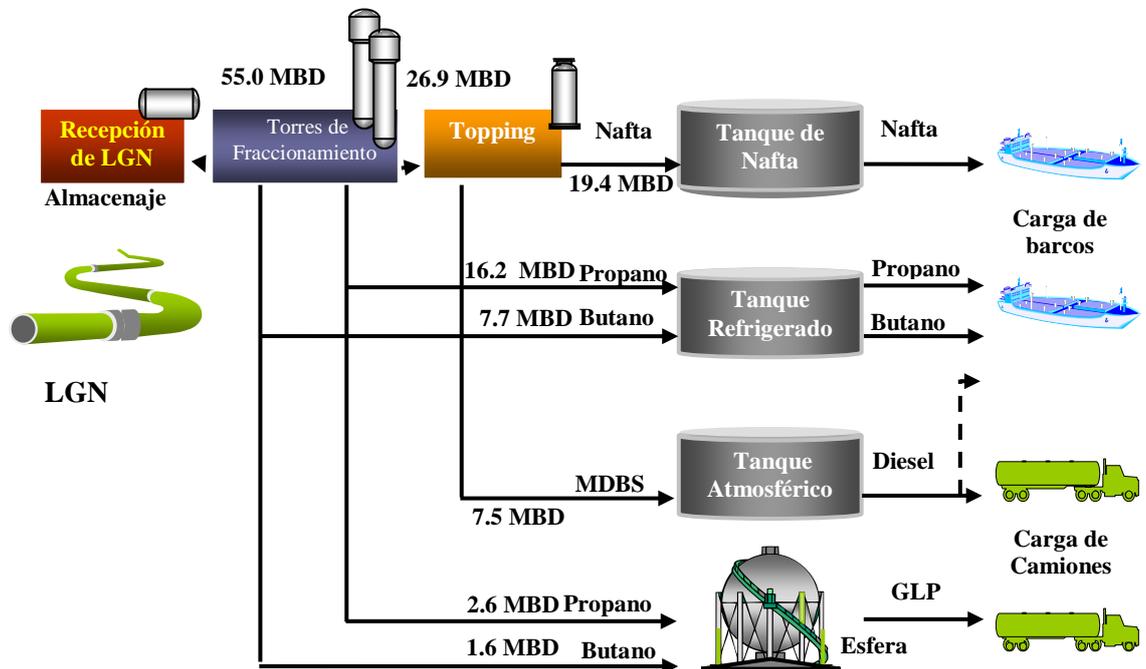
La unidad de fraccionamiento, será capaz de manejar el flujo de material de alimentación producto de la expansión de la capacidad de producción proveniente de la planta de Malvinas u otros hasta un caudal de procesamiento de 55.0 MBD como carga, la unidad de fraccionamiento tomará el LGN y lo separará en GLP, gasolina natural como materia prima o insumo para formular las gasolinas, además de los Destilados medios que viene a ser un insumo para la formulación del Diesel B5.

Los LGN provenientes del sistema de medición de alimentación pasan por un tren de intercambio de calor que está conformado por tres intercambiadores antes de ingresar a la torre; un primer precalentamiento optimizado a partir de la corriente de salida de la Gasolina Natural, donde se calientan desde 26.7 °C (80 °F) hasta 88.3 °C (191 °F) para ingresar a un segundo precalentamiento, donde se aprovecha la corriente de salida de Destilados medios, donde se calienta hasta 133.9 °C (273 °F) previo al ingreso del tercer intercambiador, donde se emplea una de las corrientes de salida del aceite caliente “Therminol 72”, que sale a 371.1 °C (700 °F) del horno de proceso para obtener la temperatura óptima de 195 °C (383 °F) antes el ingreso a la torre de fraccionamiento. Con el fin de calentar el producto de fondo “Destilados medios” se instalará un el reboiler “tipo kettle” en el fondo de la torre que será calentado a partir de la otra corriente de aceite caliente “Therminol 72”, proveniente del horno de proceso convencional que opera a una eficiencia de 90% (duty = 20 996 816 Kcal/h) con el fin de calentar el aceite caliente “Therminol 72”, capaz de resistir temperaturas de hasta 380 °C (716 °F), sin alterar sus propiedades fisicoquímicas y permitir optimizar este insumo recirculando en el proceso, además su durabilidad. Además, se observará que la gasolina natural sale del proceso de intercambio de calor con la carga a una temperatura de 35 °C (95 °F), y la corriente de Destilados medios que sale del intercambio de calor con la carga, sería enfriada empleando

un aerofriador con el fin de enfriar los Destilados medios desde 93.3 °C (200 °F) hasta 35 °C (95 °F). El producto de GLP que sale del tope de la torre a 57.8 °C (136 °F) será condensado y enfriado con un aerofriador hasta la temperatura de condensación en el acumulador a 43.3 °C (110 °F). La gasolina natural requerirá de un tanque de baja presión.

2.3.1 Panorama actual del Sistema de Fraccionamiento de Pisco

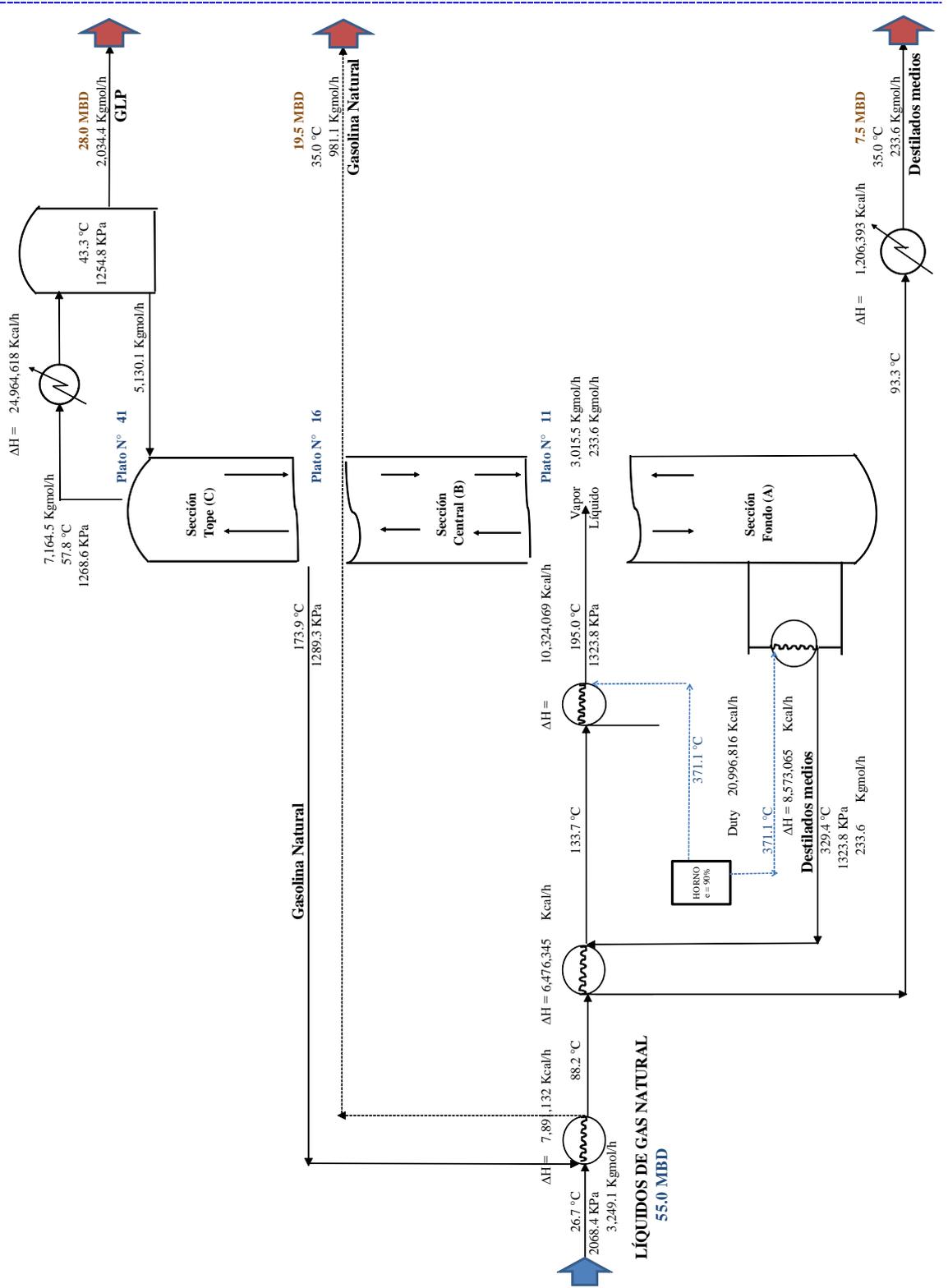
El proyecto se focaliza en el estudio técnico para un nuevo diseño en el sistema de fraccionamiento, teniendo como carga Líquidos del Gas Natural (LGN), específicamente consiste en diseñar que a través de una sola columna de destilación se pueda obtener principalmente productos de GLP, Gasolina Natural, Destilados medios, a diferencia del sistema actual de la Planta de Fraccionamiento de LGN de Pisco, que posee una Depropanizadora (extracción de propano), Debutanizadora (extracción de butanos), Topping (extracción de Nafta y MDBS), como se muestra en el siguiente diagrama.



2.3.2 Esquema de Torre de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural

A través del siguiente esquema se trata de mostrar un resumen de todas las variables operativas: Presión, Temperatura, flujos molar y volumétrico, además de la cantidad térmica de intercambiadores y aerofriadores, entre otros.

Figura 2.2 Esquema de Torre de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural



2.4 CONCEPTOS SOBRE FRACCIONAMIENTO DE HIDROCARBUROS

El petróleo crudo.- El petróleo crudo y las fracciones que de él, están compuestos esencialmente de moléculas y formadas por combinaciones de átomos de carbono tetravalentes con átomos de hidrógeno monovalentes, llamadas hidrocarburos. El refino modifica igualmente la distribución de los diferentes tipos de moléculas para crear un producto que responda a las especificaciones y que no existe más de que de una forma latente en el crudo.

Gas Natural (GN).- El GN proviene de reservorios profundos, contenido en espacios porosos de ciertas rocas, en estructuras geológicas denominadas yacimientos. Algunas veces, sube a la superficie naturalmente y es producido solo (gas libre o no asociado), otras veces llega a la superficie con petróleo (gas asociado). El GN es un combustible fósil, o sea, que proviene de un material orgánico depositado y enterrado en el subsuelo por millones de años. Otros combustibles fósiles son el carbón y el petróleo. El petróleo y el gas constituyen “hidrocarburos”, porque las moléculas de estos combustibles son combinaciones de átomos de hidrogeno y carbono, en su mayoría con estructura molecular de cadena recta o de serie parafínica. El principal componente del GN es el metano.

Líquidos del Gas Natural (LGN).- Está compuesto mayormente por moléculas que son más pesadas que el metano. Los LGN son las moléculas de hidrocarburo que comienzan con etano y llegan a tener hasta hidrocarburos de 14 carbonos; aumentan en tamaño a medida que se segregan átomos de carbono. Se consideran LGN los siguientes hidrocarburos:

Etano, Propano y Butano; Gaseoso en condiciones atmosféricas.

Gasolina Natural; líquido

Destilados medios; líquido

Al igual que el petróleo crudo tenemos en el GN y sus asociados como los LGN, generalmente se encuentran con impurezas como el CO_2 , H_2S , y N_2 , en bajas proporciones.

2.5 PRINCIPIO DE DESTILACIÓN

La destilación es una operación física cuya finalidad es separar los compuestos líquidos miscibles de una mezcla inicial. Cada compuesto en estado líquido tiene una temperatura de ebullición que lo caracteriza, esta propiedad se aprovecha para poderlos separar.

Cuando se hace hervir un líquido liviano para separarlo de un pesado, se vaporiza también parte del pesado. Mientras menor sea la diferencia entre los puntos de ebullición mayor será la cantidad de líquido pesado que se vaporiza. En todo caso, el vapor de la vaporización parcial será siempre rico en contenido del componente más liviano.

Los procesos físicos involucrados en la Destilación son dos: evaporación y condensación; de esta forma la operación requiere de las 2 etapas siguientes:

a) Calentamiento inicial de la mezcla hasta lograr la temperatura de vaporización requerida para separación.

b) Enfriamiento gradual de los vapores. Los vapores se van condensando parcialmente a medida que atraviesan el equipo de destilación; estos líquidos recuperados tendrán diferentes características.

Casi todos los adelantos industriales en la destilación son productos de la experiencia en el procesamiento de petróleo. En este caso el fraccionamiento tiene por objeto separar fracciones del LGN de menor rango de ebullición, para la obtención de GLP, Gasolina Natural, Destilados medios.

2.5.1 Propiedades Físico-Químicas de LGN

Los LGN son una mezcla de hidrocarburos provenientes del GN, puede estar en estado gaseoso o líquido dependiendo de las condiciones de presión y temperatura. Debido a que los LGN son una mezcla compleja de distintos hidrocarburos hay que analizar cada una de sus propiedades físicas y químicas entre las principales citaremos viscosidad, punto de burbujeo, punto de rocío, calor específico, entalpías, densidad; todas estas propiedades se analizaran tomando en consideración los dos posibles estados físicos de los LGN que son líquido y gaseoso.

2.5.1.1 Viscosidad

La viscosidad se puede definir como la medida de la resistencia de un fluido a fluir.

2.5.1.2 Temperatura de burbuja y rocío

Cualquier sistema en equilibrio puede caracterizarse por los siguientes parámetros:

- Presión;
- Temperatura;
- Composición de las fases;
- Cantidad de cada fase.

Sin embargo, no todos estos parámetros son independientes; basta fijar dos de ellos para determinar el equilibrio, como lo demuestran las ecuaciones que vamos a ver a continuación.

La constante de equilibrio (K_i) de un componente i en una mezcla multicomponente de fase líquida y vapor es definido como la razón de la fracción mol de cada componente en la fase vapor (y_i) y la fase líquida (x_i).

$$K_i = \frac{y_i}{x_i} \quad (2.1)$$

Para un sistema ideal (gas ideal y solución ideal), esta constante de equilibrio es reducida a la razón de Presión de vapor (P_{v_i}) de cada componente i a la presión total del sistema (P), fijados en el Anexo 2 (Ecuación de Antoine).

$$K_i = \frac{P_{v_i}}{P} \quad (2.2)$$

Los problemas sobre equilibrios pueden revestir un aspecto únicamente cualitativo que se deduce directamente sólo al establecer el balance de materia de la operación. Escogiendo dos de los referidos parámetros como datos, los diferentes casos de estudio que se puede dar son los siguientes:

1. Punto de burbuja de un líquido.

En este caso, es la temperatura a la cual se desprende la primera burbuja de vapor emitida por el líquido; este tiene una composición molar y_i , tal que:

$$\begin{aligned} \sum y_i &= 1 \\ \sum y_i &= 1 = \sum x_i * K_i = 1 \end{aligned} \quad (2.3)$$

Al conocer la composición x_i del líquido, está ecuación en K_i depende más de dos parámetros presión y temperatura, de forma que si se fija uno de ellos, el otro queda determinado. No obstante, como los coeficientes K_i no son funciones explícitas ni de la presión ni de la temperatura, la resolución de esta ecuación ha de verificarse por aproximaciones sucesivas. Así se llegara a determinar la temperatura de burbuja, así como la composición de la fase vapor.

2. Punto de rocío de un vapor.

Podemos describirlo como la temperatura a la cual se desprende la primera gota de líquido emitido por los vapores, tendrá una composición x_i , tal que:

$$\begin{aligned} \sum x_i &= 1 \\ \sum x_i &= 1 = \sum y_i / K_i = 1 \end{aligned} \quad (2.4)$$

Obtenemos, también una ecuación en K_i cuya resolución se efectúa por aproximaciones sucesivas de la presión o de la temperatura, como en el caso anterior llegamos a determinar la composición de la fase líquida.

2.5.1.3 Peso molecular

$$MM = \sum Y_i * M_i \quad (2.5)$$

Y_i = Fracción molar del componente i .

M_i = Peso molecular del componente i .

MM = Peso molecular medio de la mezcla.

2.5.1.4 Densidad

1. Densidad en estado gaseoso.

Para los gases o los vapores se expresa la masa específica en Kg/m^3 , como la masa específica, la cual es muy sensible a la temperatura y a la presión, se ha elegido un sistema de referencia, definido por $T = 0^\circ\text{C}$ y $P = 101.325 \text{ KPa}$, para que todas las mol ocupen el mismo volumen: 0.0224 m^3 . La masa específica m_s se calcula, pues, por:

$$m_s = \frac{MM}{0.0224} \quad \left[\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right] \quad \text{a } 0^\circ\text{C y } 101.325 \text{ KPa} \quad (2.6)$$

Los métodos empleados para calcular la variación de la masa específica gaseosa en función de la presión y temperatura son idénticos, ya se trate de un hidrocarburo puro o de una mezcla. Todos toman en cuenta la ecuación de estado que relacione los tres parámetros: presión, volumen y temperatura; de aquí, que se emplee la expresión de la ecuación P.V.T. La definición general de $m_s = MM \frac{P}{RT}$ donde V es el volumen molecular, conduce a la consideración del caso siguiente:

$$\begin{aligned} & PV = nRT \\ \text{- Gas ideal} \quad & m_s = MM \frac{P}{RT} \quad \left[\frac{\text{Kg}}{\text{m}^3} \right] \quad (2.7) \end{aligned}$$

MM = Masa molecular, Kg/Kgmol

P = Presión absoluta, KPa.

T = Temperatura absoluta, K.

R = Constante de los gases ideales.

2. Gravedad específica de un líquido y grado API

La gravedad específica de un líquido es definida como la relación de la densidad del líquido sobre la densidad del agua, ambas densidades calculadas a una misma temperatura y a una misma presión; matemáticamente se expresa de la manera siguiente:

$$s = \frac{\rho_{Liq}}{\rho_{H_2O}} \quad (2.8)$$

s = gravedad específica del líquido.

ρ_{liq} = densidad del líquido.

ρ_{H_2O} = densidad del agua.

La gravedad específica es adimensional debido a que las unidades de la densidad del líquido son las mismas unidades que la densidad del agua. A veces la gravedad específica viene dada como $S_{15.6^\circ C}$, significa que las densidades del líquido y del agua son medidas a $15.6^\circ C$ y la presión es de 101.325 KPa.

En la industria del petróleo se usa la gravedad específica en grados $^\circ API$, que tiene la siguiente relación matemática.

$$^\circ API = \left(\frac{141.5}{S_{15.6^\circ C}} \right) - 131.5 \quad (2.9)$$

$S_{15.6^\circ C}$ = gravedad específica a $15.6^\circ C$.

$^\circ API$ = Grados API.

2.6 USOS DEL GAS NATURAL Y SUS LÍQUIDOS

El desarrollo y perfeccionamiento de la tecnología del gas han contribuido decididamente a que esta fuente natural de energía sea factor importante en la vida moderna, tanto para las industrias como para el hogar.

Combustible Eficiente: Como combustible, ofrece ventajas que sobrepasan las características, disponibilidad, eficiencia y manejo de otros combustibles y líquidos.

1. Es limpio, por lo tanto los equipos en que se usa como combustible no requieren mantenimiento especial.
2. Puede manejarse a presiones deseadas de entrega en los sitios de consumo.
3. Volumétricamente es susceptible a la compresión o expansión, en función de la relación presión – temperatura de trabajo.
4. Puede ser transportado por sistemas de tuberías madres, tróncales y ramales, especialmente diseñadas, que permiten mantener rangos de volúmenes a presiones deseadas.
5. Su despacho a clientes puede ser continua y directa a los equipos donde deben consumirse, usando controles y reguladores, sin requerimientos de almacenaje en sitio o preocupación por volúmenes almacenados en el hogar, la oficina, el taller, la planta o fábrica.
6. Las características de funcionamiento limpio y eficiente, su rendimiento y precio económico han logrado que cada día se expanda el mercado de GN para vehículos. Se ha comprobado que como combustible el gas metano es menos contaminante del ambiente que otros, como las gasolinas y el Diesel B5.

2.7 SEPARADORES

El separador representa la primera instalación del procesamiento. El término separador es aplicado a una gran variedad de equipos usados para separar mezclas de dos o más fases. Estas mezclas pueden estar formadas por: una fase vapor y una líquida, dos fases líquidas inmiscibles, una fase vapor y dos líquidas o alguna otra combinación de las anteriores. En el caso de mezclas vapor-liquido, la mezcla de fases entra al separador, y si existe, choca contra un aditamento interno ubicado en la entrada, lo cual hace que cambie el momentum de la mezcla, provocando así una separación gruesa de las fases.

En el caso de las separaciones que incluyan dos fases líquidas, se necesitan tener un tiempo de residencia adicional, dentro del recipiente suficiente para la decantación de una fase líquida pesada y la “flotación” de una fase líquida liviana.

2.7.1 Principales funciones de un separador

1. Permitir una primera separación entre los hidrocarburos, esencialmente líquidos y gaseosos.
2. Refinar aun más el proceso, mediante la recolección de partículas líquidas atrapadas en la fase gaseosa.
3. Liberar parte de la fracción gaseosa que pueda permanecer en la fase líquida.
4. Descargar, por separado, las fases líquida y gaseosa, para evitar que se puedan volver a mezclar, parcial o totalmente.

Un diseño apropiado de los separadores es de suma importancia, debido a que estos tipos de recipiente son normalmente los equipos iniciales en muchos procesos.

En el diseño del separador es necesario tomar en cuenta los diferentes estados en que pueden encontrarse los fluidos y el efecto que sobre estos puedan tener las diferentes fuerzas de gravedad.

2.7.2 Principios de la separación física de vapor o líquidos

1. *El momentum o cantidad de movimiento:* Fluidos con diferentes densidades tienen diferentes momentum. Si una corriente de dos fases se cambia bruscamente de dirección, el fuerte momentum o la gran velocidad adquirida por las fases, no permite que las partículas de la fase pesada se mueva tan rápidamente como las de la fase liviana, este fenómeno provoca la separación.

2. *La fuerza de gravedad:* Las gotas de líquido se separan de la fase gaseosa, cuando la fuerza gravitacional que actúa sobre las gotas de líquido es mayor que la fuerza de arrastre del fluido de gas sobre la gota.

3. *Coalescencia:* Las gotas muy pequeñas no pueden ser separadas por gravedad. Estas gotas se unen, para formar gotas mayores, las cuales superan las tensiones superficiales individuales y puedan separarse por gravedad.

Toda separación puede emplear uno o más de estos principios, pero siempre las fases de los fluidos deben ser inmiscibles y de diferentes densidades para que ocurra la separación.

2.7.3 Funciones de un separador

1. Las tasas de flujo de las fases líquida y gaseosa deben estar comprendidas dentro de ciertos límites, que serán definidos a medida que se analice el diseño. Esto hace posible que inicialmente la separación se efectúe gracias a las fuerzas gravitacionales, las cuales actúan sobre esos fluidos, y que se establezca un equilibrio entre las fases líquido-vapor.

2. La turbulencia que ocurre en la sección ocupada por el gas debe ser minimizada.

3. La acumulación de espumas y partículas contaminantes ha de ser controlada en lo posible.

4. Las salidas de los fluidos necesitan estar provistas de controles de presión y/o nivel.

5. Es conveniente que todo recipiente tenga una boca de visitas, para facilitar la inspección y mantenimiento.

El cumplimiento de los puntos antes mencionados es fundamental para obtener la eficiencia requerida. Por consiguiente, la separación depende, con preferencia, del diseño del equipo usado en el procesamiento y de las condiciones tanto corriente arriba como corriente abajo.

2.7.4 Factores a considerar durante el diseño de separadores

Cuando se diseña un separador es necesario tomar en cuenta ciertos parámetros que intervienen en el diseño. Estos son los siguientes:

Caudal del gas a condiciones normales: Para diseñar un separador es preciso conocer los volúmenes de gas y de líquido que se van a manejar durante la vida útil del proyecto. La variación de estas cantidades en el tiempo y el impacto de los cambios estacionarios obligan a verificar el comportamiento del separador en las condiciones más desfavorable.

Densidad de los fluidos en las condiciones de operación: La densidad de los fluidos dentro del separador interviene de modo directo.

Dimensionamiento del separador: Al completar los cálculos que sirven de soporte para seleccionar la unidad, indicaremos las dimensiones mínimas del recipiente que debe ser usado.

2.7.5 Secciones de un separador Líquido-Vapor

Los separadores poseen cuatro secciones en las cuales ocurren las distintas etapas de separación. Estas secciones son las siguientes:

Primera sección de separación: Comprende la entrada de los fluidos al separador. Esta sección permite absorber la cantidad de movimiento de los fluidos de alimentación. En ella también se controla el cambio abrupto de la corriente, lo que produce una separación inicial. Generalmente, la fuerza centrífuga, originada por su entrada tangencial en el envase, remueve volúmenes apreciables de líquido y permite redistribuir la velocidad del gas.

Sección de las fuerzas gravitacionales: En esta sección las fuerzas gravitacionales tienen una influencia fundamental. Las gotas de líquido que contiene el gas son separadas. Este proceso se realiza mediante el principio de gravedad. En este caso la velocidad del gas

se reduce apreciablemente. Por lo tanto, la corriente de gas sube a una velocidad reducida. En algunos casos, en esta sección se usan tabiques con el fin de controlar la formación de espumas y la turbulencia.

Sección de extracción de neblina: Aquí se separan las minúsculas partidas de líquido que aún contiene el gas, después de haber pasado por las secciones anteriores. La mayoría de los separadores utilizan, como mecanismo principal de extracción de neblina, la fuerza centrífuga o el principio de choque. En ambos métodos, las pequeñas gotas de líquido son recolectadas en una superficie, donde son separadas de la corriente del gas en forma de grandes gotas, que luego caen en la primera sección de separación

Sección de acumulación de líquidos: Esta sección corresponde a la parte inferior del separador y en ella se deposita el líquido separado en las etapas anteriores.

Por otro lado, los separadores poseen un sistema de control constituido por válvulas de seguridad y de alivio las cuales controlan un aumento de la presión, válvulas de contrapresión que regulan la presión del separador, válvulas de control de líquido, manómetros y termómetros. La presión de trabajo de los separadores es controlada por la válvula de salida del gas.

2.7.6 Clasificación de los separadores

Los separadores se clasifican:

Según los tipos de fases a separar: 1. Gas-líquido, 2. Líquido-líquido

Según su forma: 1. Verticales, 2. Horizontales, 3. Esféricos.

Todos estos separadores operan bajo los mismos principios de funcionamiento y la selección de alguno de ellos para su utilización depende exclusivamente de la relación de resultados óptimos.

A.) Separadores Verticales

Principales ventajas de los separadores verticales

El control de nivel es menos crítico que en un separador horizontal. Esto se debe a que su altura es mayor que la de un separador horizontal.

1. El separador vertical ocupa menos espacio en el piso que uno horizontal.
2. Con la orientación vertical cuando la relación Gas - Líquido (RGL) es alta y la calidad de gas es baja.

Principales desventajas de los separadores verticales

1. Para una capacidad dada su costo es superior al de un separador horizontal.
2. Su instalación y mudanza son más costosas que para un separador horizontal.

B.) Separadores Horizontales

Principales ventajas de los separadores horizontales

1. Para una capacidad fija su costo es menor que el separador vertical.
2. Su instalación, mudanza y servicio resulta menos complejo que el de un separador vertical, la superficie disponible para la separación gas-líquido es mayor. Cuales hacen más efectivos los procesos de separación.
3. Con la orientación horizontal se prefieren cuando la relación Gas - Líquido (RGL) y la cantidad de gas es alta.

2.8 PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

La ciencia de la termodinámica trata de las transiciones cuantitativas y transformaciones de energía como calor en los cuerpos. 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 puede hacerse progresar con una fuente o receptor independiente es, sin embargo, inherentemente muy diferente.

Existen dos tipos generales de procesos que son: sin cambio de fase, conocida también como calor sensible y con cambio de fase, calor latente. El proceso sin cambio de fase o calor sensible, involucra operaciones de calentamiento y enfriamiento de fluidos donde la transferencia de calor resulta solamente en cambios de temperatura; mientras que en el cambio de fase, la operación se traduce en una conversión de líquido a vapor o de vapor a líquido; es decir, vaporización o condensación. Muchas aplicaciones involucran ambos tipos de procesos.

2.8.1 Mecanismos de transferencia de calor

Hay tres formas diferentes en las que el calor puede pasar de la fuente al receptor, aún cuando muchas de las aplicaciones en la ingeniería son combinaciones de dos o tres. Estas son, conducción, convección y radiación:

Conducción: La conducción es la transferencia de calor a través de un material sólido tal como es el caso de una pared estacionaria.

Convección: La convección es la transferencia de calor de un punto a otro en un fluido, gas o líquido, debido a la mezcla y movimiento de las diferentes partes del fluido; Existen dos mecanismos por convección: convección forzada y natural.

Radiación: La radiación es la transferencia de calor de un cuerpo a otro mediante el movimiento de ondas electromagnéticas a través del espacio, inclusive cuando exista el vacío entre ellos. La radiación puede ocurrir a través de gases y líquidos; pero es más eficiente a través de los gases.

Generalmente, en cualquier proceso de transferencia de calor se encuentran presente, simultáneamente, varios de estos mecanismos, por ejemplo la transferencia de calor por convección incorpora calor por conducción en el fluido; de hecho, si el fluido fuese aislante no se daría la convección, pues sirve para poner en contacto las partes frías y calientes.

Calor Sensible: La mayoría de las aplicaciones de los procesos de transferencia de calor sin cambio de fase involucran el mecanismo de transferencia de convección, tanto dentro de los tubos como superficies externas. El coeficiente de transferencia de calor por convección depende de parámetros de la dinámica del fluido.

En base al movimiento del fluido, el flujo dentro de los tubos se divide en tres regímenes de flujo, los cuales son medidos mediante un parámetro adimensional llamado Número de Reynolds, el cual es una indicación de la turbulencia del flujo. Los regímenes de flujo son:

1. Flujo Laminar: número de Reynolds menor que 2 100.
2. Flujo Turbulento: número de Reynolds mayor que 2 100.

Para cada uno de estos regímenes de flujo han sido desarrolladas ecuaciones semi-empíricas las cuales son usadas para describir y predecir adecuadamente la transferencia de calor en la región en consideración.

2.9 INTERCAMBIADORES DE CALOR

La transferencia de calor entre dos fluidos se lleva a cabo en intercambiadores de calor. El tipo más común es uno en el cual el fluido caliente y el frío no entran en contacto directo el uno con el otro, sino que están separados por una pared de tubos o una superficie plana o curvada.

La transferencia de calor se efectúa por convección desde el fluido caliente a la pared o a la superficie de los tubos, a través de la pared de tubos o placas por conducción, y luego por convección al fluido frío. Por otro lado, si los fluidos son inmiscibles, el área física de transferencia de calor puede ser eliminada, y la interfase formada entre los fluidos puede servir como área de transferencia de calor.

2.9.1 Funciones típicas de un intercambiador de calor

2.9.1.1 Recuperación de Calor

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

2.9.1.2 Evaporación

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

2.9.1.3 Condensación

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

CAPÍTULO 3: HIPÓTESIS Y MATRIZ DE CONSISTENCIA

3.1 HIPÓTESIS

3.1.1 Hipótesis General

Es posible diseñar en una sola columna de fraccionamiento la separación de LGN, que permitirá obtener GLP comercial, Gasolina Natural y Destilados medios como insumo para la formulación de Gasolinas y Diesel B5, respectivamente.

3.1.2 Hipótesis Específicas

H.1. Existe un desarrollo significativo de los conceptos y principios fundamentales que se deben tomar en cuenta, para cimentar las bases antes de elaborar el diseño de la torre de fraccionamiento.

H.2. Se puede plantear un balance de masa y energía mediante un modelo, que en el balance de masa no exista pérdida por el transporte de masa debido al viento y otros agentes dada la complejidad en su cuantificación, además, para el balance de energía se considerara en cada sistema sin pérdida de calor al medio.

H.3. El análisis de las condiciones de operación de la Torre son función de las variables de presión, temperatura y flujo del sistema analizado, a partir de las condiciones del acumulador tenemos la presión de la torre.

H.4. El diseño de la torre y equipos principales se determina a partir de los requerimientos específicos de composición de cada producto a partir de la carga – LGN a la torre y para los equipos de transferencia de calor y enfriamiento a partir de requerimientos de procesamiento y almacenamiento.

H.5. Al aplicar los conocimientos bases, se puede mejorar las capacidades de desarrollar nuevos proyectos de análisis de procesos para constituir un elemento muy importante para tomar una decisión más científica y responsable.

3.2 MATRIZ DE CONSISTENCIA

PROBLEMÁTICA	OBJETIVO	HIPÓTESIS	METODOLOGÍA
<p>El propósito de esta investigación es diseñar una sola única torre de fraccionamiento que permita obtener los siguientes productos comerciales: GLP, Gasolina Natural y Destilados medios, teniendo como carga los LGN provenientes de una planta semejante a Malvinas. Generalmente el tratamiento de los LGN se realizan en sucesivas torres de fraccionamiento; en el presente trabajo esos fraccionadores se han logrado diseñar fusionándolo en uno sola torre de fraccionamiento, en la cual el GLP sale por el tope de la torre, la Gasolina Natural por una salida lateral y Destilados medios por el fondo. La instalación de un solo fraccionador en lugar de los tres fraccionadores convencionales simplifica enormemente el área de instalación y operación. A partir del fraccionamiento de los LGN se obtienen: mezcla de propano y butano en proporciones definidas para producir GLP para el uso automotriz, industrial y domestico, también se obtiene la Gasolina Natural, como insumo para la elaboración de Gasolinas, otro corte son Destilados medios obtenidos en el fondo de la torre, que sirve como insumo para la elaboración del Diesel B5 que producen las Refinerías de PETROPERU S.A. y Refinería La PAMPILLA S.A.</p>	<p>Objetivo General</p> <p>Evaluar el estudio Técnico del diseño de una sola torre de fraccionamiento que permita la separación de LGN: el GLP que cumplan las especificaciones del mercado, la Gasolina Natural y Destilados medios como insumos para la formulación de Gasolinas y Diesel B5, respectivamente.</p> <p>Objetivos Específicos</p> <p>§ Analizar el marco teórico del proceso de fraccionamiento.</p> <p>§ Calcular el Balance de Masa y Energía en la torre de fraccionamiento y equipos principales.</p> <p>§ Calcular las condiciones de operación de la torre y equipos principales.</p> <p>§ Diseñar el Sistema de fraccionamiento, intercambiadores de calor y aeroenfriadores.</p> <p>§ Aplicar los conocimientos cultivados en la carrera de la Escuela de Ingeniería Petroquímica en la elaboración de este proyecto.</p>	<p>Hipótesis General</p> <p>Es posible diseñar en una sola columna de fraccionamiento la separación de LGN, que permitirá obtener GLP comercial, Gasolina Natural y Destilados medios como insumo para la formulación de Gasolinas y Diesel B5, respectivamente.</p> <p>Hipótesis Específicas</p> <p>H.1. Existe un desarrollo significativo de los conceptos y principios fundamentales que se deben tomar en cuenta, para cimentar las bases antes de elaborar el diseño de la torre de fraccionamiento.</p> <p>H.2. Se puede plantear un balance de masa y energía mediante un modelo, que en el balance de masa no exista pérdida por el transporte de masa debido al viento y otros agentes dada la complejidad en su cuantificación, además, para el balance de energía se considerara en cada sistema sin pérdida de calor al medio.</p> <p>H.3. El análisis de las condiciones de operación de la Torre son función de las variables de presión, temperatura y flujo del sistema analizado, a partir de las condiciones del acumulador tenemos la presión de la torre.</p> <p>H.4. El diseño de la torre y equipos principales se determina a partir de los requerimientos específicos de composición de cada producto a partir de la carga – LGN a la torre y para los equipos de transferencia de calor y enfriamiento a partir de requerimientos de procesamiento y almacenamiento.</p> <p>H.5. Al aplicar los conocimientos bases, se puede mejorar las capacidades de desarrollar nuevos proyectos de análisis de procesos para constituir un elemento muy importante para tomar una decisión más científica y responsable.</p>	<ol style="list-style-type: none"> 1. Especificar la alimentación. 2. Especificar la separación de dos componentes clave y no clave. 3. Determinar la Presión de la Torre y el tipo de condensador (Cálculos de los puntos de burbuja y rocío). 4. Aplicar flash a la alimentación para la presión de la torre (flash adiabático). 5. Cálculo del mínimo N° de etapas teóricas (Ec. de Fenske). 6. Cálculo de la separación de los componentes no clave (Ec. de Fenske). 7. Separación estimada igual a separación calculada (de no ser satisfactorio recalculamos desde el paso N° 4). 8. Cálculo de la relación de reflujo mínima (correlación de underwood). 9. Cálculo del numero de etapas teóricas para la relación de reflujo especificada > valor mínimo. 10. Localización de la etapa de alimentación (Ec. Kirkbride). 11. Cálculo de los servicios del condensador y del rehervidor, dimensionamiento del acumulador de reflujo (balances de energía). 12. Cálculo de dimensionamiento de principales de equipos de proceso: intercambiadores de calor, aeroenfriadores y otros.

CAPÍTULO 4: DISEÑO DE LA TORRE DE FRACCIONAMIENTO

4.1 REQUERIMIENTOS DE DISEÑO

En el presente trabajo se diseñara una planta de LGN en la que se procesa 55.0 MBD de LGN, de una composición similar al que se viene produciendo en Planta Malvinas; primeramente se determinan las condiciones de proceso para la torre, considerándola hasta el plato de extracción de la Gasolina Natural; y luego se hallaran las condiciones para la sección de la torre entre este plato y el tope de la torre con el fin de obtener GLP por el tope, gasolina natural por una salida lateral y los Destilados medios por el fondo; los productos a obtener son comerciales, es decir, GLP con un PVR = 1072 KPa (155.4 psi) y Gasolina Natural con un PVR = 50.3 KPa (7.3 psi). Las composiciones de los productos se obtienen en relación a los productos que se desean obtener.

Los LGN son entregados a la planta a 2 068.4 KPa (300 psig) y 26.7 °C (80 °F) proveniente de planta Malvinas, estudios de reservorios han determinado que el reservorio podrá producir LGN a ese régimen por espacio de 30 años a más. Es necesario resaltar, que esta planta, se considera instalada en un lugar, donde ya están instaladas las facilidades de bombeo y suministro de LGN (Sur Peruano).

Determinaremos las condiciones de trabajo a partir de la temperatura y presión del líquido en el acumulador de reflujo, la temperatura lo determina el medio de enfriamiento, en este caso es el aire, con esta temperatura calcularemos la presión en su punto de burbuja, y a partir de esta presión obtenida se da una cierta caída de presión para determinar la presión a diferentes niveles de la torre; la temperatura del tope se hallara con el cálculo del punto de rocío, y la temperatura de salida de la Gasolina Natural y los Destilados medios, se determinará a partir del cálculo del punto de burbuja en el plato de extracción de los respectivos productos.

Para la carga, la temperatura se obtiene a partir de la relación Líquido/Vapor igual al del producto de fondo (Destilados medios) y tope (total de GLP y Gasolina Natural).

Seguidamente, comenzaremos nuestro estudio con la sección comprendida entre el fondo y el plato de extracción de Gasolina Natural; sección A (entre el producto de fondo y el plato de ingreso de la carga) y sección B (entre el plato de carga y el plato de extracción de la Gasolina Natural), con la ecuación de Fenske encontraremos el número de platos a reflujo total comprendidas entre estas secciones y el reflujo mínimo a número de platos infinitos, luego determinaremos el número de platos teóricos a reflujo real, la eficiencia de platos, el número de platos reales, y localizaremos el plato de carga y asumiremos el reflujo interno en este plato igual a 130 % del reflujo mínimo. A continuación, bajo el mismo principio se estudiará la sección C comprendida entre el plato de extracción de la Gasolina Natural y el tope de la torre.

Al realizar el balance de energía alrededor de la torre, determinaremos la carga térmica al rehervidor.

Se utilizarán intercambiadores de casco y tubo, los tubos serán de $\frac{3}{4}$ diámetro externo (O.D.) y acero al carbono, 30 pies de longitud y 16 BWG.

La temperatura de la carga utilizando el calor primero de la gasolina natural y luego de los Destilados medios y el Therminol 72.

Al fondo de la torre se calienta utilizando Therminol 72 en un rehervidor.

El enfriamiento de todos los flujos y la condensación del tope se obtienen con enfriadores de aire. Temperatura de ingreso del aire 32.2 °C (90 °F), condiciones de verano.

4.1.1 Condiciones de ingreso a la torre de Fraccionamiento

La composición y condiciones al ingreso de la torre de Fraccionamiento de LGN, se encuentran definida a partir de la carga.

Tabla 4.1 Composición de las condiciones de la carga

Componentes	% molar	% Vol.	lbmol/h	Kgmol/h
Etano	0.751	0.566	54	24.5
Propano	42.934	33.348	3 075	1 394.8
i-Butano	6.286	5.800	450	204.1
n-Butano	12.491	11.109	895	406.0
i-Pentano	4.862	5.019	348	157.9
n-Pentano	4.8	4.904	344	156.0
n-Hexano	6.446	7.322	462	209.6
Benceno	0.195	0.155	14	6.4
182-295 °F	13.557	17.243	971	440.4
307-397 °F	4.732	7.848	339	153.8
409-488 °F	1.718	3.478	123	55.8
500-590 °F	0.947	2.361	68	30.8
602-700 °F	0.281	0.846	20	9.1
TOTAL	100.00	100.00	7,163	3,249.2

Flujo Molar	Kgmol/h	3,249.2
Temperatura	°C	26.7
Presión	KPa	2,068.4

Fuente: Diagrama de Flujo de Proceso Depropanizadora/Debutanizadora Balance Mol Proyecto Camisea - Lote 88 - Upstream Planta Fraccionamiento

4.1.2 Punto de Burbuja en el Acumulador de Reflujo

El producto en acumulador de reflujo será enfriado con aire a 32.2 °C (90 °F), condiciones de verano; obtenemos temperatura de 43.3 °C (110 °F) para dicho acumulador y a estas condiciones tendremos una presión de 1 254.8 KPa (182 psia). En el acumulador de reflujo para obtener el punto de burbuja se utiliza la ecuación 2.3.

Tabla 4.2 Composición y condiciones en el acumulador de reflujo

Componentes	Kgmol/h	% molar	$P_{v_i}^{(a)}$	$x_i * P_{v_i}$	$^{(b)}K_{1254.8 KPa}^{43.3 °C}$	$x_i * K_i$
Etano	24.5	1.204	5,963.3	71.79	4.75	0.057
Propano	1,394.8	68.562	1,517.1	1 040.15	1.21	0.830
i-Butano	204.1	10.033	594.3	59.63	0.47	0.048
n-Butano	402.8	19.799	423.3	83.81	0.34	0.067
i-Pentano	7.7	0.379	168.9	0.64	0.13	0.001
n-Pentano	0.5	0.022	129.6	0.03	0.10	0.000
TOTAL	2 034.4	100.000		1,256.0		1.000

Flujo Molar	Kgmol/h	2,034.4
Temperatura	°C	43.3
Presión	KPa	1,254.8

(a): Presión de vapor del componente i en KPa

(b): Constante de equilibrio del componente i

4.1.3 Punto de rocío en el Tope de la torre

Para la presión de tope y el acumulador de Reflujo consideramos una caída de presión de 13.8 KPa (2 psi), por lo que, la presión será 1 268.6 KPa (184 psia), para la determinación del punto de rocío del producto de Tope, se obtiene la temperatura de 57.8 °C (136 °F). En el Tope para obtener el punto de rocío se utiliza la ecuación 2.4.

Tabla 4.3 Composición y condiciones del Tope de la torre

<i>Componentes</i>	<i>Kgmol/h</i>	<i>% molar</i>	<i>P_v^(a)</i>	<i>y_i*P/P_v_i</i>	<i>(b)K^{57.8 °C} 1268.6KPa</i>	<i>y_i/K_i</i>
Etano	24.5	1.204	7,559.4	0.002	5.96	0.002
Propano	1,394.8	68.562	2,067.7	0.421	1.63	0.421
i-Butano	204.1	10.033	846.0	0.150	0.67	0.150
n-Butano	402.8	19.799	616.4	0.407	0.49	0.407
i-Pentano	7.7	0.379	257.2	0.019	0.20	0.019
n-Pentano	0.5	0.022	202.0	0.001	0.16	0.001
TOTAL	2 034.4	100.000		1.000		1.000

Flujo Molar	Kgmol/h	2,034.4
Temperatura	°C	57.8
Presión	KPa	1,268.6

(a): Presión de vapor del componente i en KPa.

(b): Constante de equilibrio del componente i

4.1.4 Punto de Burbuja en el plato de extracción de Gasolina Natural

La temperatura viene a ser la temperatura en el Punto de Burbuja de este producto, consideramos una caída de presión de 20.7 KPa (3 psi), entre este punto y el tope de la torre; la presión será 1 289.3 KPa (187 psia), para la determinación del Punto de Burbuja en el plato de extracción de Gasolina Natural; se obtiene la temperatura de 173.9 °C (345 °F).

Tabla 4.4 Composición y condiciones de la Extracción de Gasolina Natural

<i>Componentes</i>	<i>Kgmol/h</i>	<i>% molar</i>	<i>P_{v_i}^(a)</i>	<i>x_i*P_{v_i}</i>	<i>^(b)K^{173.9 °C}</i> <i>1289.3KPa</i>	<i>x_i*k_i</i>
n-Butano	3.2	0.324	5,131.8	16.63	3.98	0.013
i-Pentano	150.1	15.303	2,778.6	425.21	2.16	0.330
n-Pentano	155.6	15.858	2,415.2	383.00	1.87	0.297
n-Hexano	209.6	21.359	1,203.1	256.97	0.93	0.199
Benceno	6.4	0.647	944.6	6.11	0.73	0.005
182-295 °F	431.4	43.967	452.3	198.86	0.35	0.154
307-397 °F	24.9	2.543	101.4	2.58	0.08	0.002
TOTAL	981.2	100.000		1,289.4		1.000

Flujo Molar	Kgmol/h	981.2
Temperatura	°C	173.9
Presión	KPa	1,289.3

(a): Presión de vapor del componente i en KPa, calculado con la Ec. Antoine y nomogramas.

(b): Constante de equilibrio del componente i

4.1.5 Punto de Burbuja en el plato de fondo de la torre

Viene a ser la temperatura en el Punto de Burbuja del producto de fondo; consideramos una caída de presión de 34.5 KPa (5 psi) entre este punto y la presión en la salida del corte lateral de la torre (plato de extracción de Gasolina Natural), entonces la presión encontrada será de 1 323.8 KPa (192 psia) y con ella determinamos el punto de burbuja en el fondo de la torre, obteniendo 329.4 °C (625 °F).

Tabla 4.5 Composición y condiciones del plato de extracción del Destilados medios

<i>Componentes</i>	<i>Kgmol/h</i>	<i>% molar</i>	<i>P_{v_i}^(a)</i>	<i>x_i*P_{v_i}</i>	<i>^(b)K^{329.4 °C}</i> <i>1323.8KPa</i>	<i>x_i*K_i</i>
182-295 °F	9.1	3.884	4,538.1	176.3	3.43	0.133
307-397 °F	128.8	55.146	1,754.7	967.64	1.33	0.731
409-488 °F	55.8	23.884	622.6	148.7	0.47	0.112
500-590 °F	30.8	13.204	207.5	27.40	0.16	0.021
602-700 °F	9.1	3.884	100.0	3.88	0.08	0.003
TOTAL	233.6	100.000		1,323.9		1.000

Flujo Molar	Kgmol/h	233.6
Temperatura	°C	329.4
Presión	KPa	1,323.8

(a): Presión de vapor del componente i en KPa, calculado con nomogramas.

(b): Constante de equilibrio del componente i

4.1.6 Temperatura de carga en el ingreso a la torre

Para obtener la temperatura de carga de la torre consideramos la presión de fondo 1323.8 KPa (192 psia) y el equilibrio Líquido-vapor, se obtiene una temperatura de 195 °C (383 °F). La relación Líquido/Vapor (R) = $233.6 / 3015.6 = 0.0775$, es del producto de fondo (Destilados medios) y la suma de Gasolina Natural y GLP.

Tabla 4.6 Composición y condiciones de la Carga

Componentes	Kgmol/h	% molar	$Pv_i^{(a)}$	$^{(b)}K^{195\text{ °C}}_{1323.8KPa}$	$m_i * R$	$R + K_i$	L_i	V_i
Etano	24.5	0.751	34,895.7	26.36	4.19	26.44	0.1	24.4
Propano	1 394.8	42.934	14,982.3	11.32	238.31	11.40	9.5	1 385.3
i-Butano	204.1	6.286	7,964.1	6.02	34.88	6.09	2.6	201.5
n-Butano	406.0	12.491	6,720.3	5.08	69.36	5.15	6.1	399.9
i-Pentano	157.9	4.862	3,759.7	2.84	26.97	2.92	4.2	153.7
n-Pentano	156.0	4.800	3,301.2	2.49	26.66	2.57	4.7	151.3
n-Hexano	209.6	6.446	1,714.0	1.29	35.81	1.37	11.8	197.8
Benceno	6.4	0.195	1,372.1	1.04	1.09	1.11	0.5	5.9
182-295 °F	440.4	13.557	686.7	0.52	75.25	0.60	57.2	383.2
307-397 °F	153.8	4.732	171.0	0.13	26.27	0.21	57.7	96.1
409-488 °F	55.8	1.718	35.9	0.03	9.53	0.10	41.3	14.5
500-590 °F	30.8	0.947	6.2	0.005	5.27	0.08	29.0	1.8
602-700 °F	9.1	0.281	2.1	0.002	1.55	0.08	8.9	0.2
TOTAL	3 249.2	100.000					233.6	3 015.6

Flujo molar, líquido	Kgmol/h	233.6
Flujo molar, vapor	Kgmol/h	3,015.6
Temperatura	°C	195
Presión	KPa	1,323.8

(a): Presión de vapor del componente i en KPa, calculado con la Ec. Antoine y nomogramas.

(b): Constante de equilibrio del componente i

Hallando la composición en el estado Líquido y Vapor

Sea $R = L/V$, la relación producto líquido a Vapor.

$$L + V = m; \text{ entonces: } x_i * L + y_i * V = z_i * m$$

$$\frac{x_i * L}{x_i * V} + \frac{y_i * V}{x_i * V} = \frac{m_i}{x_i * V}$$

$$R + \frac{y_i}{x_i} = \frac{m_i}{x_i * V} \left(\frac{L}{L} \right) = \frac{m_i}{x_i * L} \left(\frac{L}{V} \right)$$

$$R + K_i = \frac{m_i}{x_i * L} R = \frac{m_i}{L_i} R; \text{ donde: } L_i = x_i * L$$

$$L_i = \frac{m_i * R}{R + K_i}$$

$$m_i = L_i + V_i \Rightarrow V_i = m_i - L_i$$

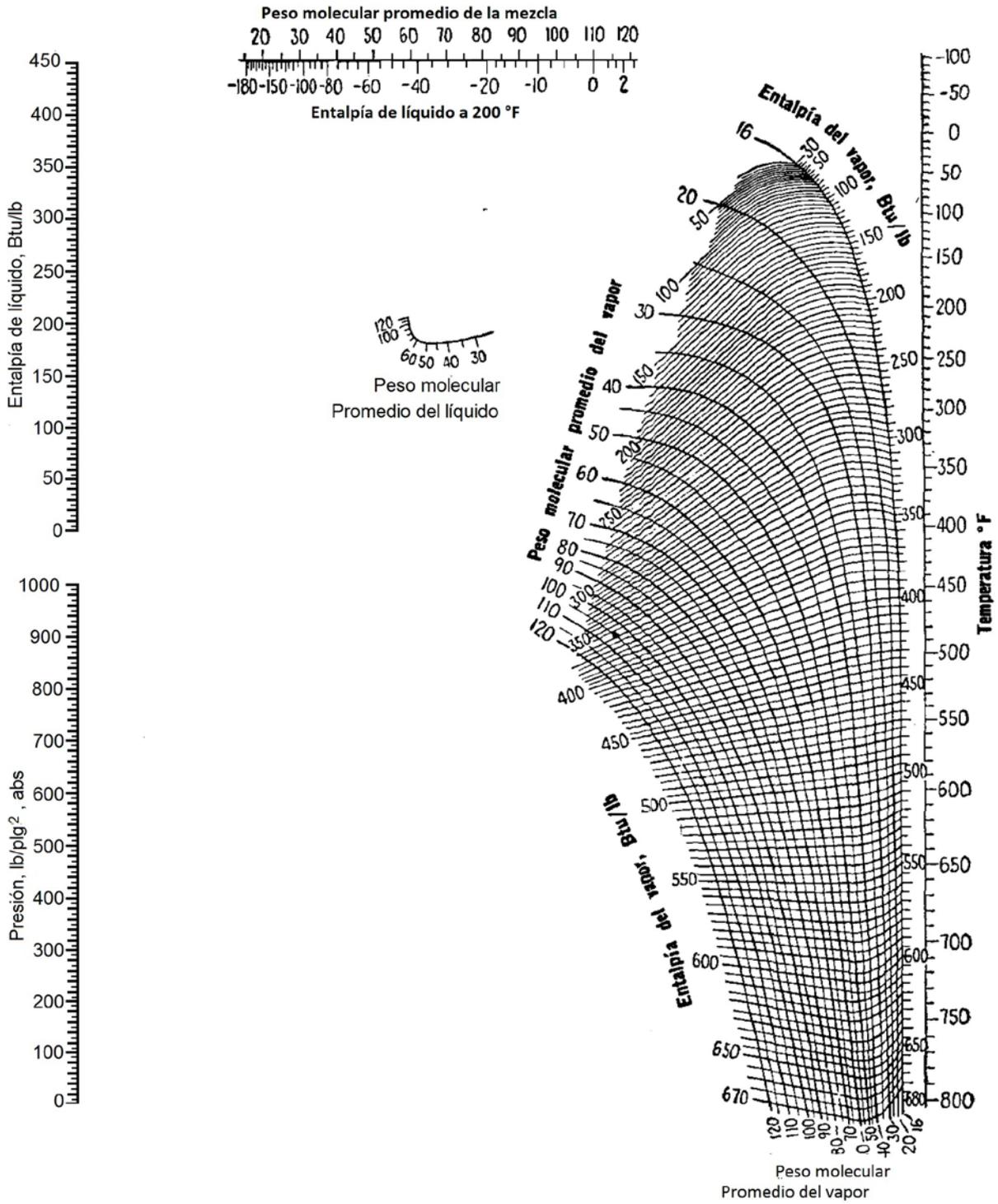
4.2 BALANCE DE MASA Y PROPIEDADES FÍSICAS

Tabla 4.7 Resumen de Balance de Masa y condiciones de operación

PROPIEDADES	Carga – LGN		Destilados medios	Gasolina Natural	GLP	Reflujo	Vapores al Tope
	Líquido	Vapores					
Temperatura, °C	195.0	195.0	329.4	173.9	43.3	43.3	57.8
Presión, KPa	1,323.8	1,323.8	1,323.8	1,289.3	1,254.8	1,254.8	1,268.6
Líquido gpm a condiciones P y T	240	-	327	750	897	2,261	-
Gas mmscfd (15.6 °C, 101.325 kPa)	-	60.531	-	-	-	-	143.815
Peso Molecular (Kg/Kgmol)	143.892	64.189	167.771	91.606	48.225	48.225	48.225
Kgmol/h	233.6	3,015.5	233.6	981.1	2,034.4	5,130.1	7,164.5
Kg/h	33,613	193,562	39,191	89,875	98,109	247,399	345,508
P.V.R. a 37.8 °C, KPa	-	-	-	50.3	1,072	-	-
Sp-gr a 15.6 °C (agua=1,0)	0.7696	-	0.7840	0.6885	0.5292	0.5292	-
Sp-gr a 15.6 °C (aire=1,0)	-	2.22	-	-	-	-	1.67
Entalpía específica, Btu/lb (*)	300	384	490	285	104	104	234
Entalpía específica, Kcal/kg	167	213	272	158	58	58	130
H, MBtu/h	22,231	163,864	42,337	56,471	22,494	56,723	178,239
H, Kcal/h	5,613,371	41,228,706	10,659,952	14,200,250	5,690,322	14,349,142	44,916,040

(*) Ver Figura 4.1 y 4.2

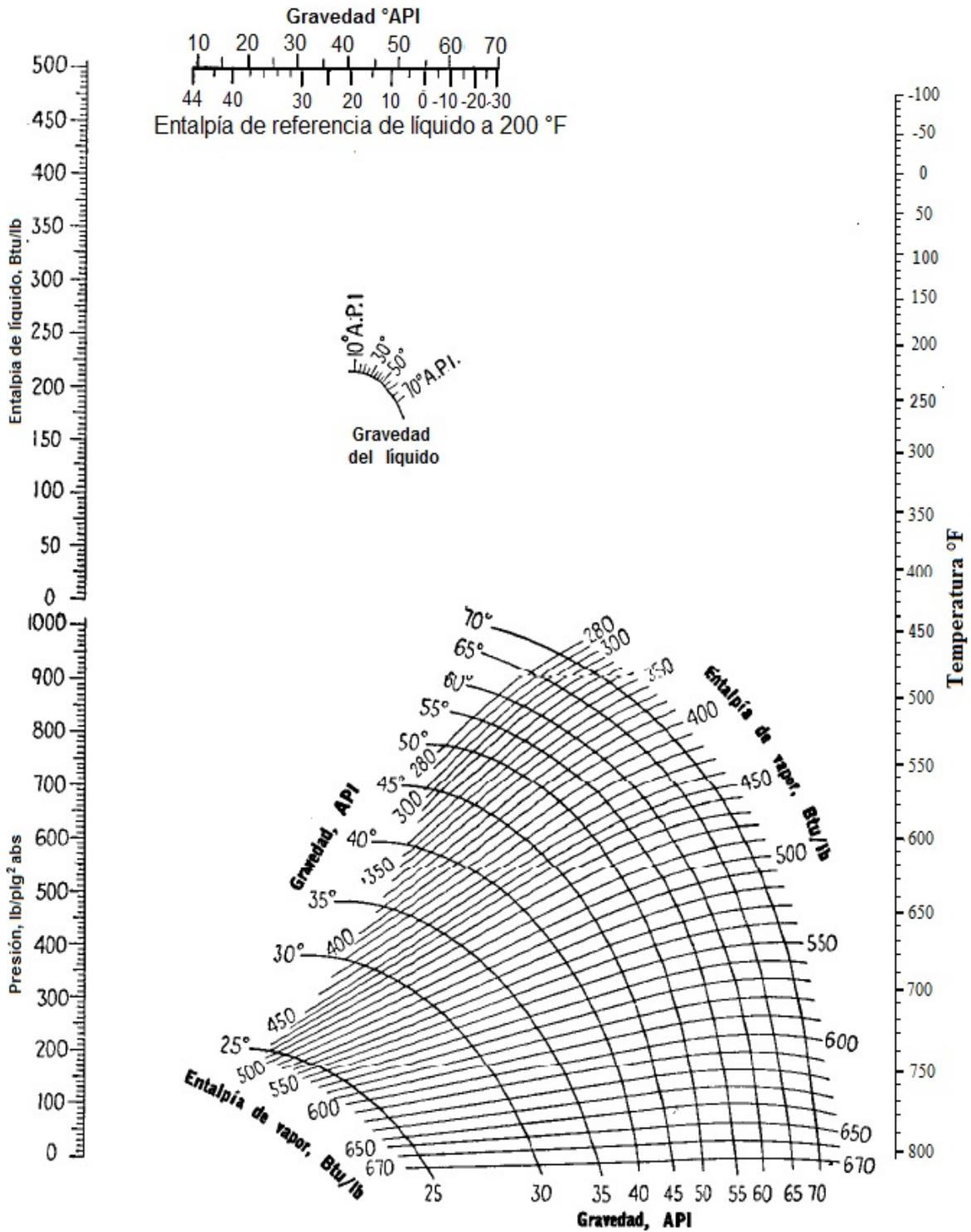
Figura 4.1 Entalpía de Hidrocarburos Ligeros



Entalpías de hidrocarburos Ligeros [Scheibel and Jenny, Ind. Eng Chem., 37, 993 (1945)]

Fuente: Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern

Figura 4.2 Entalpía de Fracciones de Petróleo



Entalpía de fracciones de petróleo. [Scheibel and Jenny. *Ind. Eng. Chem.*, 37, 994 (1945)]

Fuente: Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern

4.2.1 Densidad Carga/Producto

El cálculo de Densidades a ciertas condiciones de Presión y temperatura a la salida inmediata de la torre de fraccionamiento se realizarán con graficas de corrección por efecto de compresibilidad y expansión térmica (Ver Figuras 4.3 y 4.4)

Tabla 4.8 Resumen densidades Carga - Producto

PROPIEDADES	Carga-LGN		Destilados medios	Gasolina Natural	GLP	Reflujo	Vapores al Tope
	Líquido	Vapor					
Temperatura °C	195.0	195.0	329.4	173.9	43.3	43.3	57.8
Presión, KPa	1,324	1,324	1,324	1,289	1,255	1,255	1,269
Sp-gr a 15.6 °C (agua=1,0)	0.7696	-	0.7840	0.6885	0.5292	0.5292	-
Densidad de líquido STD, lb/pie ³	47.94		48.84	42.89	32.97	32.97	
Corrección por presión a P	0.10		0.10	0.19	0.30	0.30	
Densidad a 15.6 °C y P	48.04		48.94	43.08	33.27	33.27	
Corrección por temperatura a T	-9.50		-16.0	-10.15	-3.20	-3.20	
Densidad líquido, lb/pie ³	38.54	-	32.94	32.93	30.07	30.07	-
Densidad de vapor, lb/pie ³	-	1.36	-	-	-	-	1.39

4.2.2 Presión de Vapor de GLP

Para el cálculo de la Presión de Vapor Reid (PVR), utilizaremos el procedimiento de cálculo según la norma ASTM D 2598, dando como resultado 1,072 KPa (155.4 psi).

Tabla 4.9 Presión de vapor de GLP

Componentes	Composición Volumétrica	P_v (KPa)	x*P_v
Etano	1.12	5,404.7	60.5
Propano	65.39	1,336.9	874.2
i-Butano	11.37	513.2	58.3
n-Butano	21.62	362.0	78.3
i-Pentano	0.48	141.5	0.7
n-Pentano	0.03	107.5	0.0

Figura 4.3 Corrección de densidad por compresibilidad de hidrocarburos líquidos

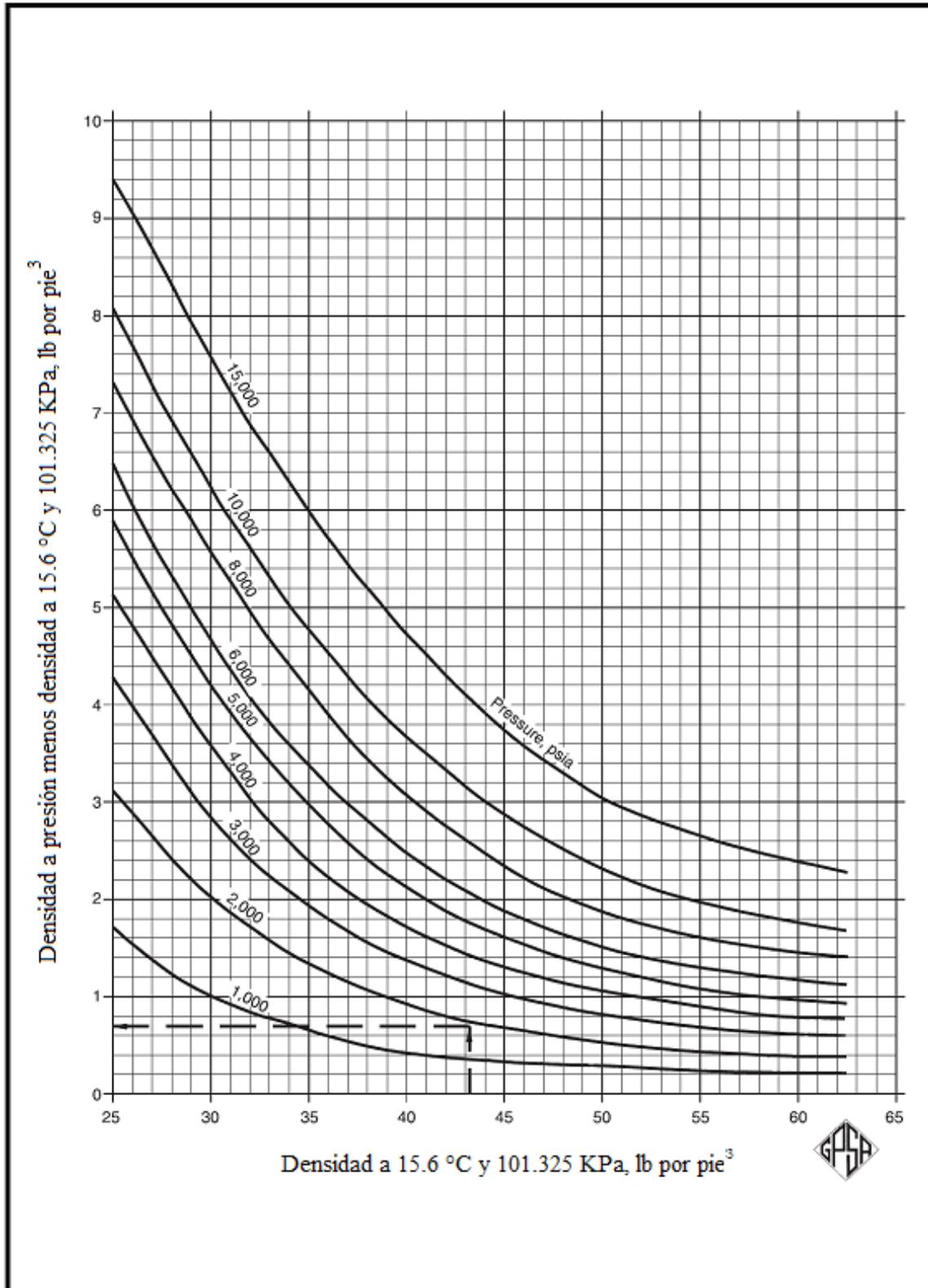
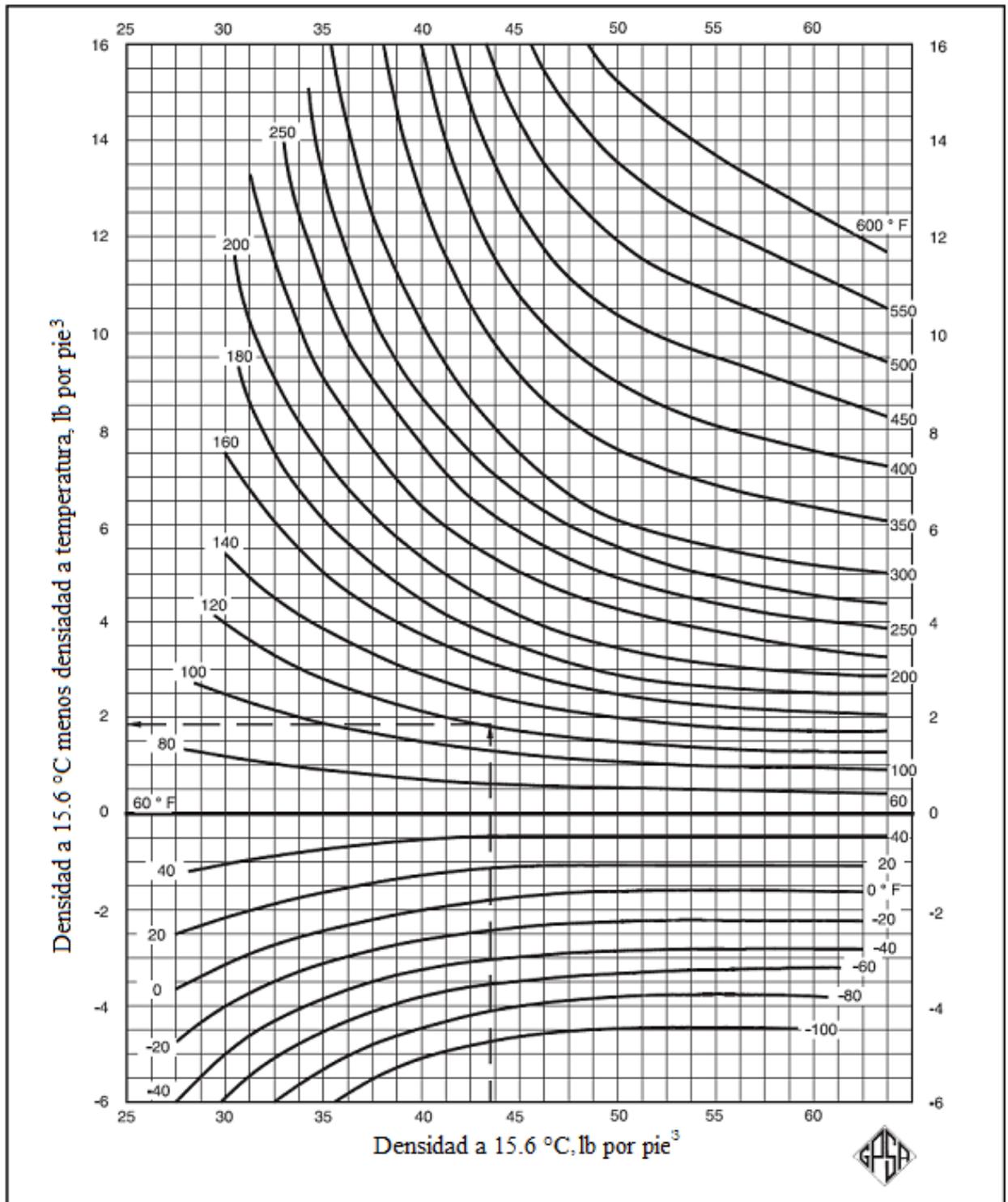


Figura 4.4 Corrección de densidad por expansión térmica



4.3 NÚMERO DE PLATOS TEÓRICOS A REFLUJO TOTAL

Selección de componentes clave: Conviene, al principio, listar los componentes de la alimentación siguiendo el orden de su volatilidad relativa. A los componentes más volátiles se les llama “ligeros” y a los menos volátiles “pesados”. Habrá un componente, el *componente clave ligero*, que está presente en el residuo en cantidades importantes, mientras que los componentes más ligeros que el clave ligero se encuentran en pequeñas cantidades. Si todos los componentes tienen concentraciones importantes en el residuo, entonces el más volátil es el clave ligero.

En forma similar, en el destilado habrá una cantidad importante de un componente, el *componente clave pesado*; por el contrario, los componentes más pesados que el clave pesado está presente sólo en pequeñas cantidades. Si en el destilado hay concentraciones importantes de todos los componentes, entonces el menos volátil es el clave pesado.

La dificultad de la separación, medida por el número de platos que se requieren para una relación de reflujo dada, está determinada por las concentraciones de los componentes clave en los productos. Por lo tanto es importante establecer cuáles son los componentes clave.

Componentes claves entre la sección de tope y la sección central

Clave Ligero: n-Butano

Clave Pesado: i-pentano

Componentes claves entre la sección central y la sección de fondo

Clave Ligero: 182-295 °F

Clave Pesado: 307-397 °F

Las etapas mínimas pueden ser calculadas para muchos sistemas multicomponentes por la ecuación de Fenske.

$$S_m = \frac{\log S_f}{\log \alpha_{avg}} \quad (4.1)$$

$$S_f = \left(\frac{X_D}{X_B} \right)_{LK} \left(\frac{X_B}{X_D} \right)_{HK} \quad (4.2)$$

$$\alpha_{avg} = (\alpha_{tope} * \alpha_{fondo})^{1/2} \quad (4.3)$$

Donde:

$X_{D,LK}$ = flujo líquido en el destilado del clave ligero, Kgmol/h.

$X_{D,HK}$ = flujo líquido en el destilado del clave pesado, Kgmol/h.

$X_{B,LK}$ = flujo líquido en el fondo del clave ligero, Kgmol/h.

$X_{B,HK}$ = flujo líquido en fondo del clave pesado, Kgmol/h.

S_m = Número de etapas mínima, incluye un rehervidor parcial.

α_{avg} = Volatilidad relativa promedio de los componentes claves en la separación.

4.3.1 Número de Platos Teóricos en la sección de tope

Tabla 4.10 Balance másico en la sección de tope y central

Componentes	Carga		Sección Tope		Sección Central	
	Kgmol/h	x_F	Kgmol/h	% molar	Kgmol/h	% molar
Etano	24.5	0.008	24.5	1.20		
Propano	1 394.8	0.463	1 394.8	68.56		
i-Butano	204.1	0.068	204.1	10.03		
n-Butano ^(a)	406	0.135	402.8	19.80	3.2	0.32
i-Pentano ^(b)	157.8	0.052	7.7	0.38	150.1	15.30
n-Pentano	156.1	0.052	0.5	0.02	155.6	15.86
n-Hexano	209.6	0.069			209.6	21.36
Benceno	6.4	0.002			6.4	0.65
182-295 °F	431.4	0.143			431.4	43.97
307-397 °F	24.9	0.008			24.9	2.54
TOTAL	3 015.5	1.000	2 034.4	100.00	981.1	100.00

(a) Componente clave ligero

(b) Componente clave pesado

Sean las constantes de equilibrio (K):

Sección de Tope: $K_{lk} = 0.486, K_{hk} = 0.203$

Sección Central: $K_{lk} = 3.980, K_{hk} = 2.155$

$X_{D,LK} = 402.8, X_{D,HK} = 7.7, X_{B,HK} = 150.1, X_{B,LK} = 3.2$

$$\alpha_{avg} = \left[\left(\frac{0.486}{0.203} \right) \left(\frac{3.980}{2.155} \right) \right]^{1/2} = 2.10$$

$$S_f = \left(\frac{402.8}{3.2} \right) \left(\frac{150.1}{7.7} \right) = 2454$$

$$S_m = \frac{\log(2454)}{\log(2.10)} = 10.52$$

4.3.2 Reflujo mínimo a Número de Platos Infinito en la Sección de Tope

El método Underwood es la más ampliamente usado de los métodos para el cálculo de reflujo mínimo. Underwood asume volatilidad relativa constante y constante flujo molar de vapor en el desarrollo de este método. El primer paso es evaluar θ por ensayo prueba y error:

$$1 - q = \sum_{i=1}^n \frac{X_{Fi}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} \quad (4.4)$$

Tabla 4.11 Condiciones de operación en la sección de tope

Componentes	x_F	x_D	x_B	$K^{173.9^\circ C}$ 1289.3 kPa	α_{avg} a 307-397 °F	$\alpha_{avg} * x_D / (\alpha_{avg} - \theta)$
Etano	0.008	0.012		22.73	289	0.0090
Propano	0.463	0.686		9.28	118	0.6276
i-Butano	0.068	0.100		4.80	61	0.1381
n-Butano	0.135	0.198	0.003	3.98	51	0.3435
i-Pentano	0.052	0.004	0.153	2.16	27	-0.3550
n-Pentano	0.052	0.0002	0.159	1.87	24	-0.1795
n-Hexano	0.069		0.214	0.93	12	-0.0437
Benceno	0.002		0.006	0.73	9	-0.0008
182-295 °F	0.143		0.440	0.35	4	-0.0212
307-397 °F	0.008		0.025	0.08	1	-0.0003

Consideraremos $q = B/T = 981.2/2,034.4 = 0.48226$, tendremos $\theta = 31.0$

Una vez iterando y determinado θ , la razón de reflujo mínimo; según la ecuación 4.5, obtenemos:

$$(L_0/D)_m + 1 = R_m + 1 = \sum_{i=1}^n \frac{X_{Di}}{(\alpha_i - \theta)/\alpha_i} \quad (4.5)$$

$$R_m + 1 = \frac{0.012 * 289}{289 - 31.0} + \frac{0.686 * 118}{118 - 31.0} + \frac{0.100 * 61}{61 - 31.0} + \frac{0.198 * 51}{51 - 31.0} + \frac{0.004 * 27}{27 - 31.0} + \frac{0.0002 * 24}{24 - 31.0}$$

$$R_m + 1 = 1.624$$

4.3.2.1 Relación de Reflujo Mínimo (R_m)

Un método de estimación de reflujo mínimo es tratar los claves como binario y usar técnicas desarrolladas para la destilación multicomponente, entonces: $R_m = 0.624$

4.3.2.2 Relación de Reflujo Real (R)

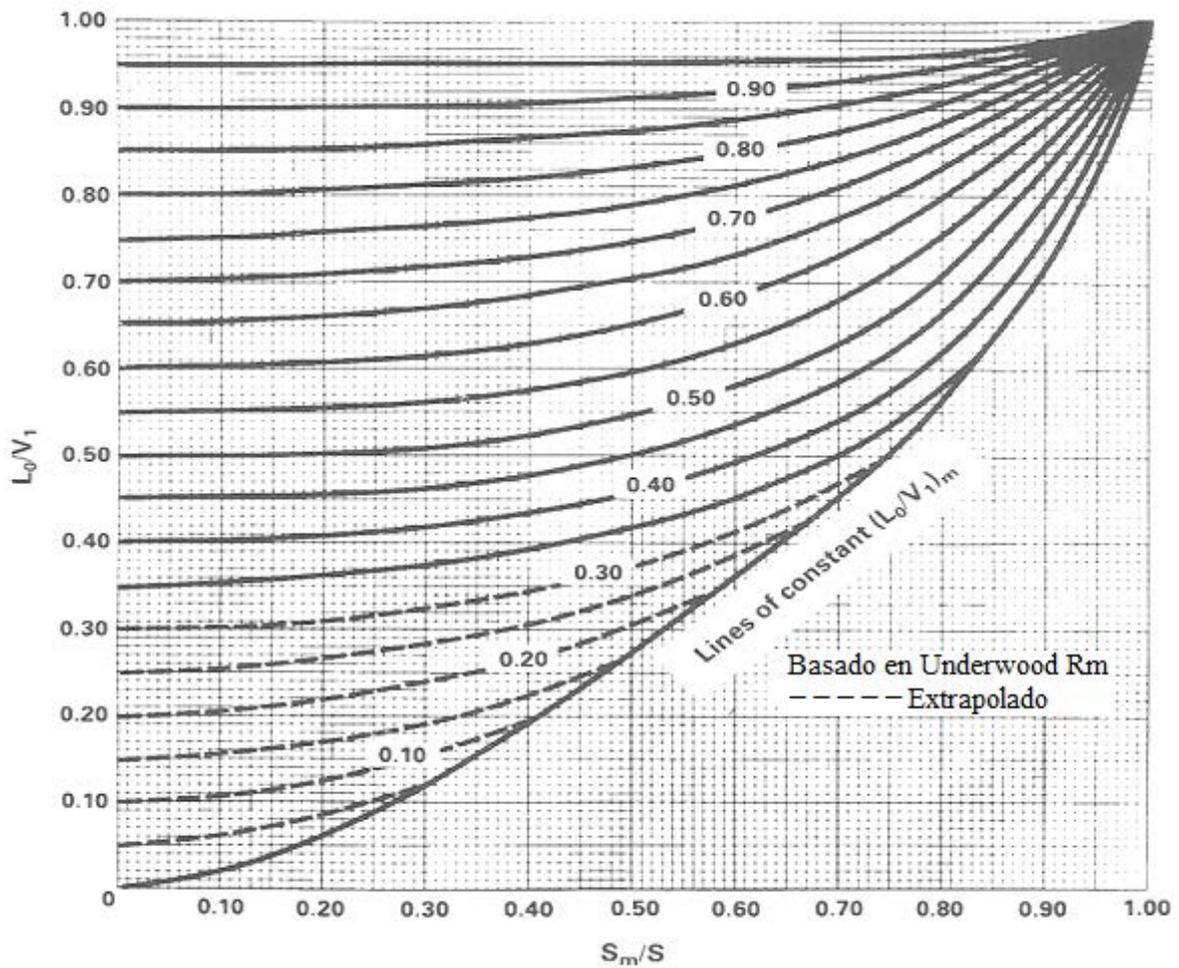
Sea: $R = 1.30 \cdot R_m = 1.30 \cdot (0.624) = 0.811$

$$\left(\frac{L_0}{V_1}\right)_m = \frac{R_m}{R_m + 1} \quad \text{y} \quad L_0/V_1 = \frac{R}{R+1} \quad (4.6)$$

$$\left(\frac{L_0}{V_1}\right)_m = 0.38 \quad \text{y} \quad L_0/V_1 = 0.45$$

De la Figura 4.5, tenemos: $S_m/S = 0.50$, entonces $S = 21.1$

Figura 4.5 Correlación de Etapas vs. Reflujo Erbar-Maddox



Fuente: GPSA Engineering data book

4.3.3 Número de Platos Teóricos entre la sección fondo y central

Tabla 4.12 Balance másico en la sección fondo y central

Componentes	CARGA - LGN				PRODUCTO			
	Líquido		Vapores		Sección Fondo		Sección Central y Tope	
	L_i	% molar	V_i	% molar	Kgmol/h	% molar	Kgmol/h	% molar
Etano	0.1	0.039	24.4	0.809			24.5	0.812
Propano	9.5	4.058	1,385.3	45.940			1,394.8	46.255
i-Butano	2.6	1.107	201.5	6.683			204.1	6.769
n-Butano	6.1	2.621	399.9	13.260			406.0	13.463
i-Pentano	4.2	1.786	153.7	5.096			157.9	5.235
n-Pentano	4.7	2.019	151.3	5.018			156.0	5.174
n-Hexano	11.8	5.068	197.8	6.557			209.6	6.949
Benceno	0.5	0.194	5.9	0.196			6.4	0.211
182-295 °F	57.2	24.505	383.2	12.708	9.1	3.883	431.4	14.305
307-397 °F	57.7	24.680	96.1	3.187	128.8	55.146	24.9	0.827
409-488 °F	41.3	17.689	14.5	0.480	55.8	23.883		
500-590 °F	29.0	12.427	1.8	0.060	30.8	13.204		
602-700 °F	8.9	3.806	0.2	0.006	9.1	3.883		
TOTAL	233.6	100.0	3,015.5	100.0	233.6	100.000	3 015.5	100.000

Sean las constantes de equilibrio (K):

Sección central-tope: $K_{lk} = 0.351$, $K_{hk} = 0.079$

Sección de fondo: $K_{lk} = 3.428$, $K_{hk} = 1.326$

$X_{D,LK} = 431.4$, $X_{D,HK} = 24.9$, $X_{B,HK} = 128.8$, $X_{B,LK} = 9.1$

$$\alpha_{avg} = \left[\left(\frac{0.351}{0.079} \right) \left(\frac{3.428}{1.326} \right) \right]^{1/2} = 3.39$$

$$S_f = \left(\frac{431.4}{24.9} \right) \left(\frac{128.8}{9.1} \right) = 245.22$$

$$S_m = \frac{\log(245.22)}{\log(3.39)} = 4.50$$

4.3.4 Reflujo mínimo a Número de platos Infinito (sec. fondo y central)

Tabla 4.13 Condición de operación en la sección de fondo y central

Componentes	x_F	x_D	x_B	$K^{196\text{ °C}}$ 1323.8 KPa	α_{avg} a 602-700 °F	$\alpha_{avg} * x_D / (\alpha_{avg} - \theta)$
Etano	0.008			26.360	15,691	0.00756
Propano	0.429			11.318	6,737	0.43655
i-Butano	0.063			6.016	3,581	0.06487
n-Butano	0.125	0.003		5.077	3,022	0.12968
i-Pentano	0.049	0.153		2.840	1,691	0.05204
n-Pentano	0.048	0.159		2.494	1,484	0.05189
n-Hexano	0.064	0.214		1.295	771	0.07532
Benceno	0.002	0.006		1.037	617	0.00238
182-295 °F	0.136	0.440	0.039	0.519	309	0.21178
307-397 °F	0.047	0.025	0.551	0.129	77	-0.10654
409-488 °F	0.017		0.239	0.027	16	-0.00289
500-590 °F	0.009		0.132	0.005	3	-0.00026
602-700 °F	0.003		0.039	0.002	1	-0.00003

Consideraremos $q = L/V = 0.0775$, tendremos $\theta = 111.2$

Una vez iterando y determinado θ , la razón de reflujo mínimo; según la ecuación 4.5, obtenemos:

$$R_m + 1 = \frac{0.003 * 3,022}{3,022 - 111.2} + \frac{0.153 * 1,691}{1,691 - 111.2} + \frac{0.159 * 1,484}{1,484 - 111.2} + \frac{0.214 * 771}{771 - 111.2} \\ + \frac{0.006 * 617}{617 - 111.2} + \frac{0.440 * 309}{309 - 111.2} + \frac{0.025 * 77}{77 - 111.2}$$

$$R_m + 1 = 1.226$$

4.3.4.1 Relación de Reflujo Mínimo (R_m)

$$R_m = 0.226$$

4.3.4.2 Relación de Reflujo Real (R)

Sea: $R = 1.30 * R_m = 1.30 * (0.226) = 0.294$, Luego tenemos que la relación de reflujo

es: 886.8 Kgmol/h. De la ecuación 4.6, tenemos: $(L_o/V_I)_m = 0.18$ y $L_o/V_I = 0.23$

De la Figura 4.5, tenemos: $S_m/S = 0.31$, entonces $S = 14.5$

4.4 EFICIENCIA DE PLATOS

Todo diseño de la torre de fraccionamiento es trabajado utilizando platos teóricos. Un plato real no conseguiría el equilibrio debido a las limitaciones del tiempo de contacto liquido-vapor. En una torre real, muchos platos son requeridos para obtener una aceptable separación. Esta se logra con el uso de la eficiencia de platos, se define: $e = \text{Platos teóricos} / \text{Platos reales}$. Partiendo de la viscosidad de carga (μ) y la volatilidad relativa de los componentes claves a la temperatura media de la torre, hallaremos la eficiencia total de los platos. (Ver Figura 4.6)

4.4.1 Eficiencia de platos en la sección tope

La temperatura media en la sección de tope es $T_m = 116.1 \text{ }^\circ\text{C}$ ($241 \text{ }^\circ\text{F}$) y $P = 1\,254.8 \text{ KPa}$ (182 psia)

Componentes claves	$P_v^{(a)}$	$(b) K^{116.1 \text{ }^\circ\text{C}}$ 1254.8 KPa
n-Butano	2,116.0	1.69
i-Pentano	1,028.7	0.82

(a): Presión de vapor del componente i en KPa

(b): Constante de equilibrio del componente i

$$\begin{aligned} \alpha_{(n_C4,i_C5)} &= 2.06 \\ \mu \text{ a } 116.1 \text{ }^\circ\text{C} &= 0.06 \text{ cp} \quad (\text{Ver figura 4.7}) \\ \alpha_{(n_C4,i_C5)} * \mu &= 0.12 \\ e &= 85\% \quad (\text{Ver figura 4.6}) \end{aligned}$$

4.4.2 Eficiencia de platos en la sección fondo y central

Temperatura media de la torre $T_m = 251.7 \text{ }^\circ\text{C}$ ($485 \text{ }^\circ\text{F}$) y $P = 1\,323.8 \text{ KPa}$ (192 psia)

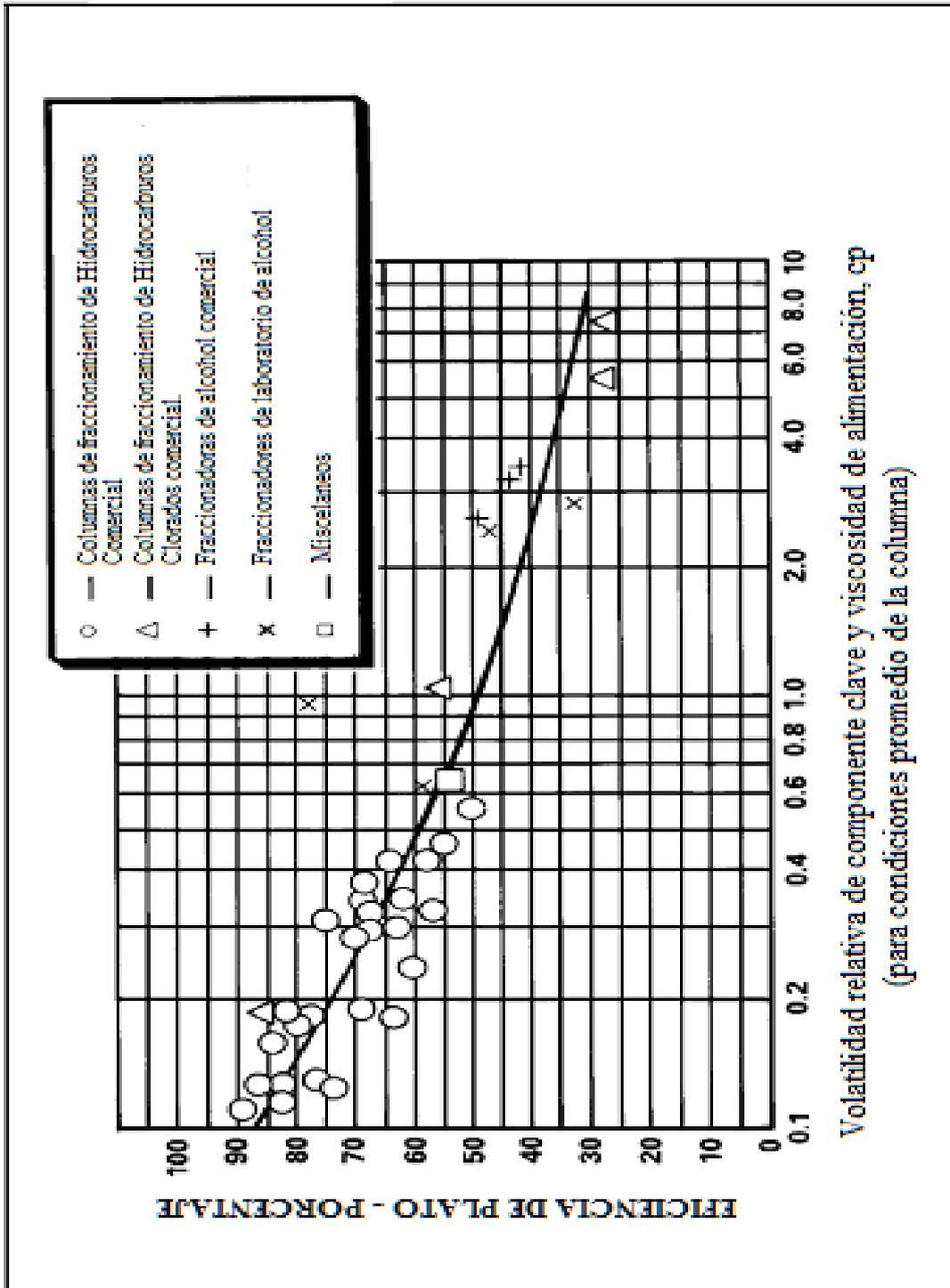
Componentes claves	$P_v^{(a)}$	$K^{251.7 \text{ }^\circ\text{C}}$ 1323.8 KPa
182-295 °F	1,734.0	1.31
307-397 °F	537.1	0.41

(a): Presión de vapor del componente i en KPa

(b): Constante de equilibrio del componente i

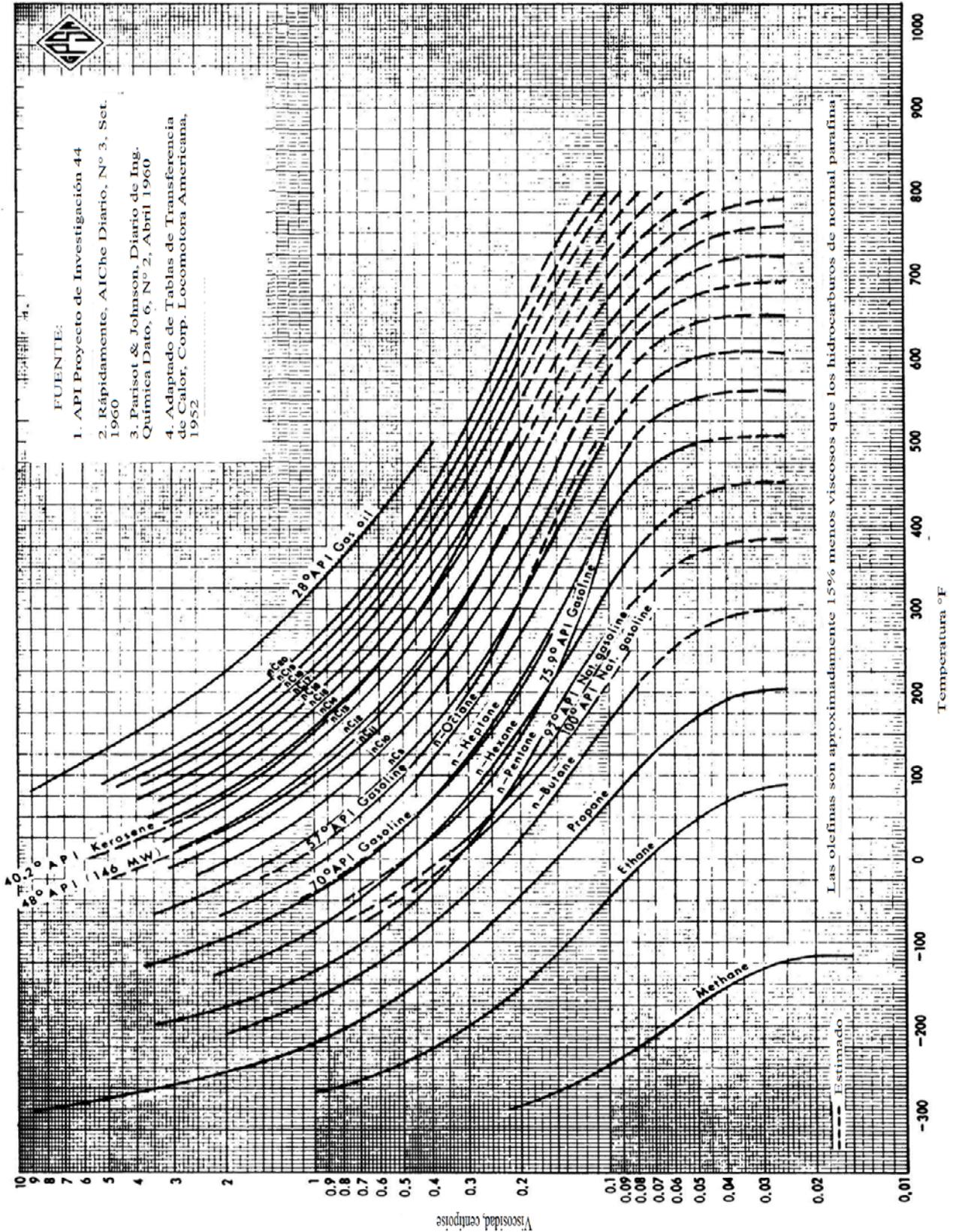
$$\begin{aligned} \alpha_{(182-295 \text{ }^\circ\text{F}, 307-397 \text{ }^\circ\text{F})} &= 3.20 \\ \mu \text{ a } 251.7 \text{ }^\circ\text{C} &= 0.033 \text{ cp} \quad (\text{Ver figura 4.7}) \\ \alpha_{(182-295 \text{ }^\circ\text{F}, 307-397 \text{ }^\circ\text{F})} * \mu &= 0.106 \\ e &= 85\% \quad (\text{Ver figura 4.6}) \end{aligned}$$

Figura 4.6 Efecto de la volatilidad relativa y viscosidad en la Eficiencia de plato de Torres de fraccionamiento



Fuente: GPSA Engineering data book

Figura 4.7 Viscosidad de hidrocarburos líquidos



4.5 NÚMERO DE PLATOS REALES

El número de platos teóricos es 13.5 sin incluir el rehervidor y una eficiencia de 85% tendremos $15.9 \approx 16$ platos reales entre el plato del producto fondo y el plato de extracción de Gasolina Natural, además, en la sección de tope tenemos 21.1 platos teóricos y una eficiencia de 85 %, tenemos $24.8 \approx 25$ platos entre el plato de extracción de Gasolina Natural y el plato de extracción del producto de tope. Siendo el número total de platos de la torre igual a 41 y la altura de la torre es de 24.994 m (82 pies).

4.6 NÚMERO DE PLATO DE CARGA

Podemos asumir que el plato de carga debe estar colocado de modo que la relación entre el número de platos teóricos por encima del plato de carga; es al número de platos totales teóricos, obtenemos que sea igual a la misma relación de platos reales, según la Ecuación de Kirkbride. Luego, hallamos el número de platos teóricos a reflujo total necesarios para efectuar el fraccionamiento deseado entre la carga y el tope de la torre.

$$\text{Sección Central:} \quad K_{lk} = 0.351, K_{hk} = 0.079$$

$$\text{Sección de fondo:} \quad K_{lk} = 0.519, K_{hk} = 0.129$$

$$X_{D,LK} = 431.4, X_{D,HK} = 24.9, X_{B,HK} = 153.8, X_{B,LK} = 440.4$$

$$S_f = \left(\frac{431.4}{440.4} \right) \left(\frac{153.8}{24.9} \right) = 6.05$$

$$\alpha_{avg} = \left[\left(\frac{0.351}{0.079} \right) \left(\frac{0.519}{0.129} \right) \right]^{1/2} = 4.23$$

$$S_m = \frac{\log(6.05)}{\log(4.23)} = 1.25$$

$$\text{Luego tenemos la relación: } \frac{S_m}{(S_m)_T} = \frac{X}{S_T} \text{ y Reemplazando: } \frac{1.25}{4.50} = \frac{X}{18.0} \Rightarrow X = 5$$

Por lo tanto, la carga ingresará a la torre por el plato N° 11

4.7 BALANCE DE ENERGÍA EN LA SECCIÓN CENTRAL

Por intermedio de este balance de energía encontraremos la cantidad de reflujo interno inducido en el tope de la sección central. La cantidad de reflujo determinado en el cuadro de balance másico, la consideraremos al nivel del plato de carga y a la misma temperatura. Entonces la entalpía de carga vaporizada 41 293,615 Kcal/h.

Reflujo interno vaporizado, se considera su peso molecular igual a 86, la cantidad de 886.8 Kgmol/h.

Entalpía reflujo interno de vapor a las condiciones del plato de carga es 213.4 Kcal/Kg (384 Btu/lb).

Cantidad de Reflujo interno vaporizado 76 265 Kg/h

Entalpía Reflujo interno vaporizado **16 274,951 Kcal/h**

Entalpía reflujo interno líquido a las condiciones del plato de carga 166.7 Kcal/Kg (300 Btu/lb).

Cantidad de Reflujo interno líquido bajando del plato de carga 76 265 Kg/h

Entalpía del reflujo interno líquido bajando del plato de carga **12 713,376 Kcal/h**

Cantidad de vapores que forman el producto de tope 187,984 Kg/h (3 015.5 Kgmol/h). El peso molecular de vapores es 62.339 Kg/Kgmol y Entalpía específica 211.2 Kcal (380 Btu/lb). Entalpía de los vapores que forman el producto de tope 39 702,221 Kcal/h.

La diferencia del balance es el calor latente del reflujo interno inducido al tope de la sección central, el peso molecular del líquido a ese nivel es igual al producto del corte central de la torre, ósea de la Gasolina Natural, Peso molecular = 91.606 Kg/Kgmol, su calor latente a estas condiciones a ese punto es 47.2 Kcal/Kg (85 Btu/lb).

Carga entrando al sistema

Carga vaporizada	41 293,615 Kcal/h
Reflujo interno vaporizado	<u>16 274,951 Kcal/h</u>
	57 568,566 Kcal/h

Carga saliendo del sistema

Producto de tope	39 702,221 Kcal/h
Producto interno líquido	<u>12 713,376 Kcal/h</u>
	52 415,597 Kcal/h

Diferencia del balance de calor del reflujo interno inducido al tope de la sección central 5 152,969 Kcal/h. Cantidad de reflujo inducido al tope de la sección central 107,921 Kg/h. Como sabemos el peso molecular de Gasolina Natural = 91.606 Kg/Kgmol, ósea tendremos 1,178.1 Kgmol/h.

4.8 BALANCE DE ENERGÍA EN LA SECCIÓN DE TOPE

Por intermedio de este balance de energía encontraremos la carga térmica al condensador, y por ende, la cantidad de reflujo externo necesario.

Entalpia de carga vaporizada	41 293,615 Kcal/h
Reflujo interno, vaporizado (sección central)	16 274,951 Kcal/h
Entalpía de producto central	-14 200,250 Kcal/h
Entalpía de producto de tope	-5 690,322 Kcal/h
Reflujo interno, líquido (sección central)	<u>-12 713,376 Kcal/h</u>
Carga térmica al condensador	24 964,618 Kcal/h

El calor latente del producto de tope es 72.2 Kcal/Kg (130 Btu/lb), luego tendremos:

Material al condensador = 345,508 Kg/h, ósea 7,164.5 Kgmol/h.

Reflujo externo = 5,130.1 Kgmol/h

Reflujo promedio en la sección de tope: 3,156.9 Kgmol/h

Relación de Reflujo medio 1.55

4.9 COMPOSICIÓN DEL LÍQUIDO ENTRANDO AL REHERVIDOR

La composición, temperatura y cantidad de líquido que va al rehervidor se calcula por tanteos, estimando la temperatura del mismo; aplicando la siguiente fórmula:

$$Q_R = (B + V) * C_{pl} * \Delta T + \lambda_v * V \quad (4.7)$$

Donde:

B: Cantidad de producto de fondo, Kg/h

V: Vapores que salen del rehervidor, Kg/h

ΔT : Diferencia de temperatura entre el fondo y el rehervidor

C_{pl} : Calor específico del líquido de fondo en el rehervidor, Kcal/ (Kg °C)

λ_v : calor latente de vaporización, Kcal/Kg

Los vapores en equilibrio con el producto de fondo de la torre tienen un peso molecular Peso molecular = 155.8 Kg/Kgmol, donde su calor latente de vaporización es 27.8 Kcal/Kg (50 Btu/lb) a las condiciones del fondo de la torre. El calor específico del líquido del fondo es 0.793 Kcal/ (Kg °C); para un $\Delta T = 11.1$ °C (20 °F).

Tabla 4.14 Condiciones y composición del plato anterior a la entrada al rehervidor

<i>Componentes</i>	<i>Kgmol/h</i>	<i>% molar</i>	<i>Pv^(a)</i>	<i>x_i*Pv_i</i>	<i>(b) K^{318.3°C}</i> <i>1323.8 KPa</i>	<i>x_i*k_i</i>
182-295 °F	158.8	9.416	4,025.8	379.07	3.04	0.286
307-397 °F	852.3	50.552	1,514.8	765.76	1.14	0.578
409-488 °F	539.8	32.015	521.2	166.86	0.39	0.126
500-590 °F	105.6	6.269	167.5	10.50	0.13	0.008
602-700 °F	29.5	1.749	79.3	1.39	0.06	0.001
TOTAL	1 686.0	100.000		1,323.6		1.000

Flujo molar	Kgmol/h	1,686.0
Temperatura	°C	318.3
Presión	KPa	1,323.8

(a): Presión de vapor del componente i en KPa

(b): Constante de equilibrio del componente i

4.9.1 Carga Térmica al Rehervidor (Q_R)

Este balance de se halla realizando un balance global alrededor de toda la torre de fraccionamiento. Balance de Energía Global:

$$\begin{aligned}
 H_{F,l} + H_{F,v} + Q_R &= H_B + H_M + H_T + Q_C \\
 Q_R &= H_B + H_M + H_T + Q_C - (H_{F,l} + H_{F,v})
 \end{aligned}
 \quad (4.8)$$

$H_{F,l}$: Carga líquida	-5 613,371 Kcal/h
$H_{F,v}$: Carga vaporizada	-41 228,706 Kcal/h
H_B : Producto de fondo	10 659,952 Kcal/h
H_M : Producto central	14 200,250 Kcal/h
H_T : Producto de tope	5 690,322 Kcal/h
Q_C : Carga al condensador	<u>24 864,618 Kcal/h</u>
Q_R: Carga térmica al rehervidor	8 573,065 Kcal/h

De la ecuación 4.7, tenemos: $8,573,065 = (39,191 + V) * 0.793 * 11.1 + 27.8 * V$

$$V = 224,797 \text{ kg/h o sea } 1,442.9 \text{ Kgmol/h}$$

Tabla 4.15 Composición en el plato de la entrada al rehervidor

Componentes	Vapores (V) Kgmol/h	Producto fondo (B) Kgmol/h	moles totales Kgmol/h	$P_{Vi}^{(a)}$	$(b) K^{318.3^\circ C}$ 1323.8KPa
182-295 °F	148.8	9.1	157.9	4,012.7	3.03
307-397 °F	718.8	128.8	847.6	1,508.6	1.14
409-488 °F	480.9	55.8	536.7	518.5	0.39
500-590 °F	74.2	30.8	105.0	166.2	0.13
602-700 °F	20.2	9.1	29.3	78.6	0.06
TOTAL	1,442.9	233.6	1,676.5		

(a): Presión de vapor del componente i en KPa

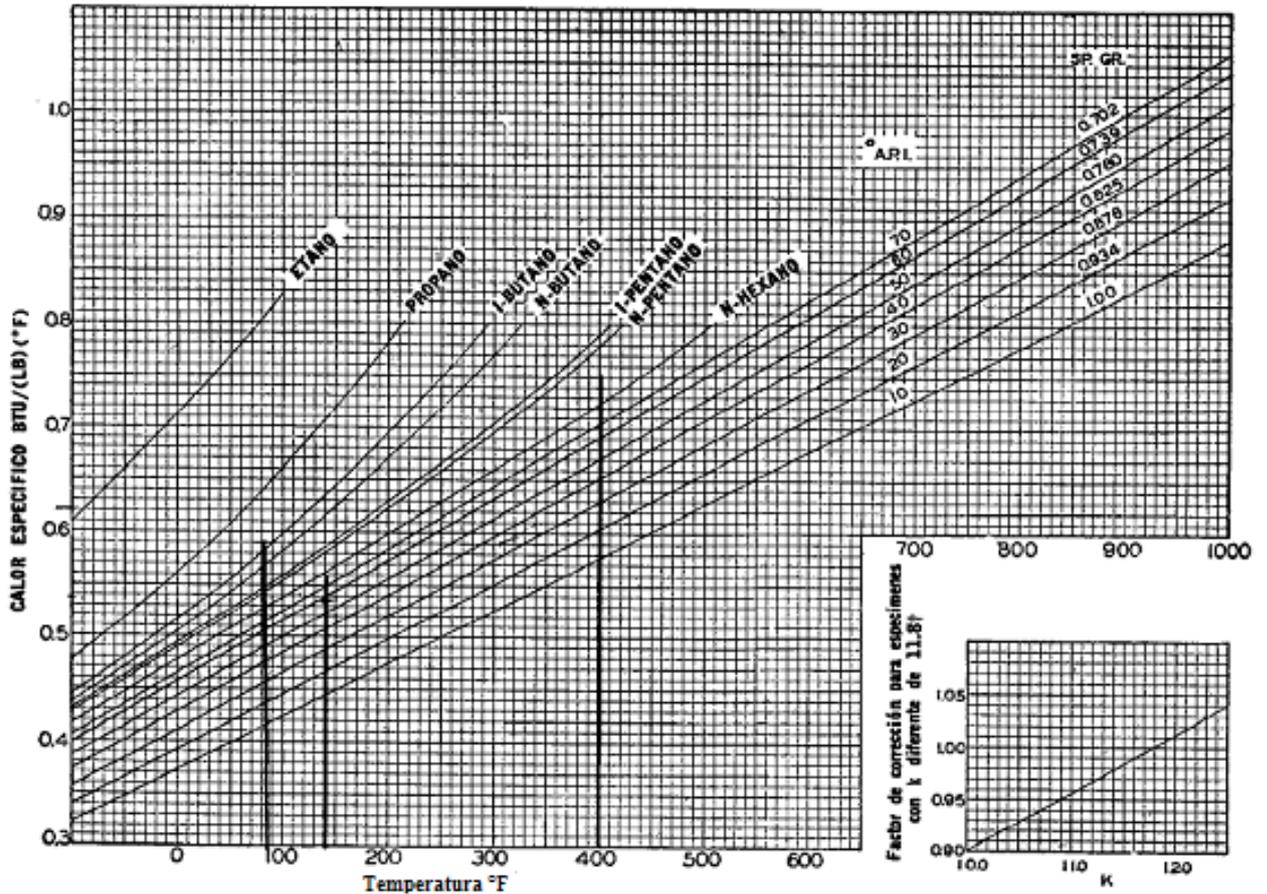
(b): Constante de equilibrio del componente i

La cantidad de líquido ingresando al rehervidor será 263,988 Kg/h.

Luego la temperatura del líquido entrando al rehervidor será 318.3 °C (605 °F) y su

cantidad 1,676.5 Kgmol/h, por lo que tenemos un Peso molecular = 157.5 Kg/Kgmol.

Figura 4.8 Calores específicos de hidrocarburos líquidos



Calores específicos de hidrocarburos Líquidos. [Holcomb & Brown, Ind. Eng. Chem, 34, 505 (1942)]

+k = Factor de caracterización

Fuente: GPSA Engineering data book

4.10 DIÁMETRO DE LA TORRE

El diámetro de la torre de fraccionamiento es determinado por el área de burbujeo, la cual debe ser lo suficiente para mantener la velocidad del gas por debajo del punto donde se pueda arrastrar líquido al plato superior.

4.10.1 Espaciamiento de platos

El espaciamiento de los platos es seleccionado sobre la base del proceso y las limitaciones mecánicas, aunque la mayoría de las torres se encuentran normalmente a 0.610 m (24 pulgadas) de separación entre plato y plato.

Las limitaciones principales del proceso para espaciamientos de platos son la inundación por chorro y la inundación del *downcomer*. La inundación por chorro puede ser definida como el punto en el cual la espuma líquida en un plato se extiende al plato superior. El siguiente cuadro se refiere al espaciamiento de platos para diámetro y número de pasos en el flujo. Esta relación es para fines informativos y no es un requisito.

<i>Espaciamiento de platos (pulg)</i>	<i>Diámetro máximo recomendado de vessels</i>			
	<i>Número de pasos de platos</i>			
	1	2	3	4
18	9'-0"	11'-6"	14'-0"	16'-0"
24	12'-0"	15'-0"	18'-0"	21'-0"
30	15'-0"	18'-6"	22'-0"	25'-0"

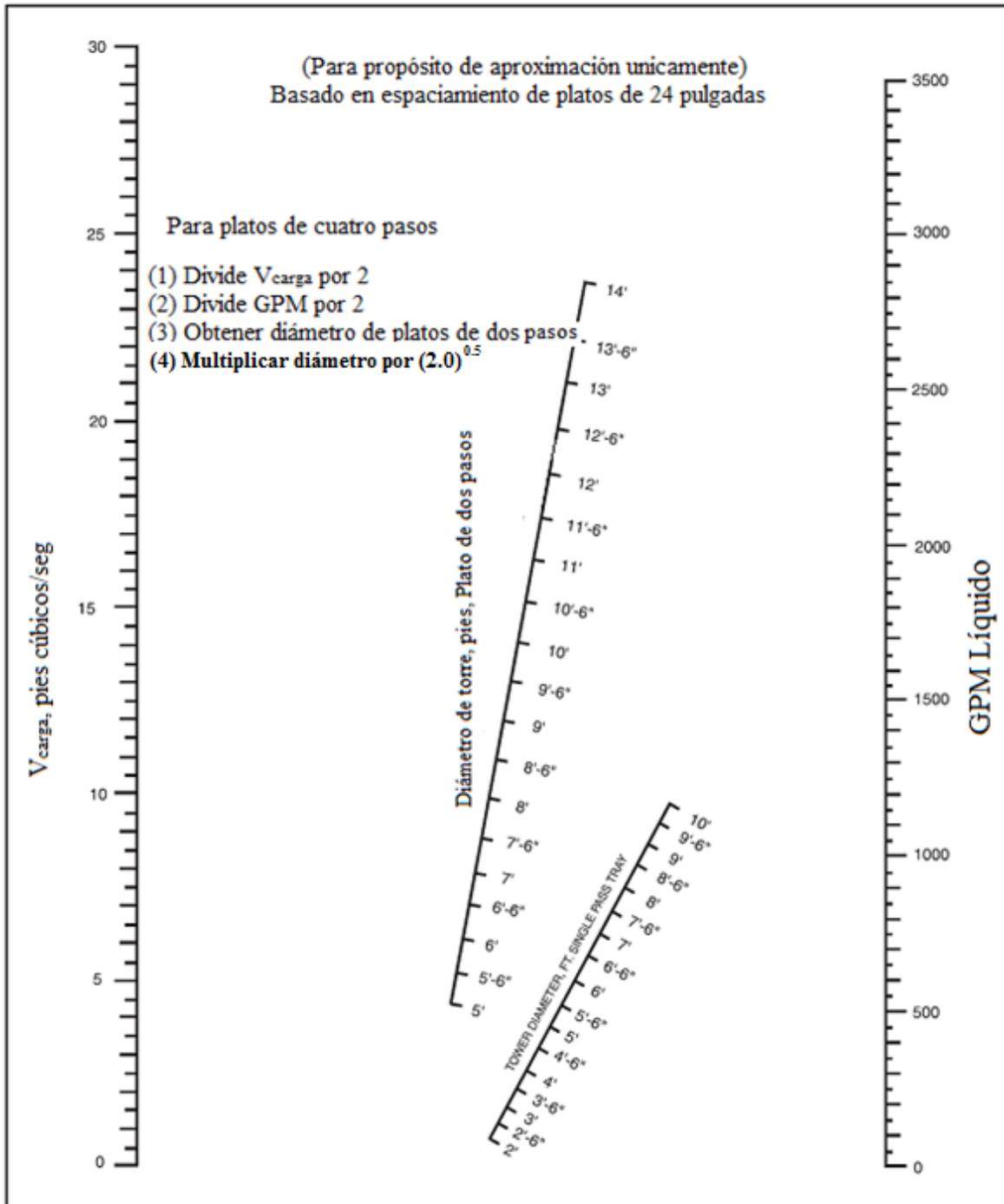
4.10.2 Método del Nomograma para calcular el diámetro de la torre

Los fabricantes de platos de válvula han desarrollado métodos de diseño para sus platos. Los procedimientos de diseño están hechos disponibles para estudios preliminares. Uno de estos procedimientos empieza con el nomograma en la Figura 4.9. Esta es una simple relación del flujo de líquido en galones por minuto (GPM) y la cantidad de V_{carga}

definido como:

$$V_{carga} = CFS \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_l - \rho_v}} \quad (4.9)$$

Figura 4.9 Diámetro de plato de válvula (método nomograma)



Fuente: GPSA Engineering data book

4.10.3 Cálculo de diámetro de Torre (Método Nomograma)

El diámetro de la torre se calcula en el plato N° 16, por donde se extraerá la Gasolina Natural y los vapores que van al condensador y encontramos las siguientes condiciones en ese plato:

Densidad de líquido	= 527.486 Kg/m ³ (32.93 lb/pie ³)
Densidad de vapor	= 22.266 Kg/m ³ (1.39 lb/pie ³)
Flujo de Vapor	= 15 517 m ³ /h (547,988 pie ³ /h)
Flujo de líquido	= (0.199 m ³ /s) 3 158 gpm
Espaciamiento de platos	= 0.610 m (24 pulgadas)

Existen varios métodos para el cálculo del diámetro de la Torre, pero elegimos el método nomograma para estos fines:

$$V_{carga} = \frac{547,988}{3,600} \sqrt{\frac{1.39}{(32.93 - 1.39)}} = 32.0 \frac{pies^3}{seg}$$

$$GPM = 3,158 \text{ gpm}$$

En la Figura 4.9: tenemos platos de 4 pasos y un diámetro de 4.60 m (15 pies 1 pulgada)

4.11 DIMENSIONAMIENTO ACUMULADOR DE REFLUJO

Emplearemos un acumulador cilíndrico horizontal, con una relación de diámetro a longitud del cilindro de 1:4. Consideraremos que el acumulador hasta un 50% de su volumen total. Para un tiempo de compensación de 10 min.

$$\text{Gasto} = 3,158 \text{ gpm}$$

$$\text{Volumen de compensación} = 119.543 \text{ m}^3 (31\ 580 \text{ galones})$$

$$\text{Volumen del acumulador} = 239.086 \text{ m}^3 (63\ 160 \text{ galones})$$

Las dimensiones del acumulador serían:

$$\text{Diámetro:} \quad 4.24 \text{ m (13 pies 11 pulgadas)}$$

$$\text{Longitud:} \quad 16.94 \text{ m (55 pies 07 pulgadas)}$$

CAPÍTULO 5: DISEÑO DE EQUIPOS PRINCIPALES

Con frecuencia requieren que el ingeniero de proceso analice diseños de intercambiadores de calor, especifiquen el funcionamiento de transferencia de calor, y determinen la viabilidad de usar intercambiadores de calor en nuevos servicios. Para el diseño de intercambiadores y aerofriadores se empleó la guía general que ofrece la GPSA capítulo 09 y 10, respectivamente.

5.1 INTERCAMBIADORES DE CALOR

Fundamentos de transferencia de calor: las definiciones básicas y ecuaciones usadas en los cálculos de intercambiadores de calor, son observados a continuación:

Balances de Calor

Para fluido caliente sin cambio de fase:

$$Q = m_H C_{PH} * (T_{H1} - T_{H2}) \quad (5.1)$$

Para condensación isotérmica de fluido caliente:

$$Q = m_H \lambda \quad (5.2)$$

Para fluido caliente sin cambio de fase:

$$Q = m_C C_{PC} * (T_{C2} - T_{C1}) \quad (5.3)$$

Relación Básica de Intercambiadores de Calor

$$Q = UA * (LMTD) \text{ para diseño de paso simple} \quad (5.4 \text{ a})$$

$$Q = UA * (CMTD) \text{ para diseño de paso múltiple} \quad (5.4 \text{ b})$$

Evaluación de Funcionamiento con Transferencia de calor sensible.- Para predecir el funcionamiento de un intercambiador particular en un nuevo servicio o comparar diseños diferentes para un servicio dado, es útil entender los efectos de cambios de las variables sobre la resistencia de película para la transferencia de calor y la caída de presión. Para

determinar los coeficientes de película y la caída de presión, la Tabla 5.3 resume estas proporciones para las variables aplicables. Si la resistencia de película de lado de tubo y la caída de presión en nuevas condiciones que implican el flujo turbulento fuera deseada, las serie variables serían:

$$\frac{h_1}{h_2} = \frac{r_2}{r_1} = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1}\right)^{0.47} \left(\frac{\kappa_1}{\kappa_2}\right)^{0.67} \left(\frac{C_{p1}}{C_{p2}}\right)^{0.33} \left(\frac{G_1}{G_2}\right)^{0.8} \left(\frac{D_{i2}}{D_{i1}}\right)^{0.2} \quad (5.5)$$

Y la ecuación:

$$\frac{\Delta P_2}{\Delta P_1} = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1}\right)^{0.2} \left(\frac{G_2}{G_1}\right)^{1.8} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2}\right) \left(\frac{D_{i1}}{D_{i2}}\right)^{1.2} \left(\frac{N_{p2}}{N_{p1}}\right) \quad (5.6)$$

La resistencia de la película del lado carcasa y la presión del lado carcasa tienen similar orden. En la Tabla 5.3 todas las variables que cambian en la torre vertical aplicado donde el flujo del régimen es apropiado. El diseño del intercambiador se realizará en bases a las siguientes consideraciones del manual GPSA y libro Kern de transferencia de calor:

1. Comprobar el balance de calor según los tipos de fluidos caliente y frío involucrados, según las ecuaciones 5.1 y 5.3, para cada intercambiador.

$$\frac{Q_H}{Q_C} = \frac{m_H C_{PH} * (T_{H1} - T_{H2})}{m_C C_{PC} * (T_{C2} - T_{C1})} = 1.0 \quad (5.7)$$

2. Calcular el LMTD, en un intercambiador de flujo en contracorriente.

$$LMTD = \frac{(T_{H1} - T_{H2}) - (T_{C2} - T_{C1})}{\ln\left(\frac{T_{H1} - T_{H2}}{T_{C2} - T_{C1}}\right)} \quad (5.8)$$

3. Verificar el coeficiente de transferencia global requerido, asumiendo un $U_{asumido}$, y de forma iterativa encontrar el U_{real} .
4. Calcular la caída de presión del lado tubo y la resistencia de la transferencia de calor con la relación que muestra la Tabla 5.3 y los valores que muestran en la Tabla 5.4.

Flujo total del área de la sección transversal (FT)

$$FT = \frac{N_t * \pi * D_i^2}{4} \quad (5.9)$$

$$G = \frac{Wt}{(3600)(FT/144)} \quad (5.10)$$

$$Re = \frac{123.9 * G * D_i}{\mu} \quad (5.11)$$

Para número de Reynolds (Re): $Re < 2,100$ (flujo laminar), $Re > 2,100$ (flujo turbulento)

De la Tabla 5.4 (ver nota), la razón de la segunda a la primera resistencia es f :

$$(r_i)_2 = f(r_i)_1 \quad (5.12)$$

Usando los valores base de la Tabla 5.4 para las condiciones $(r_i)_1$, y luego reemplazar en la

ecuación 5.5.
$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1}\right)^{0.47} \left(\frac{\kappa_1}{\kappa_2}\right)^{0.67} \left(\frac{C_{p1}}{C_{p2}}\right)^{0.33} \left(\frac{G_1}{G_2}\right)^{0.8} \left(\frac{D_{i2}}{D_{i1}}\right)^{0.2}$$

Base (interior del área)

$$(r_i)_2 = f(r_i)_1 \text{ y } (r_i)_1 = 0.0038(h * \text{pie}^2 * \text{°F}) / \text{Btu de la Tabla 5.4.}$$

De la Tabla 5.3 (Ver nota a), la razón de la segunda a la primera caída de presión es:

$$(\Delta P_i)_2 = (f) (\Delta P_i)_1 \quad (5.13)$$

Usando los valores base de la Tabla 5.4 para las condiciones $(\Delta P_i)_1$, y reemplazar en la

ecuación 5.6.
$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1}\right)^{0.2} \left(\frac{G_2}{G_1}\right)^{1.8} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2}\right) \left(\frac{D_{i1}}{D_{i2}}\right)^{1.2} \left(\frac{N_{p2}}{N_{p1}}\right)$$

$(\Delta P_i)_2 = (f) (\Delta P_i)_1$ y $(\Delta P_i)_1 = 0.0061 \text{ psi/pie}$. A partir de la Tabla 5.4.

5. Calcular la caída de presión del lado casco y la resistencia para la transferencia de calor como muestra la relación de la Tabla 5.3, donde el valor se muestra en la Tabla 5.4, y en los datos de diseño de cada intercambiador de calor como el ejemplo de la Figura 5.1.

$$G = \frac{Wc}{3600 * (A_{FC}/144)} [lb / pie^2 * seg] \quad (5.14)$$

A_{FC} : Superficie neta de flujo cruzado. $pulg^2$

Wc : Flujo másico de producto lado casco, lb/h

De la Tabla 5.3 (ver nota *a*), la razón de las resistencias nuevas y antiguas son:

$$(r_o)_2 = f(r_o)_1 \quad (5.15)$$

Use los valores bases de Tabla 5.4 para las condiciones de $(r_o)_1$

$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{0.27} \left(\frac{\kappa_1}{\kappa_2} \right)^{0.67} \left(\frac{C_{p1}}{C_{p2}} \right)^{0.33} \left(\frac{G_1}{G_2} \right)^{0.6} \left(\frac{D_{o2}}{D_{o1}} \right)^{0.4} \quad (5.16)$$

$$(r_o)_2 = f(r_o)_1 \text{ y } (r_i)_1 = 0.0028(h * pie^2 * ^\circ F) / Btu$$

De la Tabla 5.3 (Ver nota *a*), la razón de la segunda a la primera caída de presión es:

$$(\Delta P_o)_2 = (f) (\Delta P_o)_1 \quad (5.17)$$

Usando los valores base de la Tabla 5.4 para las condiciones $(\Delta P_o)_1$. Se obtiene el número de filas de tubos cruzados entre las ventanas centradas del deflector, como se muestra en el ejemplo de la Figura 5.1.

$RC_2 = N_1 * (RC_1 = 10 \text{ por nota en la Tabla 5.4})$. Se obtiene el número de flujo cruzado, el cual es uno más que el número de deflectores según cada diseño de intercambiador. $N_1 = N^{\circ} \text{deflectores} + 1$

$SP_2 = N_2 * (SP_1 = 1 \text{ según nota de la Tabla 5.4, ya que } (\Delta P_o)_1 \text{ es para un espacio de deflector})$. $N_2 = \text{Número de espacio de deflector}$.

$$f = \left(\frac{\mu_2}{\mu_1} \right)^{0.15} \left(\frac{G_2}{G_1} \right)^{1.85} \left(\frac{\rho_1}{\rho_2} \right) \left(\frac{D_{o1}}{D_{o2}} \right)^{0.15} \left(\frac{SP_2}{SP_1} \right) \left(\frac{RC_2}{RC_1} \right) \quad (5.18)$$

6. Se calcula la resistencia del metal del tubo.

$$r_w = \frac{D_o}{24k_w} \left[\ln \left(\frac{D_o}{D_i} \right) \right] \quad (5.19)$$

k_w : se obtiene a partir de la Tabla 5.1

D_o : Diámetro externo del tubo, pulgada.

D_i : Diámetro interno del tubo, pulgada.

7. Se calcula el coeficiente de transferencia de calor global.

$$\sum r = r_i \left(\frac{A_o}{A_i} \right) + r_o + r_w + r_{fo} + r_{fi} \left(\frac{A_o}{A_i} \right) \quad (5.20)$$

$$U = \frac{1}{\sum r} \quad (5.21)$$

8. Se compara el coeficiente de transferencia de calor requerido calculado en el paso 3 con el valor calculado en el paso 7.

Tabla 5.1 Conductividad térmica típica de metales, kw

Material	Btu / [(h*pie ² °F)/pie]			
	Temperatura del Metal			
	200 °F	400 °F	600 °F	800 °F
Aluminio templado, 3003	104	106	--	--
Acero al carbono	29	28	26	24
Acero carbono molibdeno (1/2%)	25	25	24	22
Acero, Cr 21/4, 1% Mo	21	22	21	20
Cr 13	16	16	16	16
Acero inoxidable 304	9.3	10	11	12
Admiralty	70	79	89	--
Cobre	225	224	223	--
Cu-Ni 90/10	30	34	42	49
Cu-Ni 70/30	18	21	25	30
Níquel	39	35	33	33
Aleación 825 (NiFeCrMoCu)	7.1	8.1	9.1	10
Titanio	12	11.5	11.2	11.2

Extracto de las Normas TEMA

Fuente: GPSA Engineering data book

Tabla 5.2 Coeficientes de transferencia de calor típicos, U, resistencia de ensuciamiento, r_f

Servicio y (r_f)	U	Servicio y (r_f)	U
Agua (0.002)			
Gas a 100 psi (0.001)	35-40	Rico en HC (0.001) / Pobre en HC (0.002)	80-100
Gas a 300 psi (0.001)	40-50	$C_{3(liq)}/C_{3(liq)}$ (0.001)	110-130
Gas a 700 psi (0.001)	60-70	MEA/MEA (0.002)	120-130
Gas a 1000 psi (0.001)	80-100	Gas a 100 psi/Gas a 500 psi	50-70
Kerosene (0.001)	80-90	Gas a 1000 psi/Gas a 1000 psi	60-80
MEA (0.002)	130-150	Gas a 1000 psi/cond. C_3 (0.001)	60-80
Aire (0.002)	20-25	Vapor (0.0005) Rehervidor	140-160
Agua (0.001)	180-200	Hidrocarburo caliente (0.002) Rehervidor	90-120
Condensados con		Fluido transferencia de calor (0.001) Rehervidor	80-110
Agua (0.002)	125-135		
C_3 - C_4 (0.001)	70-80		
Nafta (0.001)	70-80		
Amina	100-110		

U en Btu/(h*pie²*°F)
 r_f en (h*pie²*°F)/Btu

Fuente: GPSA Engineering data book

Tabla 5.3 Variables en funcionamiento de intercambiadores

Variable ^(*)	Régimen de Flujo	$r_2 = (f)*(r_1)^{(a)}$		$\Delta P_2 = (f)*(\Delta P_1)^{(a)}$	
		Coraza (f)	Tubo(f)	Coraza (f)	Tubo(f)
Viscosidad	Turbulento	$(\mu_2/\mu_1)^{0.27}$	$(\mu_2/\mu_1)^{0.27}$	$(\mu_2/\mu_1)^{0.15}$	$(\mu_2/\mu_1)^{0.2}$
Viscosidad - volumen para corrección de pared	Línea de corriente		$[(\mu_1/\mu_2)(\mu_{w2}/\mu_{w1})]^{0.1}$		(μ_2/μ_1)
Conductividad térmica	Turbulento o línea de corriente	$(\kappa_1/\kappa_2)^{0.67}$	$(\kappa_1/\kappa_2)^{0.67}$		
Capacidad calorífica específica	Turbulento o línea de corriente	$(C_{p1}/C_{p2})^{0.3}$	$(C_{p1}/C_{p2})^{0.33}$		
Velocidad másica (o flujo másico)	Turbulento	$(G_1/G_2)^{0.6}$	$(G_1/G_2)^{0.8}$	$(G_2/G_1)^{1.85}$	$(G_2/G_1)^{1.8}$
	Línea de corriente		$(G_1/G_2)^{0.33}$		(G_2/G_1)
Densidad	Turbulento o línea de corriente			ρ_1/ρ_2	ρ_1/ρ_2
Diámetro del tubo	Turbulento	$(D_{o2}/D_{o1})^{0.4}$	$(D_{i2}/D_{i1})^{0.2}$	$(D_{o1}/D_{o2})^{0.1}$	$(D_{i1}/D_{i2})^{1.2}$
Diámetro del tubo	Línea de corriente		$(D_{i2}/D_{i1})^{0.33}$		$(D_{i1}/D_{i2})^2$
longitud del tubo	Línea de corriente		$(L_2/L_1)^{0.33}$		
Pasos de Tubos	Turbulento o línea de corriente				(N_{p2}/N_{p1})
N° de espacios de deflector	Turbulento o línea de corriente			SP ₂ /SP ₁	
N° de tubos de filas cruzada ^(b)				RC ₂ /RC ₁	

^(*) Use la unidad constante para cualquier variable en ambos casos.^(a) f es la proporción del nuevo valor al viejo valor para una variable dada. El total es el producto de f s individual.^(b) Número de filas de tubos expuestos para flujo cruzado (como opuesto para flujo en paralelo). Este número es determinado por el deflector y geometría del dispositivo.

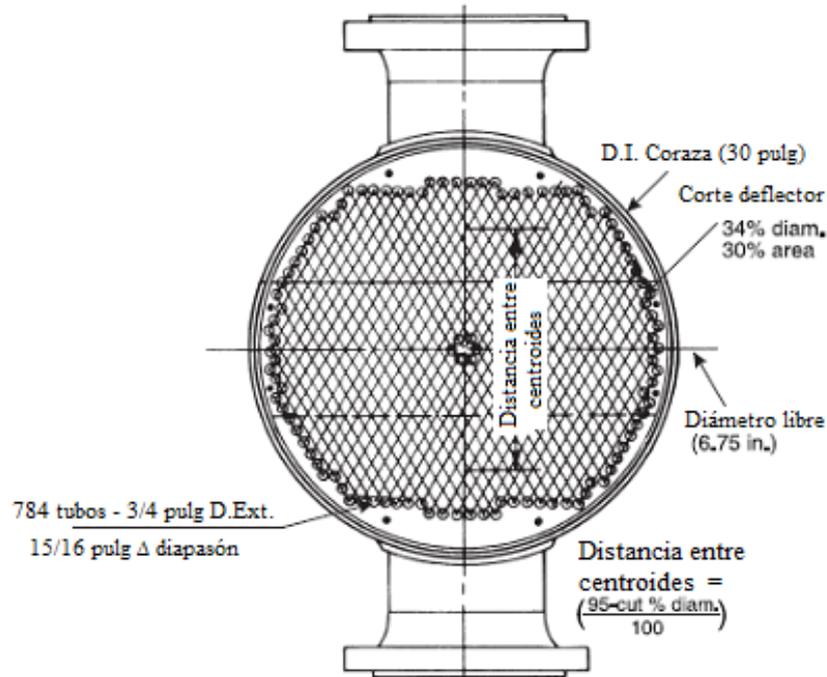
Fuente: GPSA Engineering data book

Tabla 5.4 Variables bases, obtenidos según la Tabla 5.3

Fluido	Regimen de Flujo	Local r	Lado tubo (un paso)						
			k	Cp	ρ	$\Delta P/\text{pie}$	$\mu^{(2)}$	G _i	D _i
Agua	Turbulento	0.0009	0.358	1.0	62.1	0.068	0.764	265	0.62
Hidrocarburo	Turbulento	0.0038	0.0788	0.5	46.9	0.061	0.726	185	0.495
Metano	Turbulento	0.0058	0.02	0.54	0.27	0.137	0.0113	31.2	0.62
Hidrocarburo	Corriente de Línea	0.049	0.0716	0.526	51.3	(4)	(3)	42.3	0.834
Lado coraza									
			k	Cp	ρ	$\Delta P^{(6)}$	$\mu^{(5)}$	G _o ⁽⁷⁾	D _o
Agua	Turbulento	0.0005	0.395	1.007	59.8	0.23	0.282	156.7	0.625
Hidrocarburo	Turbulento	0.0028	0.0762	0.557	46.8	0.25	0.549	132.4	0.625
Metano	Turbulento	0.0038	0.037	0.655	0.23	0.09	0.0182	6.19	0.625

Fuente: GPSA Engineering data book

Figura 5.1 Detalles de los resultados del diseño de un intercambiador de calor



Pérdidas - Use Tolerancia TEMA	
Hueco de tubo = $576 \times 0.75 \times 1/64 \pi$	= 21.2 pulg ²
Grieta de Coraza = $30 \pi \times 0.175 \times 0.60$	= 9.2 pulg ²
	31.1 pulg ²
Flujo de área de ventana	
área de ventana = $(0.237)(30)^2$	= 213.3 pulg ²
tubos en ventana = $(208)(0.785)(0.75)^2$	= 91.8 pulg ²
	121.5 pulg ²
	31.1 pulg ²
	152.6 pulg ²
Flujo de área cruzado	
área libre = $6.75 \times 18 \frac{5}{8}$	= 125.7 pulg ²
Fuga	= 31.1 pulg ²
Flujo de área cruzado neto	= 156.8 pulg ²
BP = Diapasón de deflector = $18 \frac{5}{8}$ "	
FD = Diámetro libre = 6.75"	
Nota: área de ventana = flujo de área cruzado	

Fuente: GPSA Engineering data book

Tabla 5.5 Datos de Tubos para intercambiadores de calor y condensadores

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg ²	Superficie por pie lineal, pies ²		Peso por pie lineal, lb de acero
					Exterior	Interior	
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329
	18	0.049	0.402	0.1270		0.1052	0.258
	20	0.035	0.430	0.1450		0.1125	0.190
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587	0.571
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707	0.401
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.610
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.470
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.360
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.230
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.140
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.000
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710
	17	0.058	0.884	0.613		0.2314	0.639
18	0.049	0.902	0.639	0.2361	0.545		
1 1/4	8	0.165	0.920	0.665	0.3271	0.2409	2.090
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498	1.910
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572	1.750
	11	0.120	1.010	0.800		0.2644	1.580
	12	0.109	1.030	0.836		0.2701	1.450
	13	0.095	1.060	0.884		0.2775	1.280
	14	0.083	1.080	0.923		0.2839	1.130
	15	0.072	1.110	0.960		0.2896	0.991
	16	0.065	1.120	0.985		0.2932	0.900
	17	0.058	1.130	1.010		0.2969	0.808
18	0.049	1.150	1.040	0.3015	0.688		
1 1/2	8	0.165	1.170	1.075	0.3925	0.3063	2.570
	9	0.148	1.200	1.140		0.3152	2.340
	10	0.134	1.230	1.190		0.3225	2.140
	11	0.120	1.260	1.250		0.3299	1.980
	12	0.109	1.280	1.290		0.3356	1.770
	13	0.095	1.310	1.350		0.3430	1.560
	14	0.083	1.330	1.400		0.3492	1.370
	15	0.072	1.360	1.440		0.3555	1.200
	16	0.065	1.370	1.470		0.3587	1.090
	17	0.058	1.380	1.500		0.3623	0.978
18	0.049	1.400	1.540	0.3670	0.831		

Fuente: Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern

Tabla 5.6 Disposición de los espejos de tubos. Cuenta de tubos – Arreglo triangular

Tubos de 3/4" Diámetro Externo, arreglo triangular de 15/16 plg						Tubos de 3/4" Diámetro Externo, arreglo triangular de 1 plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	36	32	26	24	18	8	37	30	24	24	
10	62	56	47	42	36	10	61	52	40	36	
12	109	98	86	82	78	12	92	82	76	74	70
13¼	127	114	96	90	86	13¼	109	106	86	82	74
15¼	170	160	140	136	128	15¼	151	138	122	118	110
17¼	239	224	194	188	178	17¼	203	196	178	172	166
19¼	301	282	252	244	234	19¼	262	250	226	216	210
21¼	361	342	314	306	290	21¼	316	302	278	272	260
23¼	442	420	386	378	364	23¼	384	376	352	342	328
25	532	506	468	446	434	25	470	452	422	394	382
27	637	602	550	536	524	27	559	534	488	474	464
29	721	692	640	620	594	29	630	604	556	538	508
31	847	822	766	722	720	31	745	728	678	666	640
33	974	938	878	852	826	33	856	830	774	760	732
35	1102	1068	1004	988	958	35	970	938	882	864	848
37	1240	1200	1144	1104	1078	37	1074	1044	1012	986	870
39	1377	1330	1258	1248	1218	39	1206	1176	1128	1100	1078
Tubos de 1" Diámetro Externo, arreglo triangular de 1 1/4 plg						Tubos de 1 1/4" Diámetro Externo, arreglo triangular de 1 9/16 plg					
8	21	16	16	14		10	20	18	14		
10	32	32	26	24		12	32	30	26	22	20
12	55	52	48	46	44	13¼	38	36	32	28	26
13¼	68	66	58	54	50	15¼	54	51	45	42	38
15¼	91	86	80	74	72	17¼	69	66	62	58	54
17¼	131	118	106	104	94	19¼	95	91	86	78	69
19¼	163	152	140	136	128	21¼	117	112	105	101	95
21¼	199	188	170	164	160	23¼	140	136	130	123	117
23¼	241	232	212	212	202	25	170	164	155	150	140
25	294	282	256	252	242	27	202	196	185	179	170
27	349	334	302	296	286	29	235	228	217	212	202
29	397	376	338	334	318	31	275	270	255	245	235
31	472	454	430	424	400	33	315	305	297	288	275
33	538	522	486	470	454	35	357	938	882	864	815
35	608	592	562	546	532	37	407	1044	1012	986	957
37	674	664	632	614	598	39	449	436	425	419	407
39	766	736	700	688	672						
Tubos de 1 1/2" Diámetro Externo, arreglo triangular de 1 7/8 plg											
12	18	14	14	12	12						
13¼	27	22	18	16	14						
15¼	36	34	32	30	27						
17¼	48	44	42	38	36						
19¼	61	58	55	51	48						
21¼	76	72	70	66	61						
23¼	95	91	86	80	76						
25	115	110	105	98	95						
27	136	131	125	118	115						
29	160	154	147	141	136						
31	184	177	172	165	160						
33	215	206	200	190	184						
35	246	238	230	220	215						
37	275	268	260	252	246						
39	307	299	290	284	275						

Fuente: Procesos de transferencia de calor, Donald Q. Kern

5.1.1 Intercambiador de Calor Gasolina Natural y LGN

Número de cascos	1	posición horizontal
Diámetro interior casco	0.991 m	(39 pulgadas)
Longitud	9.144 m	(30 pies)
Número de tubos	1 305	
Diámetro exterior (O.D.) de tubo	0.019 m	(3/4 pulgada)
Espesor de tubo	0.002 m	(0.065 pulgada)
Área de transferencia	714 m ²	(7,688 pies cuadrados)
Pitch	0.024 m	(15/16 pulgada)
BWG	16	
Espaciado entre deflectores	0.635 m	(25 pulgadas)
Número de espacios de deflectores (SP)	14	

FLUIDO		Lado Casco	Lado Tubo
Nombre de Fluido		Gasolina Natural	Carga - LGN
Cantidad de Fluido, Total	<i>Kg/h</i>	89,875	227,175
Gas (In/Out)	<i>Kg/h</i>	---	---
Líquido	<i>Kg/h</i>	89,875	227,175
Temperatura ingreso	<i>°C</i>	173.9	26.7
Temperatura salida	<i>°C</i>	35	88.3
Temperatura Calórica	<i>°C</i>	115	52.8
Viscosidad, Líquido	<i>mPa*seg</i>	0.149	0.150
C_p , calor específico	<i>Kcal/(Kg*°C)</i>	0.632	0.564
κ , Conductividad térmica	<i>Kcal/(h*m*°C)</i>	0.0376	0.0450
Presión ingreso	<i>KPa</i>	1,034.2	2,068.4
ΔP calculado	<i>KPa</i>	3.4	0.7
Ensuciamiento (mínimo)		0.001	0.001
Densidad (ρ)	<i>Kg/m³</i>	589.317	674.214
Peso molecular	<i>Kg/Kgmol</i>	91.606	69.919
Calor de Intercambiador	<i>Kcal/h</i>	7 891,132	
LMTD	<i>°C</i>	15.4	

Realizando el cálculo para cada uno de los pasos en el diseño de intercambiadores, tenemos $U_{requerido} = 13.959 \text{ Kcal/h*m}^2*\text{°C}$.

5.1.2 Intercambiador de Calor de Destilados medios y LGN

Número de cascos	1	posición horizontal
Diámetro interior casco	0.686 m	(27 pulgadas)
Longitud	9.144 m	(30 pies)
Número de tubos	590	
Diámetro exterior (O.D.) de tubo	0.019 m	(3/4 pulgada)
Espesor de tubo	0.002 m	(0.065 pulgada)
Área de transferencia	323 m ²	(3,476 pies cuadrados)
Pitch	0.024 m	(15/16 pulgada)
BWG	16	
Espaciado entre deflectores	0.432 m	(17 pulgadas)
Número de espacios de deflectores (SP)	21	

FLUIDO		Lado Casco	Lado Tubo
Nombre de Fluido		Destilados medios	Carga - LGN
Cantidad de Fluido, Total	<i>Kg/h</i>	39,191	227,175
Gas (In/Out)	<i>Kg/h</i>	---	---
Líquido	<i>Kg/h</i>	39,191	227,175
Temperatura ingreso	<i>°C</i>	329.4	88.3
Temperatura salida	<i>°C</i>	93.3	133.9
Temperatura Calórica	<i>°C</i>	228.9	107.8
Viscosidad, Líquido	<i>mPa*seg</i>	0.188	0.105
C_p , calor específico	<i>Kcal/(Kg*°C)</i>	0.699	0.626
κ , Conductividad térmica	<i>Kcal/(h*m*°C)</i>	0.0389	0.0349
Presión ingreso	<i>KPa</i>	1,034.2	2,068.4
ΔP calculado	<i>KPa</i>	3.4	3.0
Ensuciamiento (mínimo)		0.001	0.001
Densidad (ρ)	<i>Kg/m³</i>	623.756	657.395
Peso molecular	<i>Kg/Kgmol</i>	167.771	69.919
Calor de Intercambiador	<i>Kcal/h</i>	6 476,345	
LMTD	<i>°C</i>	34.5	

Realizando el cálculo para cada uno de los pasos en el diseño de intercambiadores, tenemos $U_{\text{requerido}} = 16.067 \text{ Kcal/h*m}^2*\text{°C}$.

5.1.3 Intercambiador de Calor Therminol 72 y LGN

Número de cascos	1	posición horizontal
Diámetro interior casco	0.481 m	(19 ¼ pulgadas)
Longitud	9.144 m	(30 pies)
Número de tubos	246	
Diámetro exterior (O.D.) de tubo	0.019 m	(3/4 pulgada)
Espesor de tubo	0.002 m	(0.065 pulgada)
Área de transferencia	135 m ²	(1,451 pies cuadrados)
Pitch	0.024 m	(15/16 pulgada)
BWG	16	
Espaciado entre deflectores	0.305 m	(12 pulgadas)
Número de espacios de deflectores (SP)	14	

FLUIDO		Lado Casco	Lado Tubo
Nombre de Fluido		Therminol 72	Carga - LGN
Cantidad de Fluido, Total	<i>Kg/h</i>	120,694	227,175
Gas (In/Out)	<i>Kg/h</i>	---	---
Líquido	<i>Kg/h</i>	120,694	227,175
Temperatura ingreso	<i>°C</i>	371.1	133.9
Temperatura salida	<i>°C</i>	204.4	195.0
Temperatura Calórica	<i>°C</i>	300.6	160.0
Viscosidad, Líquido	<i>mPa*seg</i>	0.229	0.078
C_p , calor específico	<i>Kcal/(Kg*°C)</i>	0.553	0.686
κ , Conductividad térmica	<i>Kcal/(h*m*°C)</i>	0.0410	0.0450
Presión ingreso	<i>KPa</i>	689.5	2 068.4
ΔP calculado	<i>KPa</i>	72.4	11.0
Ensuciamiento (mínimo)		0.002	0.001
Densidad (ρ)	<i>Kg/m³</i>	824.948	617.349
Peso molecular	<i>Kg/Kgmol</i>	190.0	69.919
Calor de Intercambiador	<i>Kcal/h</i>	10 324,069	
LMTD	<i>°C</i>	97.7	

Realizando el cálculo para cada uno de los pasos en el diseño de intercambiadores,

tenemos $U_{\text{requerido}} = 25.708 \text{ Kcal/h*m}^2\text{*}^\circ\text{C}$.

5.1.4 Reboiler –Tipo Kettle: Therminol 72 y Destilados medios

Número de cascos	1	posición horizontal
Diámetro interior casco	0.889 m	(35 pulgadas)
Longitud	9.144 m	(30 pies)
Número de tubos	992	
Diámetro exterior (O.D.) de tubo	0.019 m	(3/4 pulgada)
Espesor de tubo	0.002 m	(0.065 pulgada)
Área de transferencia	543 m ²	(5,842 pies cuadrados)
Pitch	0.024 m	(15/16 pulgada)
BWG	16	
Espaciado entre deflectores	0.533 m	(21 pulgadas)
Número de espacios de deflectores (SP)	14	

FLUIDO		Lado Casco	Lado Tubo
Nombre de Fluido		Therminol 72	Destilados medios
Cantidad de Fluido, Total	<i>Kg/h</i>	475,608	263,988
Gas (In/Out)	<i>Kg/h</i>		224,797
Líquido	<i>Kg/h</i>	475,608	39,191
Temperatura ingreso	<i>°C</i>	371.1	318.3
Temperatura salida	<i>°C</i>	340.6	329.4
Temperatura Calórica	<i>°C</i>	358.3	322.8
Viscosidad, Líquido	<i>mPa*seg</i>	0.161	0.095
C_p , calor específico	<i>Kcal/(Kg*°C)</i>	0.591	0.795
λ , Calor Latente	<i>Kcal/Kg</i>		27.8
κ , Conductividad térmica	<i>Kcal/(h*m*°C)</i>	0.0383	0.0322
Presión ingreso	<i>KPa</i>	689.5	1,220.4
ΔP calculado	<i>KPa</i>	101.4	1.8
Ensuciamiento (mínimo)		0.002	0.001
Densidad (ρ)	<i>Kg/m³</i>	772.567	527.646
Peso molecular	<i>Kg/Kgmol</i>	190.0	167.771
Calor de Intercambiador	<i>Kcal/h</i>		8 573,065
LMTD	<i>°C</i>		9.6

Realizando el cálculo para cada uno de los pasos en el diseño de intercambiadores,

tenemos $U_{requerido} = 21.491 \text{ Kcal/h*m}^2*\text{°C}$.

5.2 AEROENFRIADORES

El diseño del aerofriador se realizó en bases a las siguientes consideraciones:

- El tipo de ventilador es de tipo forzado.
- Los ventiladores son accionados por un motor eléctrico.
- Los tubos estarán dispuestos en un arreglo triangular con una sección de 4 filas, debido a los requerimientos de transferencia de calor. El diámetro de los tubos seleccionados es de 1 pulgada calibre 12 BWG, pitch de tubo 0.064 m (2 ½ pulgada), disposición triangular (Δ), con un longitud de 9.144 m (30 pies) y aletas de 0.016 m (5/8 pulgada) de altura.

Tabla 5.7 Parámetros de diseño para los aerofriadores

Tipo de ventilador	Tiro forzado
Tipo de tubo	Acero al carbón BWG 12
Diámetro externo de los tubos (m)	0.025 m (1 pulgada)
Longitud del tubo (m)	9.144 m (30 pies)
Altura de aleta (m)	0.016 m (5/8 pulgada)
Número de pasos por los tubos	3
Número de filas	4

Temperatura de diseño del aire a la entrada del aerofriador: A la temperatura promedio del aire, a condiciones ambientales, se debe añadir un mínimo de 1.7 °C (3 °F) al tomar en cuenta que se pueda presentar recirculación, considerando también los meses más calientes del año se le añade 3.3 °C (6 °F) a la temperatura de diseño. Por lo tanto, para una temperatura promedio del aire de 81 °F, se tiene: $t_1 = 81 \text{ °F} + 3 \text{ °F} + 6 \text{ °F} = 90 \text{ °F}$.

$$C_{\text{aire}} = 0.16 \text{ Kcal/Kg}^\circ\text{C} \text{ (0.16 Btu/lb}^\circ\text{F)}$$

Primera Prueba:

1. Coeficiente de transferencia global asumido (U_x).
2. Calcular aproximadamente la temperatura del aire subida

$$\Delta t_a = \left(\frac{U_x + 1}{10} \right) \left(\frac{T_1 + T_2}{2} - t_1 \right) \quad (5.22)$$

3. Calculo del CMTD

$$LMTD = \frac{(T_1 - T_2) - (t_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}\right)} \quad (5.23)$$

$CMTD = f * (LMTD)$, f : se encuentra evaluando P y R de la Figura 5.2.

4. Calculo de la superficie requerida.

$$A_x = \frac{Q}{(U_x)(CMTD)} \quad (5.24)$$

5. Calculo del área de la cara usando el factor APSF (Ver Tabla 5.8).

$$F_a = \frac{A_x}{APSF} \quad (5.25)$$

6. Calculo del ancho de la unidad con la longitud del tubo asumido

$$Ancho = \frac{F_a}{L} \quad (5.26)$$

7. Calcular el número de tubos usando el factor APF de la Tabla 5.8.

$$N_t = \frac{A_x}{(APF)(L)} \quad (5.27)$$

8. Calcule en el lado tubo la velocidad másica, el número de pasos y lectura de A_t de la Tabla 5.9 para 1 in OD x 12 BWG.

$$G_t = \frac{144(W_t)(N_p)}{(3600)(N_t)(A_t)} \quad (5.28)$$

9. Calcular el número de Reynolds modificado.

$$N_R = \frac{(D_i)(G_t)}{\mu} \quad (5.29)$$

10. Calcular la caída de presión utilizando la ecuación de la Figura 5.5 y 5.6.

$$\Delta P_t = \frac{fYLN_p}{\phi} + BN_p \quad (5.30)$$

11. Calcule el coeficiente de película usando la ecuación de la Figura 5.6.

y $k \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3}$ de la Figura 5.4.

$$h_t = \frac{Jk \left(\frac{Cp\mu}{k} \right)^{1/3} \phi}{D_i} \quad (5.31)$$

12. Calcular la cantidad de aire

$$W_a = \frac{Q}{(0.16)(\Delta t_a)} \quad (5.32)$$

13. Calcular la velocidad másica de la cara de aire.

$$G_a = \frac{W_a}{F_a} \quad \text{lb/(h*pie}^2 \text{ de superficie de cara)} \quad (5.33)$$

14. Usar en el lado aire el coeficiente de la película de la Figura 5.7.

15. Calcule el coeficiente de transferencia global

$$\frac{A_x}{A_i} = \frac{(AR)(D_o)}{D_i} \quad (5.34)$$

AR = 21.4 pie²/pie² de la Tabla 5.8.

$$\frac{1}{U_x} = \left(\frac{1}{h_t} \right) \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{dt} \left(\frac{A_x}{A_i} \right) + r_{mx} + \frac{1}{h_a} \quad (5.35)$$

r_{mx} : es omitido de los cálculos, ya que la resistencia del metal es muy pequeña comparada a las otras resistencias.

Segunda prueba y subsecuentes: Si el U_x calculado en el paso 15 es igual o un poco mayor que el U_x asumido en el paso 1, y la caída de presión calculada en el paso 10 está

dentro de la caída de presión permitida, la solución es aceptable. Procedemos al paso 16. De otra manera, repetimos los pasos 1 al 15, como sigue:

1. Asumimos nuevo U_x entre el valor originalmente asumido en el paso 1 y el valor calculado en el paso 15.
2. Ajustamos el Δt_a incrementando Δt_a si el U_x calculado es mayor que el U_x asumido, o disminuimos Δt_a si el U_x calculado es menor que el U_x asumido.

16. Calcular el área mínima de ventiladores.

$$\text{Superficie - ventilador / ventilador} = FAPF = \frac{(0.40)(Fa)}{\#\text{ventiladores}} \quad (5.36)$$

17. Calcular el diámetro del ventilador

$$\text{Diámetro - ventilador} = \left[\frac{(4)(FAPF)}{\Pi} \right]^{0.5} \quad (5.37)$$

18. Calcular la caída de presión estática del aire usando F_p de la Figura 5.8 y D_R a la temperatura promedio de aire de la Figura 5.9.

$$\Delta P_a = \frac{(F_p)(N)}{D_R} \quad (5.38)$$

19. Calcule el volumen actual de aire usando D_R de aire del ventilador de ingreso

$$ACFM = \frac{W_a}{(D_R)(60)(0.0749)} \quad (5.39)$$

20. La presión total del ventilador se estima usando D_R de aire al ventilador y área de ventilador.

$$PF = \Delta P_a + \left[\frac{ACFM}{4005 \left(\frac{\Pi D^2}{4} \right)} \right]^2 (D_R) \text{ pulgadas de agua} \quad (5.40)$$

$$\text{Donde: } 4005 = \sqrt{\frac{2g\rho_w(3600)}{\rho_a * 12}} \text{ a } 70 \text{ }^\circ\text{F}$$

21. La Potencia de freno aproximado por ventilador, con el 70% de eficiencia del ventilador.

$$bhp = \frac{(ACFM/ventilador)(PF)}{(6356)(0.70)} \tag{5.41}$$

Donde el factor de conversión $6356 = \left(\frac{33,000 \text{ pies} - lb}{\text{min} * hp} \right) \left(\frac{12 \text{ pulg}}{1 \text{ pie}} \right) \left(\frac{\text{pie}^3}{62.3 lb} \right)$

Nota: 62.3 es el peso de un pie cúbico de agua a 60 °F.

Figura 5.2 Factores de corrección MTD (1 paso – Flujo cruzado, ambos fluidos puros)

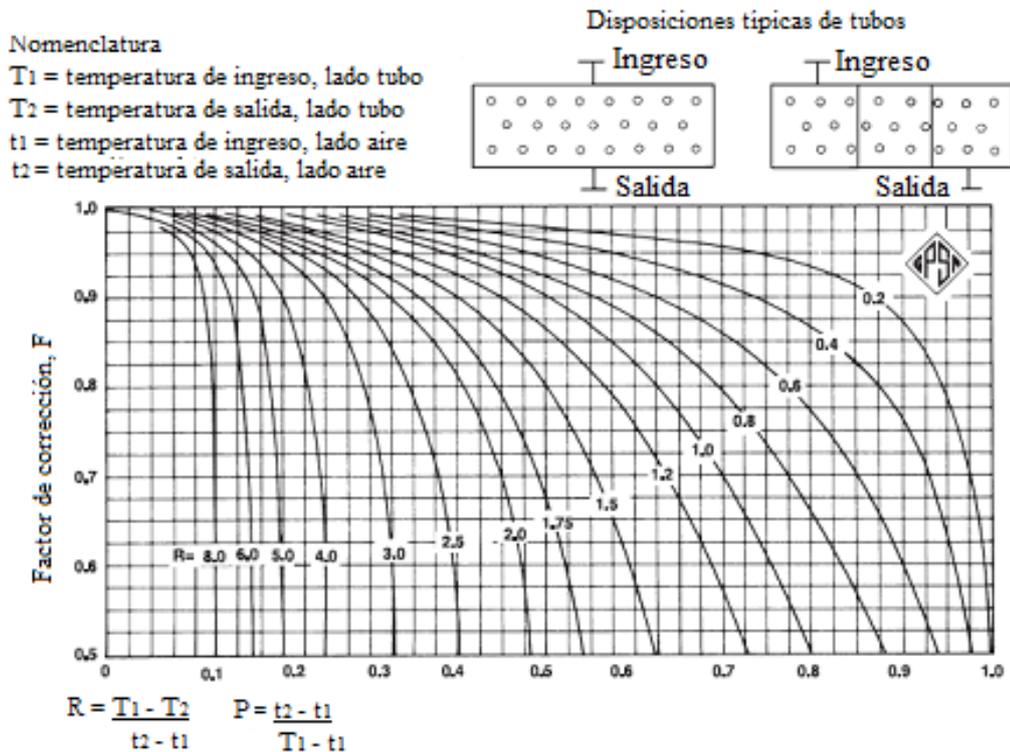


Tabla 5.8 Datos de aletas de tubos para tubos de 1 pulgada de diámetro externo

Altura de aleta por Aleta/pulgada	1/2 pulg. por 9		5/8 pulg. por 10		
APF, pie ² /pie	3.80		5.58		
AR, pie ² /pie ²	14.5		21.4		
Pitch Tubo	2 pulg. Δ	2 1/4 pulg. Δ	2 1/4 pulg. Δ	2 3/8 pulg. Δ	2 1/2 pulg. Δ
APSF (3 filas)	68.4	60.6	89.1	84.8	80.4
(4 filas)	91.2	80.8	118.8	113.0	107.2
(5 filas)	114.0	101.0	148.5	141.3	134.0
(6 filas)	136.8	121.2	178.2	169.6	160.8

Notas: APF es área total externo/pie de tubo aletado en pie²/pie. AR es la razón de área de tubo aletado comparado al área exterior de 1 pulgada de diámetro exterior de tubo vacío el cual tiene 0.262 pie²/pie de área de la cara del tubo

Fuente: GPSA Engineering data book

Figura 5.3 Factor de fricción para fluidos fluyendo en el interior de tubos

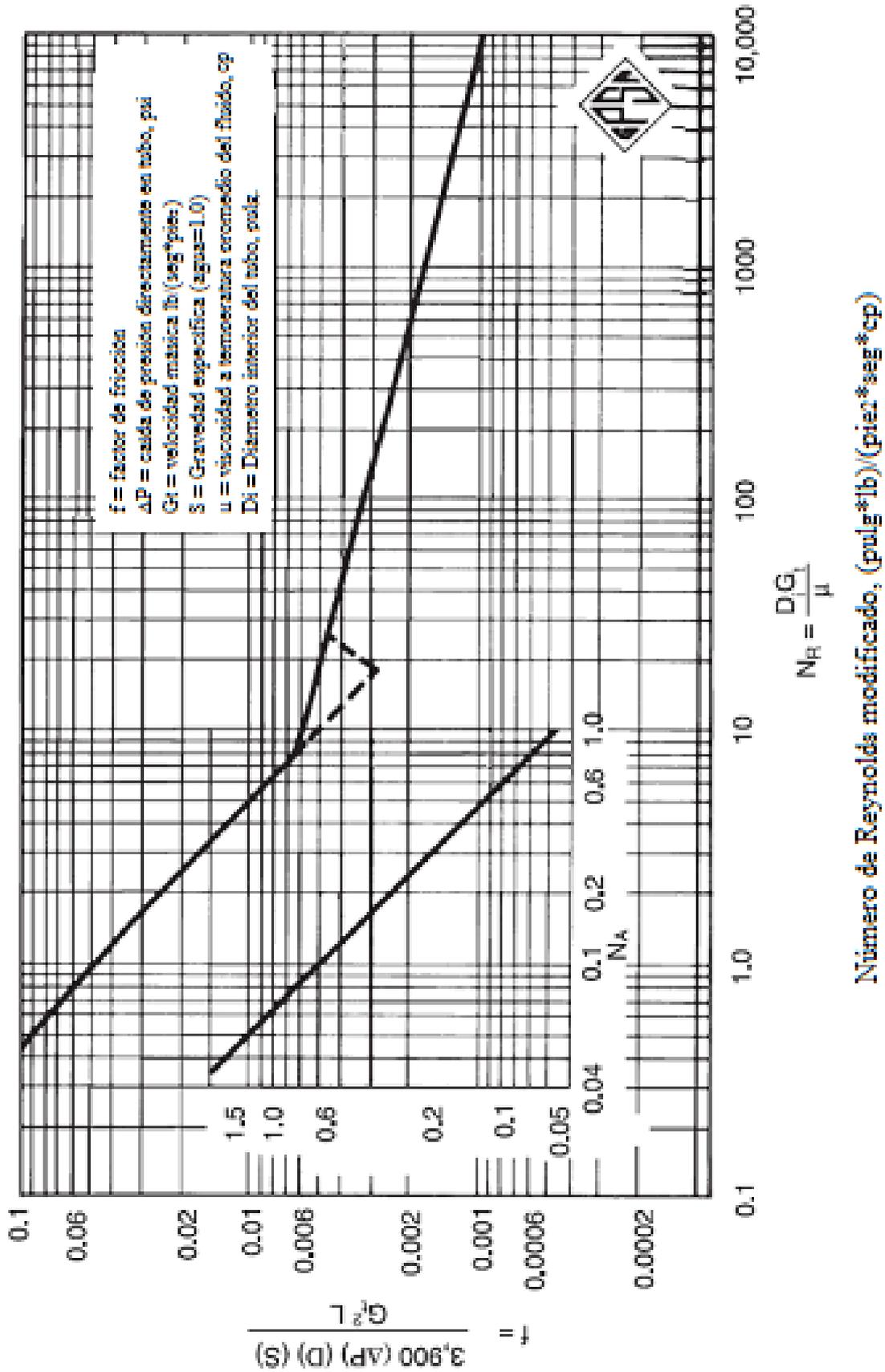


Figura 5.4 Factor de propiedades físicas para hidrocarburos líquidos

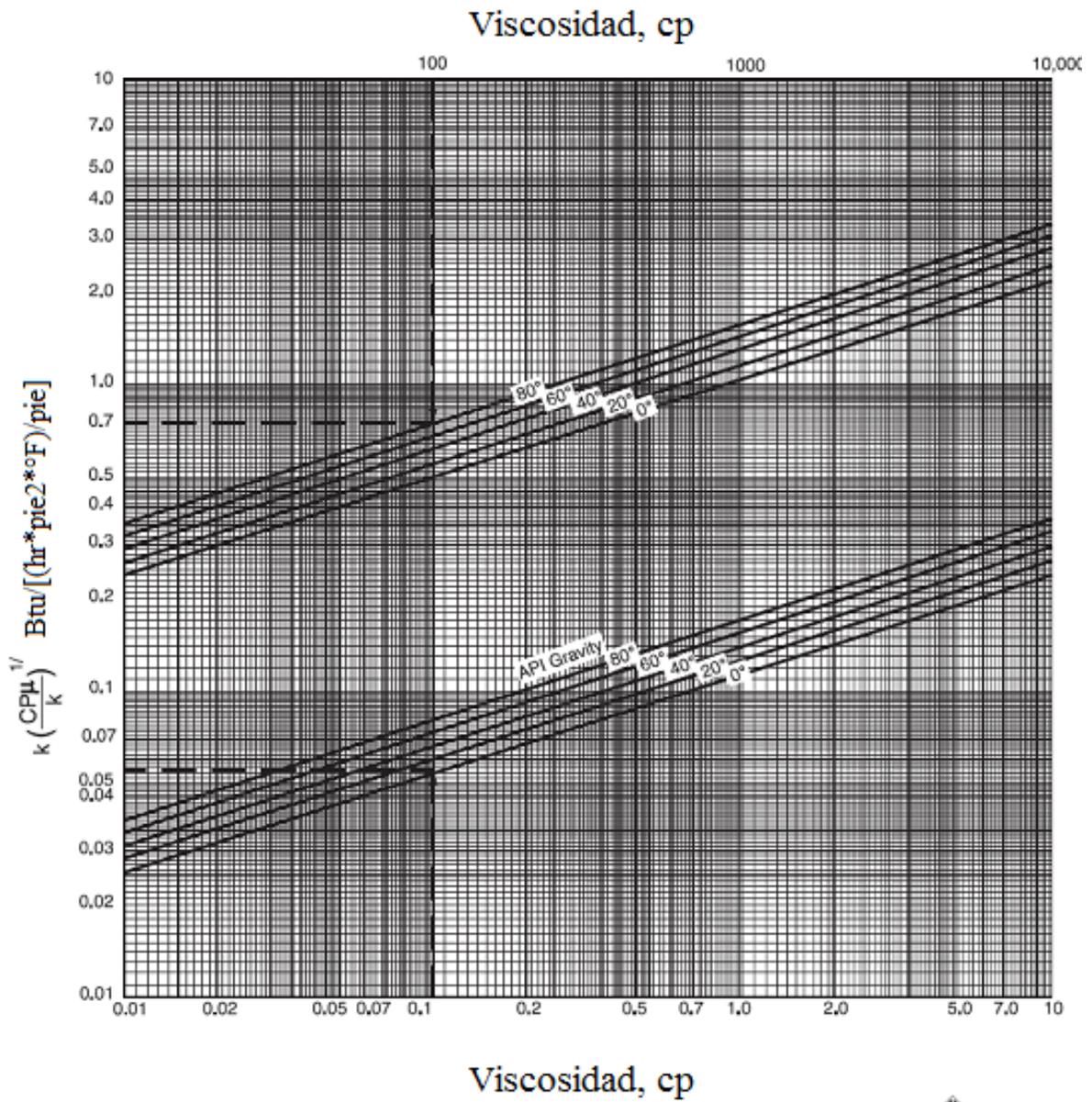


Figura 5.5 Caída de presión para fluidos fluyendo al interior de tubos

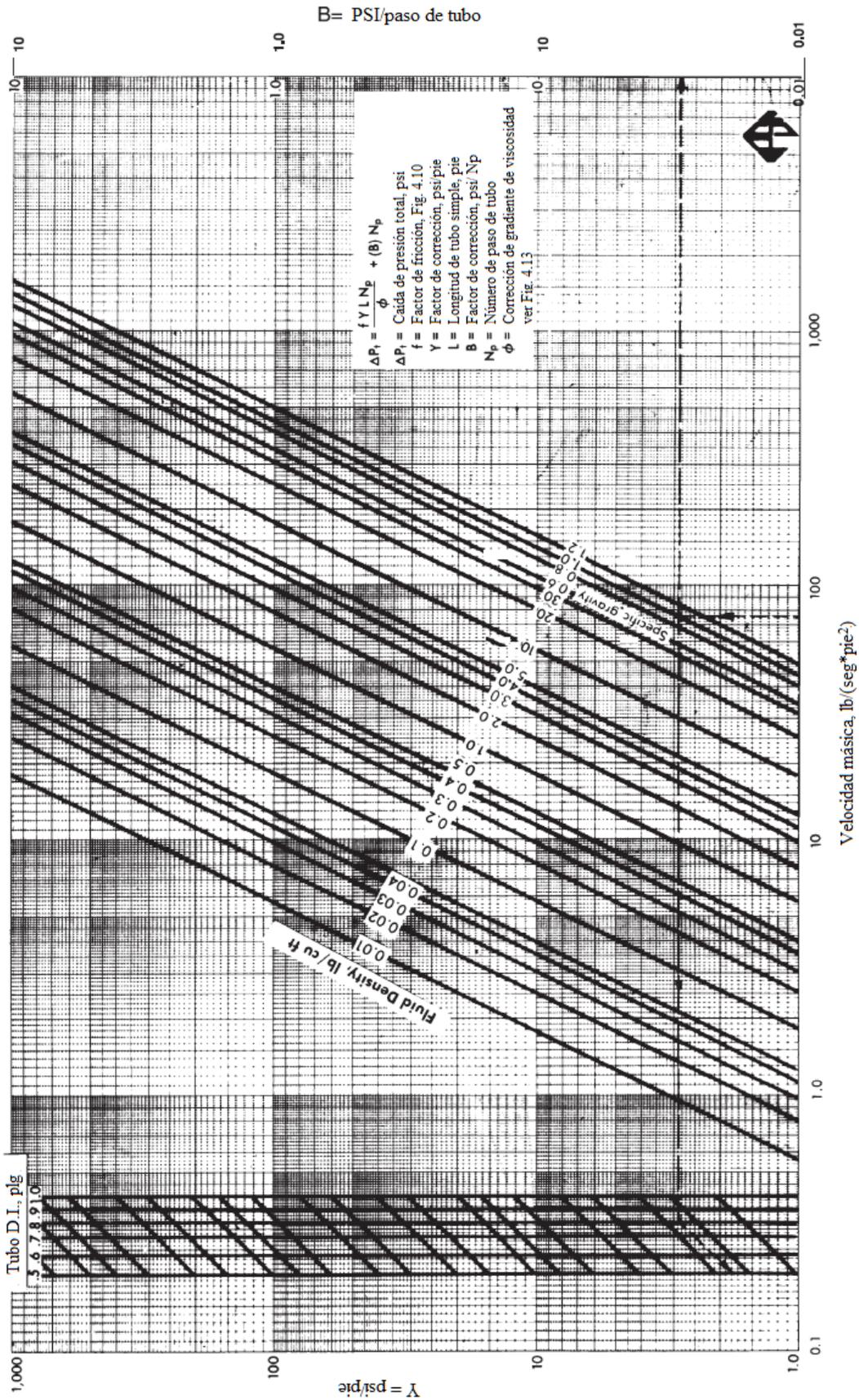
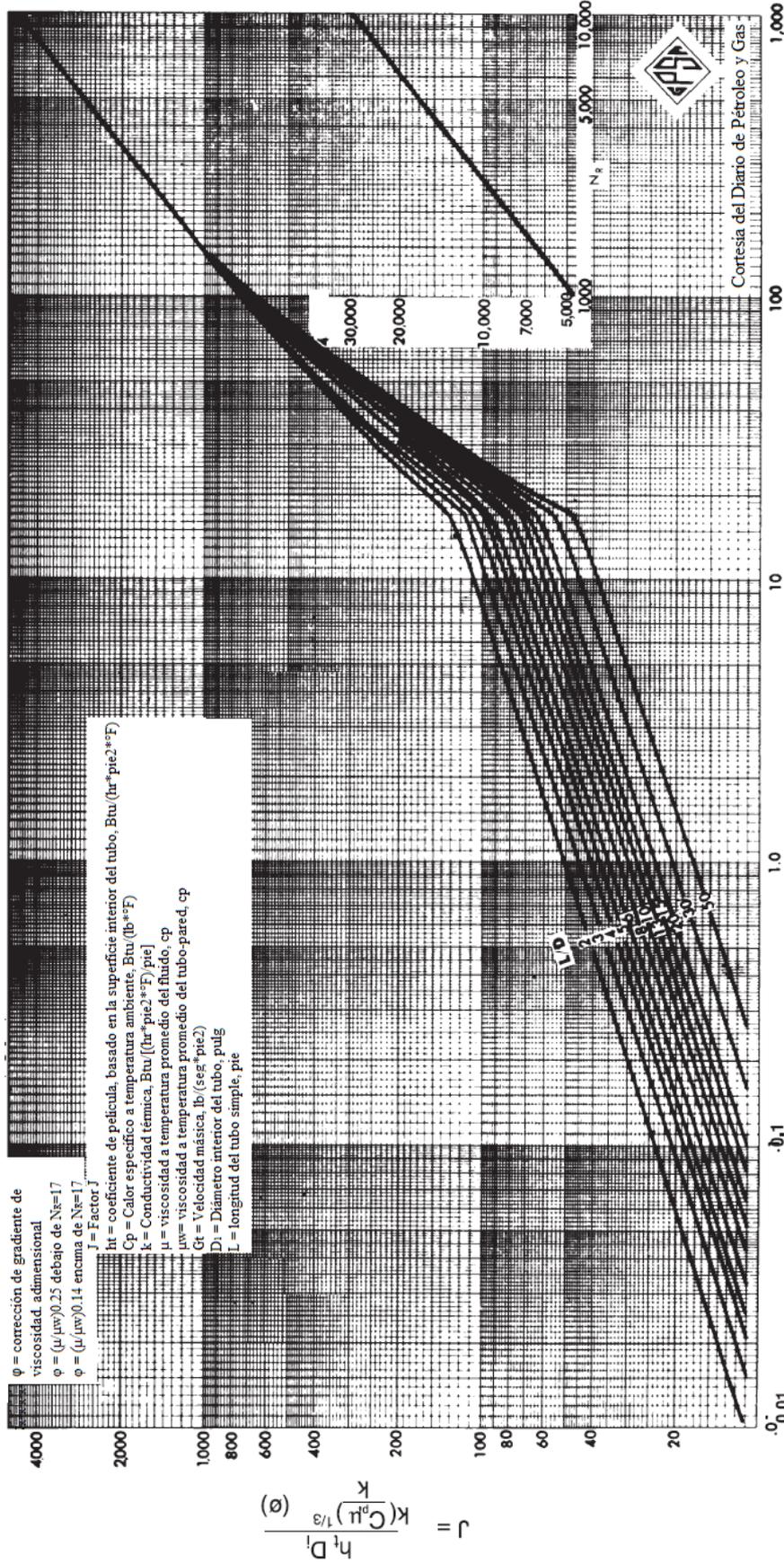


Figura 5.6 Correlación del factor J, para calcular el coeficiente de la película al interior, h



[Número de Reynolds modificado, (pulg*lb)/(pie²*seg*cp)]

Tabla 5.9 Características de tubería

Tubo D.E. pulgada	B.W.G Medida	Espesor pulgadas	Área interna pulg. ²	pie cuadrado Superficie Externa por pie longitud	pie cuadrado Superficie Interna por pie longitud	Peso por pie de longitud Acero libras *	Tubo D.I. pulgada	Momento de Inercia (pulgada ⁴)	Sección de Módulo (pulgada ³)	Radio de giro pulgada	Constante C**	D.E./D.I.	Área transversal del metal pulg. ²
1/4	22	0.0280	0.0295	0.0655	0.0508	0.066	0.194	0.00012	0.00098	0.0792	46	1.289	0.0195
1/4	24	0.0220	0.0333	0.0655	0.0539	0.054	0.206	0.00011	0.00083	0.0810	52	1.214	0.0159
1/4	26	0.0180	0.0360	0.0655	0.0560	0.045	0.214	0.00009	0.00071	0.0824	56	1.168	0.0131
1/4	27	0.0160	0.0373	0.0655	0.0570	0.040	0.218	0.00008	0.00064	0.0829	58	1.147	0.0117
3/8	18	0.0490	0.0603	0.0982	0.0725	0.171	0.277	0.00068	0.00360	0.1164	94	1.354	0.0502
3/8	20	0.0350	0.0731	0.0982	0.0798	0.127	0.305	0.00055	0.00290	0.1213	114	1.230	0.0374
3/8	22	0.0280	0.0799	0.0982	0.0835	0.104	0.319	0.00046	0.00250	0.1227	125	1.176	0.0305
3/8	24	0.0220	0.0860	0.0982	0.0867	0.083	0.331	0.00038	0.00200	0.1248	134	1.133	0.0244
1/2	16	0.0650	0.1075	0.1309	0.0969	0.302	0.370	0.00220	0.00860	0.1556	168	1.351	0.0888
1/2	18	0.0490	0.1269	0.1309	0.1052	0.236	0.402	0.00180	0.00720	0.1606	198	1.244	0.0694
1/2	20	0.0350	0.1452	0.1309	0.1126	0.174	0.430	0.00140	0.00560	0.1649	227	1.163	0.0511
1/2	22	0.0280	0.1548	0.1309	0.1162	0.141	0.444	0.00120	0.00460	0.1671	241	1.126	0.0415
5/8	12	0.1090	0.1301	0.1636	0.1066	0.602	0.407	0.00610	0.01970	0.1864	203	1.536	0.1770
5/8	13	0.0950	0.1486	0.1636	0.1139	0.537	0.435	0.00570	0.01830	0.1903	232	1.437	0.1580
5/8	14	0.0830	0.1655	0.1636	0.1202	0.479	0.459	0.00530	0.01700	0.1938	258	1.362	0.1410
5/8	15	0.0720	0.1817	0.1636	0.1259	0.425	0.481	0.00490	0.01560	0.1971	283	1.299	0.1250
5/8	16	0.0650	0.1924	0.1636	0.1296	0.388	0.495	0.00450	0.01450	0.1993	300	1.263	0.1140
5/8	17	0.0580	0.2035	0.1636	0.1333	0.350	0.509	0.00420	0.01340	0.2016	317	1.228	0.1030
5/8	18	0.0490	0.2181	0.1636	0.1380	0.303	0.527	0.00370	0.01180	0.2043	340	1.186	0.0890
5/8	19	0.0420	0.2298	0.1636	0.1416	0.262	0.541	0.00330	0.01050	0.2068	358	1.155	0.0770
5/8	20	0.0350	0.2419	0.1636	0.1453	0.221	0.555	0.00280	0.00910	0.2089	377	1.126	0.0650
3/4	10	0.1340	0.1825	0.1963	0.1262	0.884	0.482	0.01290	0.03440	0.2229	285	1.556	0.2600
3/4	11	0.1200	0.2043	0.1963	0.1335	0.809	0.510	0.01220	0.03260	0.2267	319	1.471	0.2380
3/4	12	0.1090	0.2223	0.1963	0.1393	0.748	0.532	0.01160	0.03090	0.2299	347	1.410	0.2200
3/4	13	0.0950	0.2463	0.1963	0.1466	0.666	0.560	0.01070	0.02850	0.2340	384	1.339	0.1960
3/4	14	0.0830	0.2679	0.1963	0.1529	0.592	0.584	0.00980	0.02620	0.2376	418	1.284	0.1740
3/4	15	0.0720	0.2884	0.1963	0.1587	0.520	0.606	0.00890	0.02380	0.2410	450	1.238	0.1530
3/4	16	0.0650	0.3019	0.1963	0.1623	0.476	0.620	0.00830	0.02210	0.2433	471	1.210	0.1400
3/4	17	0.0580	0.3157	0.1963	0.1660	0.428	0.634	0.00760	0.02030	0.2455	492	1.183	0.1260
3/4	18	0.0490	0.3339	0.1963	0.1707	0.367	0.652	0.00670	0.01780	0.2484	521	1.150	0.1080
3/4	20	0.0350	0.3632	0.1963	0.1780	0.269	0.680	0.00500	0.01340	0.2532	567	1.103	0.0790
1	8	0.1650	0.3526	0.2618	0.1754	1.462	0.670	0.03920	0.07840	0.3009	550	1.493	0.4300
1	10	0.1340	0.4208	0.2618	0.1916	1.237	0.732	0.03500	0.07000	0.3098	656	1.366	0.3640
1	11	0.1200	0.4536	0.2618	0.1990	1.129	0.760	0.03270	0.06540	0.3140	708	1.316	0.3320
1	12	0.1090	0.4803	0.2618	0.2047	1.037	0.782	0.03070	0.06150	0.3174	749	1.279	0.3050
1	13	0.0950	0.5153	0.2618	0.2121	0.918	0.810	0.02800	0.05590	0.3217	804	1.235	0.2700
1	14	0.0830	0.5463	0.2618	0.2183	0.813	0.834	0.02530	0.05070	0.3255	852	1.199	0.2390
1	15	0.0720	0.5755	0.2618	0.2241	0.714	0.856	0.02270	0.04550	0.3291	898	1.167	0.2100
1	16	0.0650	0.5945	0.2618	0.2278	0.649	0.870	0.02100	0.04190	0.3314	927	1.149	0.1910
1	18	0.0490	0.6390	0.2618	0.2361	0.496	0.902	0.01660	0.03320	0.3366	997	1.109	0.1460
1	20	0.0350	0.6793	0.2618	0.2435	0.360	0.930	0.01240	0.02470	0.3414	1060	1.075	0.1060
1 1/4	7	0.1800	0.6221	0.3272	0.2330	2.057	0.890	0.08900	0.14250	0.3836	970	1.404	0.6050
1 1/4	8	0.1650	0.6648	0.3272	0.2409	1.921	0.920	0.08470	0.13550	0.3880	1037	1.359	0.5650
1 1/4	10	0.1340	0.7574	0.3272	0.2571	1.598	0.982	0.07410	0.11860	0.3974	1182	1.273	0.4700
1 1/4	11	0.1200	0.8012	0.3272	0.2644	1.448	1.010	0.06880	0.11000	0.4018	1250	1.238	0.4260
1 1/4	12	0.1090	0.8365	0.3272	0.2702	1.329	1.032	0.06420	0.10270	0.4052	1305	1.211	0.3910
1 1/4	13	0.0950	0.8825	0.3272	0.2775	1.173	1.060	0.05790	0.09260	0.4097	1377	1.179	0.3450
1 1/4	14	0.0830	0.9229	0.3272	0.2838	1.033	1.084	0.05210	0.08330	0.4136	1440	1.153	0.3040
1 1/4	16	0.0650	0.9852	0.3272	0.2932	0.823	1.120	0.04260	0.06820	0.4196	1537	1.116	0.2420
1 1/4	18	0.0490	1.0420	0.3272	0.3016	0.629	1.152	0.03340	0.05340	0.4250	1626	1.085	0.1850
1 1/4	20	0.0350	1.0940	0.3272	0.3089	0.456	1.180	0.02470	0.03950	0.4297	1707	1.059	0.1340
1 1/2	10	0.1340	1.1920	0.3927	0.3225	1.955	1.232	0.13540	0.18060	0.4853	1860	1.218	0.5750
1 1/2	12	0.1090	1.2910	0.3927	0.3356	1.618	1.282	0.11590	0.15460	0.4933	2014	1.170	0.4760
1 1/2	14	0.0830	1.3980	0.3927	0.3492	1.258	1.334	0.09310	0.12410	0.5018	2181	1.124	0.3700
1 1/2	16	0.0650	1.4740	0.3927	0.3587	0.996	1.370	0.07560	0.10080	0.5079	2299	1.095	0.2930
2	11	0.1200	2.4330	0.5236	0.4608	2.410	1.760	0.31440	0.31440	0.6660	3795	1.136	0.7090
2	12	0.1090	2.4940	0.5236	0.4665	2.201	1.782	0.29040	0.29040	0.6697	3890	1.122	0.6470
2	13	0.0950	2.5730	0.5236	0.4739	1.934	1.810	0.25860	0.25860	0.6744	4014	1.105	0.5690
2	14	0.0830	2.6420	0.5236	0.4801	1.699	1.834	0.23000	0.23000	0.6784	4121	1.090	0.5000

* Los pesos están basados en el acero al carbono bajo con una densidad de 0.2833 libras/pulgada cuadrada. Para otros metales se multiplican por los factores siguientes:

Aluminio	0.35	Cobre de Aluminio	1.06
Titanio	0.58	Niquel-cromo-hierro	1.07
A.I.S.I. 400 Series Aceros inoxidables	0.99	Admiralty	1.09
A.I.S.I. 300 Series Aceros inoxidables	1.02	Niquel - Cobre Niquel	1.13
Bronce de Aluminio	1.04	Cobre y cupro-niquel	1.14

** Velocidad de líquido = libras por (tubo hora)/(C*Gravedad específica de líquido) en pie por segundo

Gravedad específica de agua a 60 °F = 1.0

Cortesía de TEMA

Fuente: GPSA Engineering data book

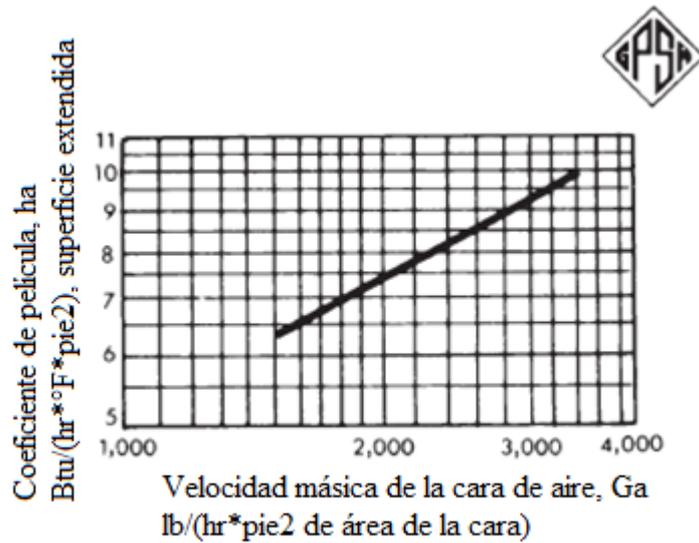
Tabla 5.10 Factor de corrección para fluidos viscosos dentro de los tubos

Factor de corrección *cuando $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$	Ver Figura 4.12
	<u>Factor de corrección ϕ</u>
1. Hidrocarburo gaseoso; vapor; agua	1.0
2. Hidrocarburo líquido (18 a 48 API), soluciones de MEA/DEA	0.96
3. Agua / soluciones de glicol; fluidos de transferencia de calor	0.92
4. Lubrificantes; fracciones de Hidrocarburos pesados (10 a 18 API)	0.85

Cuando $Nr < 17$, $\phi = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.25}$ Un número de Reynolds menor que 17 es únicamente probable para Lubrificantes o fracciones de Hidrocarburos pesados. El valor mínimo recomendado de ϕ para usar en el paso 10 es 0.80, a pesar de que el valor calculado pueda ser menor.

Fuente: GPSA Engineering data book

Figura 5.7 Coeficiente de película de aire



Las Figuras 5.7 y 5.8 aplican únicamente para 1 pulg. diámetro externo (OD), 5/8 pulg. alto, 10 fpi, 2 1/2 pulg. Δ paso de banco de tubos aletados.

Figura 5.8 Caída de presión estática de aire

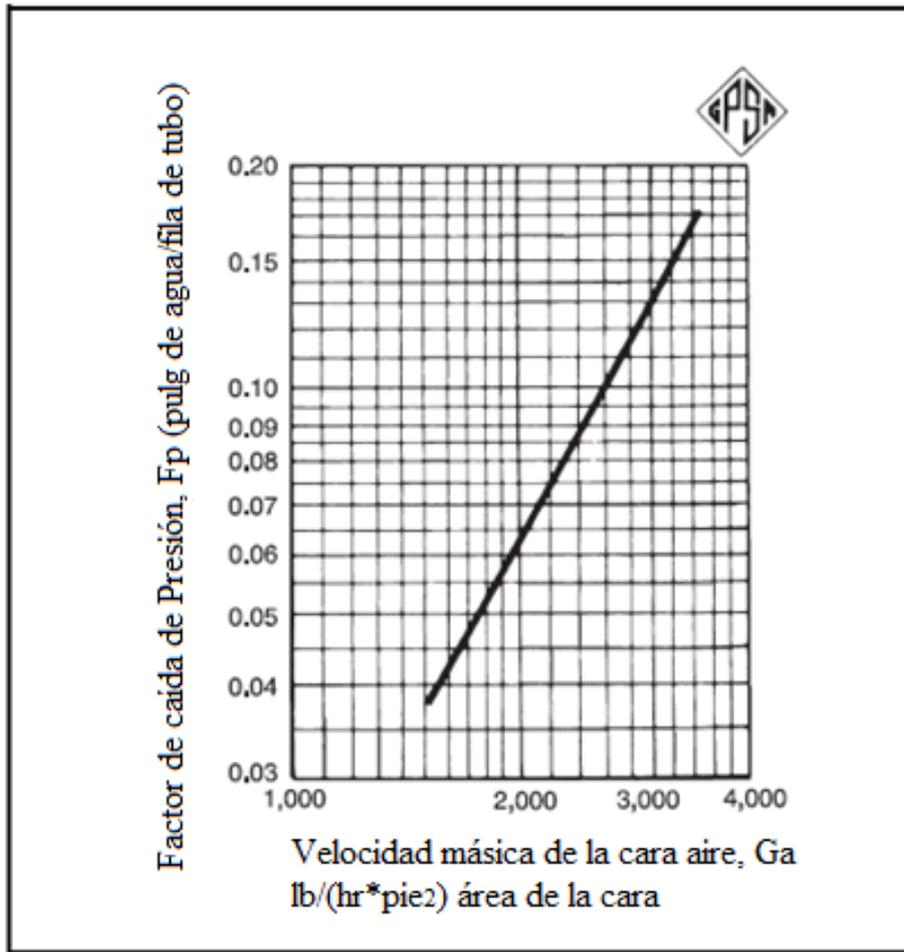
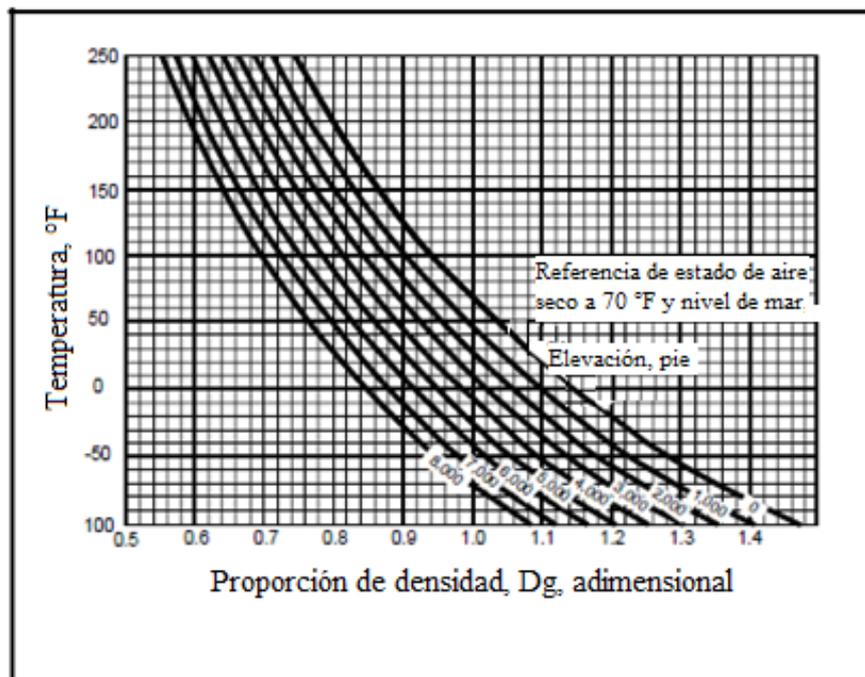


Figura 5.9 Cuadro de proporción de densidad de aire



Fuente: GPSA Engineering data book

5.2.1 Aeroenfriador de Destilados medios

Características de Fluido		Destilados medios (Lado Tubo)
Cantidad de Fluido, Total	Kg/h	39,191
Temperatura ingreso	°C	93.3
Temperatura salida	°C	35.0
Temperatura promedio	°C	64.4
Viscosidad, Líquido	mPa*seg	0.700
C_p , calor específico	Kcal/(Kg°C)	0.528
Presión ingreso	KPa	1,034.2
ΔP calculado	KPa	3.4
Ensuciamiento (mínimo)		0.001
Calor de Enfriador	Kcal/h	1 206,393
Número de pasos N_p		3
Número de ventiladores		2
Densidad (ρ)	Kg/m ³	751.904
Peso molecular	Kg/Kgmol	167.771

Luego de resolver de manera iterativa según los pasos anteriores de diseño, tenemos $U_x = 2.2$.

$$\Delta t_a = 10 \text{ °C (18 °F)}$$

LMTD = 29.9 °F, (Ver Fig. 5.2: R = 5.83, P = 0.16; entonces, factor = 0.92)

CMTD = 27.5 °F, tubos de 3 pasos

APSF = 107.2, APF = 5.58

$N_{\text{tubos}} = 473$

Velocidad másica en los tubos = 222.6 Kg/m²*s (45.6 lb/pie²*s)

Velocidad másica de aire = 11,003.5 Kg/m²*h (2,253.7 lb/pie²*h)

FAPF = 13.750 m² (148 pie²), 2 ventiladores utilizados

Diámetro del ventilador = 4.267 m (14 pies)

ACFM = 385 523 (Total), por ventilador 192 762

PF = 0.41 pulgadas de agua

bhp = 11,412 Kcal/h (17.8 hp)

El motor del ventilador real necesario para el reductor de velocidad requiere una eficiencia de 92%, 12,374 Kcal/h (19.3 hp); y para esta aplicación: (24.6 pie) (30 pie) = 738 pie² (68.562 m²)

(68.562 m²)(APSF) = 7,349.846 m² (79,114 pie²), área de superficie extendida

Por lo tanto, esta unidad debe tener una superficie extendida de 7,349.846 m², dos ventiladores de 4.267 m de diámetro, y dos ventiladores con 12,374 Kcal/h.

5.2.2 Aeroenfriador GLP

Características de Fluido		GLP (Lado Tubo)
Cantidad de Fluido, Total	<i>Kg/h</i>	98,109
Temperatura ingreso	<i>°C</i>	57.8
Temperatura salida	<i>°C</i>	43.3
Temperatura promedio	<i>°C</i>	50.6
Viscosidad, Líquido	<i>mPa*seg</i>	0.098
C_p , calor específico	<i>Kcal/(Kg°C)</i>	0.640
Presión ingreso	<i>KPa</i>	1,034.2
ΔP calculado	<i>KPa</i>	82.7
Ensuciamiento (mínimo)		0.001
Calor de Enfriador	<i>Kcal/h</i>	910,452
Número de pasos N_p		3
Número de ventiladores		2
Densidad (ρ)	<i>Kg/m³</i>	473.664
Peso molecular	<i>Kg/Kgmol</i>	48.225

Luego de resolver de manera iterativa según los pasos anteriores de diseño, tenemos $U_x = 6.2$.

$$\Delta t_a = 13.3 \text{ °C (24 °F)}$$

LMTD = 21.0 °F, (Ver Fig. 5.2: R = 1.08, P = 0.52; entonces, factor = 0.88)

CMTD = 18.5 °F, tubos de 3 pasos

APSF = 107.2, APF = 5.58

$N_{\text{tubos}} = 188$

Velocidad másica en los tubos = 1,403.2 Kg/m²*s (287.4 lb/pie²*s)

Velocidad másica de aire = 15,617.9 Kg/m²*h (3,198.8 lb/pie²*h)

FAPF = 5.481 m² (59 pie²), 2 ventiladores utilizados

Diámetro del ventilador = 2.743 m (9 pies)

ACFM = 217,246 (Total), por ventilador 108,623

PF = 0.75 pulgadas de agua

bhp = 11,733 Kcal/h (18.3 hp)

El motor del ventilador real necesario para el reductor de velocidad requiere una eficiencia de 92%, 12 759 Kcal/h (19.9 hp); y para esta aplicación: (9.8 pie) (30 pie) = 294 pie² (27.313 m²)

(27.313 m²)(APSF) = 2,927.954 m² (31,517 pie²), área de superficie extendida

Por lo tanto, esta unidad debe tener una superficie extendida de 2,928.025 m², dos ventiladores de 2.743 m de diámetro, y dos ventiladores con 12,759 Kcal/h.

CAPÍTULO 6: CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

6.1 CONCLUSIONES

- ✓ La cromatografía enviada por la planta de producción de LGN debe estar entre los parámetros específicos para el diseño de la planta de fraccionamiento para evitar así los problemas operacionales.
- ✓ Es posible diseñar una unidad de procesos a partir de los Líquidos de Gas Natural, que produce GLP en el tope, Gasolina Natural por una salida lateral y Destilados medios por el fondo.
- ✓ Para operar con confiabilidad, la torre de fraccionamiento estará conformada y definida por 41 platos de burbujeo, donde la carga de LGN ingresará por el plato N° 11, la salida del GLP será por el tope, la Gasolina Natural por el plato N° 16 y los Destilados medios por el fondo.
- ✓ El dimensionamiento de la torre de fraccionamiento se realizó de acuerdo a la carga-LGN producida en la actual Planta Malvinas 55.0 MBD, con el fin de producir 28.0 MBD GLP, 19.5 MBD de Gasolina Natural y 7.5 MBD de Destilados medios.
- ✓ El dimensionamiento de los intercambiadores se basa en las cantidades de flujo de calor, considerando la densidad, fases, velocidades de los fluidos de trabajo y requerimiento de las condiciones de operación, se emplearon tuberías con un diámetro exterior (O.D) constante de $\frac{3}{4}$ pulgada y 30 pies de longitud.
- ✓ El equipo de enfriamiento para el Destilados medios y el GLP más conveniente para este sistema fue la utilización de aire en lugar de agua como medio de enfriamiento.
- ✓ La realización de este proyecto, permite adquirir nuevos conocimientos en cuanto al manejo de criterios en el diseño columnas de fraccionamiento, diseño de intercambiadores de calor, aeroenfriadores, así como los procesos de destilación de fracciones de Líquidos de Gas Natural.

6.2 RECOMENDACIONES

- ✓ En el diseño de torres o columnas de fraccionamiento cuando la alimentación se encuentra fuera de especificación: se recomienda aumentar gradualmente la razón de reflujo, y bajar el flujo de alimentación a la torre hasta darle flexibilidad de manejo a la torre. De la misma manera, el aumento de livianos en la torre conllevaría a afectar la capacidad de condensación y la presión de la torre, por lo que sería recomendable colocar una torre estabilizadora antes, para asegurar la pureza del producto.
- ✓ En el diseño de torres o columnas de fraccionamiento cuando la alimentación entra a una temperatura mayor a la requerida en la entrada de la torre genera exceso de vapores y mayor gasto de energía. Se recomienda tener en cuenta las limitaciones en la capacidad de la torre y del condensador: conviene introducir la carga por debajo de su punto de burbujeo ya que se genere menos vapor en la zona de rectificación.
- ✓ En la torre de fraccionamiento se recomienda operar a la menor presión posible, para aumentar volatilidad y gastar menos energía en la separación, puesto que al realizar la separación cambiando la volatilidad relativa, es decir, a mayor presión menor volatilidad relativa y por tanto más difícil la separación.
- ✓ Una vez instalada la Torre de Fraccionamiento de debe desarrollar un plan básico de mantenimiento para garantizar el buen funcionamiento, eficiencia del proceso, equipos e instalaciones.
- ✓ De la misma manera que obtuvimos el diámetro de la torre aplicando el método Nomograma, se recomienda revisar los métodos del Factor “C” y el método detallado, especificados en el capítulo 19 del GPSA Engineering data book, para el cálculo de diámetro de la torre de fraccionamiento.
- ✓ Se recomienda considerar en el diseño de la planta tanque de SLOP, adicional a los tanques de recepción y de almacenamiento de productos, con el fin de recepcionar las mezclas no especificadas para ser enviados al reprocesamiento en la carga, que pueda ser necesaria para el arranque de la torre y para evitar la pérdida de materia prima.

CAPÍTULO 7: BIBLIOGRAFÍA

1. COEFICIENTES DE ANTOINE (2008). Antoine Coefficients for Vapor Pressure, Iranian Chemical Engineers. Consultado 18 mayo 2010. Disponible en <http://www.vacuumkaran.com/index.html>
2. DONALD Q. KERN. Procesos de Transferencia de Calor. México. 1° edición McGraw- Hill, 1965.
3. E.J. HENLEY and J.D. SEADER. Operaciones de separación por etapas de equilibrio en Ingeniería Química, Editorial Reverté. México. Editorial Reverté, 2000.
4. Estudio de Impacto Ambiental y Social del Proyecto de Ampliación de la Planta de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural de Pisco (2010). Consultado 20 Junio 2010. Disponible en <http://www.minem.gob.pe>
5. FRANK KREITH and MARK S. BOHN. Principios de transferencia de calor. México. Cecs. 6° edición.
6. GPSA Engineering Data book. 12° edición, 2010, caps.: 09, 10, 19 y 25.
7. HOLMAN, J.P. Transferencia de calor. México. Cecs. 10° edición, 1999.
8. KARLEKAR, B.V. Transferencia de Calor. McGraw- Hill, 1994.
9. ROBERT H. PERRY, Perry's Chemical Engineers' Handbook. México. Mc Graw-Hill. 7 edición, 2001.
10. ROBERT E. TREYBAL. Operaciones de Transferencia de masa. 2° edición, 1988.

ANEXOS

ANEXO 1: Datos de cromatografía del LGN – lote 88

Carga - alimentación de la planta		
Composición		
Metano	%mol	0.000
Etano	%mol	0.751
Propano	%mol	42.934
i-Butano	%mol	6.286
n-Butano	%mol	12.491
i-Pentano	%mol	4.862
n-Pentano	%mol	4.800
n-Hexano	%mol	6.446
Benceno	%mol	0.195
182 - 295 °F	%mol	13.557
307 - 397 °F	%mol	4.732
409 - 488 °F	%mol	1.718
500 - 590 °F	%mol	0.947
602 - 700 °F	%mol	0.281
Total	%mol	100.0
Fase Total		
Flujo molar	lbmol/hr	7,163
Flujo másico	lb/hr	499,232
Entalpía	Btu/lb	-1,056
Temperatura	°F	80.0
Presión	psig	300.3
Fase líquida		
Flujo másico		499,232
bpd	a T	52,991
bpd	a STD	55,000
G.E. a T		0.6457
G.E. a STD		0.6221
Masa molecular		69.69
Calor específico	btu/lb°F	0.5154
Viscosidad	cp	0.2913
Tensión superficial	dinas/cm	14.3

	DIAGRAMA DE FLUJO DE PROCESO DEPROPANIZADORA/DEBUTANIZADORA BALANCE MOL PROYECTO CAMISEA - LOTE 88 - UPSTREAM PLANTA FRACCIONAMIENTO		
	Para: PLUSPETROL PERU CORPORATION, S.A.		
ESTE DIBUJO, Y TODOS LOS DETALLES DE DISEÑO Y DATOS MOSTRADOS AQUÍ, SON ÚNICAMENTE DE PROPIEDAD EXCLUSIVA DE HOWE-BAKER, ENGINEERS, LTD. DE TYLER, TEXAS, Y NO SERÁ REPRODUCIDO EN NINGUNA MANERA O USADO PARA CUALQUIER PROPOSITO EN ABSOLUTO, EXCEPTO SEGÚN EL PERMISO ESCRITO DE HOWE-BAKER, ENGINEERS, LTD.	DWG: PCAM-525-PL-C-8009	J-1915	Rev: 01

ANEXO 2: Ecuación de Antoine

Para estimar la presión del vapor de un líquido o un sólido se usa la ecuación de Antoine; la ecuación de Antoine se basa en presiones de vapor experimentales medidos en un rango de temperatura.

$$\log(P_v) = \left(A - \frac{B}{T + C} \right) \quad P_v \text{ en mmHg y } T \text{ en Celsius}$$

Componentes	A	B	C
Etano	6.95335	699.106	260.264
Propano	7.01887	889.864	257.084
i-Butano	6.93388	953.920	247.077
n-Butano	7.00961	1022.480	248.145
i-Pentano	7.03015	1140.450	247.012
n-Pentano	7.00877	1134.150	238.678
n-Hexano	6.98950	1216.920	227.451
Benceno	7.06437	1296.930	229.916

Fuente: Antoine Coefficients for Vapor Pressure, Iranian Chemical Engineers.

ANEXO 3: Peso molecular y gravedad específica de cada componente de los LGN

Componentes	Peso Molecular (Kg/Kgmol)	Gravedad específica (60/60°F)
Etano	30.070	0.35639
Propano	44.097	0.50736
i-Butano	58.123	0.56293
n-Butano	58.123	0.58407
i-Pentano	72.150	0.62459
n-Pentano	72.150	0.63111
n-Hexano	86.172	0.67800
Benceno	78.108	0.87900
182-295 °F	105.504	0.73337
307-397 °F	143.061	0.76984
409-488 °F	182.015	0.80185
500-590 °F	230.848	0.82645
602-700 °F	278.863	0.85086

* Tabla N° 1: Factores de conversión de la Norma ASTM D-2421 y datos de pseudocomponentes del Estudio de impacto ambiental y Social del proyecto de ampliación de Líquidos de Gas Natural de Planta.

ANEXO 4: Pseudocomponentes en la corriente de alimentación

Componente	Temperatura Crítica (°F)	Presión Crítica (psi)	Densidad Estándar del Líquido (lb/pie³)	Peso molecular	Punto de Ebullición Normal (°F)
182 °F	494.22	451.57	44.1027	89.16	181.56
193 °F	506.40	439.62	44.2956	92.58	193.14
207 °F	521.41	427.39	44.5991	96.43	207.13
215 °F	531.78	429.36	45.1260	98.26	214.64
227 °F	548.38	429.07	45.8607	101.57	227.36
239 °F	560.02	418.56	46.0489	105.03	238.68
250 °F	571.44	408.04	46.2204	108.50	250.00
261 °F	583.02	398.59	46.4263	111.93	261.33
273 °F	594.48	389.31	46.6256	115.46	272.66
284 °F	605.78	380.11	46.8138	119.09	283.99
295 °F	617.03	371.06	46.9980	122.83	295.38
307 °F	628.18	362.44	47.1862	126.64	306.70
318 °F	639.28	354.27	47.3811	130.51	317.99
329 °F	650.40	346.42	47.5820	134.50	329.33
341 °F	661.51	338.90	47.7873	138.57	340.68
352 °F	672.62	331.66	47.9970	142.75	352.05
363 °F	683.64	324.84	48.2122	146.97	363.31
375 °F	694.73	318.14	48.4287	151.34	374.71
386 °F	705.87	311.65	48.6502	155.87	386.18
397 °F	716.99	305.80	48.8889	160.40	397.49
409 °F	728.17	300.52	49.1464	164.86	408.72
420 °F	739.58	295.79	49.4299	169.41	420.00
431 °F	750.93	290.89	49.7006	174.19	431.38
443 °F	761.99	285.62	49.9401	179.14	442.76
454 °F	772.67	280.06	50.1491	184.23	454.06
465 °F	783.42	274.85	50.3696	189.33	465.35
477 °F	794.06	269.52	50.5762	194.67	476.69
488 °F	804.58	263.78	50.7567	200.29	488.25
500 °F	814.96	258.24	50.9346	206.28	499.70
511 °F	825.35	253.12	51.1256	211.86	511.05
522 °F	835.09	248.31	51.3002	217.39	521.78
533 °F	845.17	242.55	51.4419	223.65	533.43
545 °F	854.85	236.72	51.5599	230.52	544.89
556 °F	864.22	230.70	51.6523	237.29	556.33
567 °F	873.14	224.82	51.7272	244.04	567.43
579 °F	883.52	220.83	51.9394	250.30	578.74
590 °F	894.53	217.48	52.1998	256.30	590.26
602 °F	905.42	214.31	52.4619	262.58	601.63
613 °F	916.18	211.15	52.7156	269.12	612.94
624 °F	926.96	207.83	52.9589	275.59	624.43
636 °F	937.51	204.55	53.1925	282.04	635.77
647 °F	947.94	201.29	53.4190	288.56	647.05
658 °F	958.35	198.01	53.6405	295.29	658.41

Fuente: Estudio de Impacto Ambiental y Social del Proyecto de Ampliación de la Planta de Fraccionamiento de Líquidos de Gas Natural de Pisco.

ANEXO 6: Calidad Nafta – MDBS (Laboratorio Pisco - Pluspetrol)

Tanques de Nafta TKBJ 3020 y MDBS TKBJ 3030

PROPIEDADES	NAFTA		Especificaciones		MDBS		Especificaciones	
	TKBJ 3020	TKBJ 13020	Min	Max	TKBJ 3030	TKBJ 13030	Min	Max
APARIENCIA								
Visual	C/B	C/B			C/B	C/B		
Color ASTM					<0.5	<0.5		
Color Saybolt	+30	+30	+26					
VOLATILIDAD								
Gravedad API a 15.6 °C	74.1	73.7			48.9	49.0		
Gravedad específica a 15.6 °C	0.688	0.690	0.680					
Presión de vapor Reid, psi	9.4	8.3		12				
Punto de Inflamación, °C					53.0	52.0	52.0	
Destilación a 760 mmHg, °C								
Punto inicial	34.8	37.3	27.8		161.5	151.9		
10%	51.1	53.7			173.6	173.2		
20%	58.3	60.3			177.9	177.6		
50%	83.7	83.8			196.7	197.2		
90%	93.9	124.0			264.6	266.1	245.0	
95%	138.4	132.3			289.9	292.7		
Punto final	157.6	156.0		195.0	313.2	314.5		
Recuperado, %Vol	98.4	98.3			98.3	98.5		
Residuo % Vol	0.9	0.9			1.0	1.0		
Perdida, %Vol	0.7	0.8			0.8	0.6		
CORROSIVIDAD								
Azufre total, ppm	9.2			50	33.9			100
Prueba Doctor	Negativa	Negativa	Negativa					
Corrosión lámina de cobre, 3h a 50 °C	1a	1a		1b	1a	1a		
COMPOSICIÓN								
Índice de cetano					49.5		47.0	
Carbon Ramsbottom 1% de fondos, % masa								
Cenizas, % masa								
Parafinas, %V		82.7	70.0	85.0				
Olefinas, %V				1.0				
Naftenos, %V		13.7	10.5	20.0				
Aromaticos, %V		3.7		9.0				
Butanos y livianos, %V		2.3						
FLUIDEZ								
Viscosidad Cinemática 40 °C, cSt					1.35	1.33	1.32	
Punto de Escurrimiento, °C					<-21	<-21		
CONTAMINANTES								
Agua y Sedimentos, %Vol								0.05
Contenido de plomo, ppb	10.0	10.0		50.0				
Observaciones: Azufre MDBS prod planta 1 = 21.43 ppm Azufre MDBS prod planta 2 = 27.05 ppm								

ANEXO 7: Propiedades físicas, químicas y térmicas de Therminol 72

Composición	Mezcla de aromáticos sintéticos	
Apariencia	Líquido claro ámbar	
Máxima temperatura promedio	380 °C	
Máxima temperatura de película	400 °C	
Viscosidad cinemática @ 40 °C	DIN 51562 - 1	5.74 mm ² /s (cSt)
Densidad @ 15 °C	DIN 51757	1 084 Kg/m ³
Punto de Inflamación	DIN 51376	132 °C
Punto de ignición	ISO 2592	143 °C
Temperatura de auto ignición	DIN 51794	585 °C
Punto de Fluidez	ISO 3016	-18 °C
Punto de ebullición @ 1013 mbar	271 °C	
Coeficiente de expansión térmica	0.00113/°C	
Contenido de Humedad	DIN 51777 - 1	< 220 ppm
Ácidos Totales	DIN 51558 - 1	mg KOH/g
Contenido de cloruros	DIN 51577 - 3	< 10 ppm
Corrosión lámina de Cobre	EN ISO 2160	<< 1a
Peso molecular promedio	190	

Nota: Los valores cotizados son valores típicos obtenidos en el laboratorio de muestras de producción. Otras muestras podrían exponer datos ligeramente diferentes. Los datos específicos están sujetos a cambios.