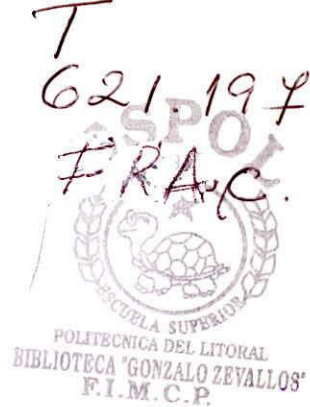




ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción

**"CALCULO Y DISEÑO DE UN CONDENSADOR DE BANCO DE
TUBOS Y FLUJO CRUZADO PARA UNA PLANTA DE
PRODUCCION DE GASOLINA NATURAL"**

TESIS DE GRADO

**PREVIO A LA OBTENCION DEL TITULO DE
INGENIERO MECANICO**

PRESENTADA POR:

Kedy Gilberto / Francis Quinde



GUAYAQUIL - ECUADOR

2001

AGRADECIMIENTO

A todas las personas que de uno u otro modo colaboraron en la realización de este trabajo y especialmente a la Compañía General de Combustibles por las facilidades brindadas.

DEDICATORIA



MIS PADRES

Lcdo. Franklin Francis

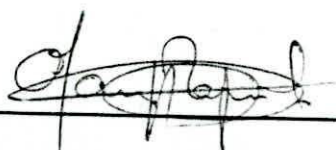
Lcda. Rosa Q. de Francis

A MIS HERMANOS

Stalin, Irma, Freddy,

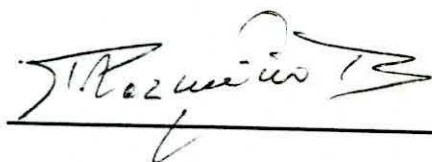
Franklin, Rosita y Nixon

TRIBUNAL DE GRADUACION



Ing. Marcos Tapia Q.

DELEGADO DEL DECANO
DE LA FIMCP



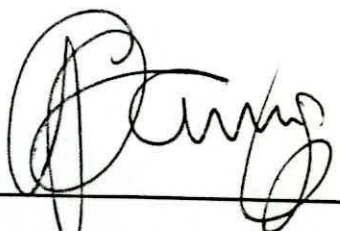
Ing. Marco Pazmiño B.

DIRECTOR DE TESIS



Ing. Jorge Duque R.

VOCAL



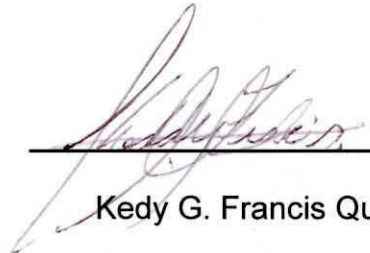
Dr. Alfredo Barriga R.

VOCAL

DECLARACION EXPRESA

“La responsabilidad del contenido de esta
Tesis de Grado, me corresponden
exclusivamente; y el patrimonio intelectual de
la misma a la ESCUELA SUPERIOR
POLITECNICA DEL LITORAL”

(Reglamento de Graduación de la ESPOL)



Kedy G. Francis Quinde

RESUMEN

El presente trabajo consiste en el cálculo y diseño de un condensador de banco de tubos aleteados de flujo cruzado para la planta de producción de gasolina natural ubicada en los Yacimientos Petrolífero del Campo Ing. Gustavo Galindo Velasco en la Península de Santa Elena.

El presente trabajo esta compuesto de 6 capítulos los cuales detallamos a continuación

Capítulo I. Nos muestra una visión clara del porque la necesidad del proyecto además de indicarnos paso a paso el proceso de obtención de la gasolina natural y de los equipos utilizados en dicho proceso, este capitulo también nos muestra alternativas de solución que podemos seguir para la solución del problema y los efectos ecológicos que puede ocasionar no tomar medidas inmediatas.

Capítulo 2. Da las bases teóricas sobre las cuales se sustentan los cálculos realizados sobre transferencia de calor, además de brindarnos la información necesaria concerniente a las propiedades tanto de los gases como de mezclas multicomponentes, también podemos ver en este capitulo la clasificación de intercambiadores de calor.

Capítulo 3 Aquí podemos observar la propiedades de la gasolina natural como también las características previas que se deben considerar para proceder al cálculo del condensador, además en este capitulo incluimos el procedimiento de cálculo a seguir.

Capítulo 4. Este capitulo esta dedicado exclusivamente a los cálculos de diseño del condensador, para lo cual primeramente se procedió a determinar el flujo de aire que atravesara el condensador, luego determinar la carga térmica que se requiere extraer, y con esto se procedió al cálculo de la geometría del condensador .

Capítulo 5 Se realiza un estudio de los planos elaborados y en base a esto se procede a elaborar un programa de construcción y montaje para lo cual aemos uso de una herramienta muy útil como es el Diagrama de Pert, mediante el cual podemos determinar el tiempo que durara este proceso.

Capítulo 6 Tomando en cuenta los precios actuales del mercado hemos podido realizar un análisis de costos de forma que podamos tener la cantidad que es necesaria de invertir en todo el proyecto. Además hemos realizado un estudio económico basado en las diferentes ventajas que traerá el nuevo condensador y así determinar el tiempo en el cual podemos recuperar la inversión.

ÍNDICE GENERAL

	Pág.
RESUMEN.....	II
INDICE GENERAL.....	III
ABREVIATURAS.....	IV
SIMBOLOGIA.....	V
INDICE DE FIGURAS.....	VI
INDICE DE TABLAS.....	VII
INDICE DE DIAGRAMAS.....	VIII
INTRODUCCION.....	1
I. ENFOQUE DE LA NECESIDAD DEL PROYECTO.....	3
1.1. ANTECEDENTES DEL PROBLEMA A SOLUCIONAR.....	3
1.1.1. Descripción general de la planta.....	4
1.1.2. Proceso de obtención de la gasolina natura	9
1.2. PROBLEMA A SOLUCIONAR.....	11
1.3. EFECTOS AMBIENTALES.....	16
1.4. ALTERNATIVAS DE SOLUCION.....	16
1.5. ALCANCE DEL PROYECTO.....	17
II. FUNDAMENTOS TEORICOS UTILIZADOS EN EL DISEÑO.....	19
2.1 CONCEPTOS BASICOS.....	19

2.1.1.	Viscosidad absoluta o dinámica.....	19
2.1.2.	Viscosidad cinemática.....	20
2.1.3.	Densidad, volumen específico y gravedad específica.	25
2.1.4.	Regímenes de flujo en tuberías, Laminar y Turbulento:.....	28
2.1.5.	Velocidad media.....	28
2.1.6.	Número de Reynolds.....	29
2.2	TIPOS DE CONDENSADORES.....	29
2.3	GASES.....	31
2.3.1.	Propiedades de los gases.....	32
2.4	CONDENSACIÓN DE UNA MEZCLA MULTICOMPONENTE.	34
2.4.1.	Correlación vapor-liquido en las mezclas.....	34
2.4.2.	Cálculo de operación entre el punto de rocío y el de burbuja.....	41
2.5	INTERCAMBIADORES CON ALETAS TRANSVERSALES..	42
2.5.1.	Promedio logarítmico de la diferencia de temperatura. (MLDT).....	45
2.5.2.	Diferencia verdadera de temperatura para arreglos en flujo cruzado.....	46
2.5.3.	Coeficiente de película para aletas transversales.....	50
2.5.4.	Caída de presión para Aletas transversales.....	52

2.5.5.	Obtención de h_1 y h_2	55
2.6	SELECCIÓN DE VENTILADORES.....	57
2.6.1.	Motores eléctricos para ventiladores.....	58
III.	ELEMENTOS A CONSIDERAR EN EL DISEÑO.....	60
3.1	PROPIEDADES DE LA GASOLINA NATURAL.....	60
3.1.1.	Características.....	60
3.1.2.	Composición.....	61
3.1.3.	Propiedades.....	62
3.1.4.	Obtención y Tipos de Gasolina.....	62
3.1.5.	Factores que miden la calidad de la gasolina.....	64
3.1.6	Indice o número de octanos.....	64
3.2	SELECCIÓN DEL CONDENSADOR.....	67
3.2.1.	Características del condensador.....	68
3.2.2.	Capacidad del ventilador.....	70
3.2.3.	Facilidades de Superficie.....	71
3.2.4.	Producción.....	72
3.3	METODOLOGÍA DE CALCULO DEL CONDENSADOR.....	73
IV.	DISEÑO DEL CONDENSADOR.....	77
4.1.	CALCULO DEL FLUJO DE AIRE.....	77
4.2.	CARGA TERMICA DE CONDENSACION.....	79
4.1.1.	Rango de condensación.....	79

4.1.2.	Carga total y curva de condensación.....	83
4.3	CALCULO DE DIAMETRO EQUIVALENTE DEL DUCTO Y EL AREA DE FLUJO.....	87
4.4	COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.....	88
V.	PROGRAMA DE CONSTRUCCION Y MONTAJE.....	94
5.1	LISTA DE EQUIPOS Y VARIOS	94
5.2	PLANO DE BANCO DE TUBOS.....	95
5.3	PLANOS DE PARTES CONSTITUTIVAS.....	95
5.4	CONSTRUCCION.....	97
5.4.1.	Actividades a seguir.....	97
5.5	MONTAJE.....	98
VI.	COSTO DE FABRICACION.....	102
6.1	GENERALIDADES.....	102
6.2	COSTOS DE EQUIPOS Y ACCESORIOS.....	102
6.3	RECUPERACION DE LA INVERSION.....	106
6.3.1	Aumento de la producción	106
6.3.2	Mejoramiento de la calidad.....	107
6.3.3	Disminución en la contaminación.....	107
6.3.4	Reducción de espacio.....	108
6.3.5	Reducción del gasto energético.....	108
6.4	CALCULO DEL RETORNO DE LA INVERSION.....	108
	ANALISIS DE RESULTADOS.....	112

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES..... 114

APENDICES

BIBLIOGRAFIA.

ABREVIATURAS

°C.....	Grados Centígrados
°F.....	Grados Fahrenheit.
atm.....	Atmósfera.
bbl/d.....	Barriles por día.
bbl.....	Barriles.
Cal.....	Calorías
cm.....	Centímetro
cp.....	Centipoise.
ft.....	pie.
gal.....	Galones
gr/cm ³	Gramos por centímetro cúbico.
h.....	hora
HP.....	Caballos de fuerza.
In.....	pulgada.
Kg.....	Kilogramo
lb.....	Libra.
lt.....	Litros.
min.....	Minutos.
MMPND.....	Millones de pies cúbicos por día
MSCFP.....	Miles de pies cúbicos
mts.....	Metros.
PCM.....	Pies cúbicos por minuto
Pa.....	Pascal.
psi.....	Libra por pulgada cuadrada.
psia.....	Libra por pulgada cuadrada absoluta
Pulg.....	Pulgada.
temp.....	Temperatura.
W.....	batios

SIMBOLOGÍA

A	Superficie total exterior de transferencia de calor, pies^2
A_f	Superficie de aletas delgadas (ambos lados) pies^2
A_i, A_o	Superficie interior de los tubos, y superficie de los tubos lisos en el lado exterior de un tubo aleteado, respectivamente, pies^2
a	Area de flujo, pies^2
a'_t	Area de flujo/tubo, plg^2
a_x	Area de la sección transversal de una aleta a ángulos rectos al flujo de calor, pies^2
b	Longitud de la aleta desde la arista exterior hasta la base, pies
C	Calor específico de los fluidos calientes en las derivaciones, $\text{Btu/lb } ^\circ\text{F}$
C	Capital invertido
c	Calor específico del fluido frío, $\text{Btu/lb } ^\circ\text{F}$; una constante en la solución de la ecuación de Bessel, adimensional
D	Diámetro interior de tubos o tuberías, pies
D	Diámetro interior de tubos, plg
D_e, D'_e	Diámetro equivalente para transferencia de calor y caída de presión, pies
D'_{ev}	Diámetro volumétrico equivalente para flujo cruzado, pies
e	Base de logaritmos naturales, base Napieriana
F_T	Factor de diferencia de temperatura, $\Delta t = F_T \times \text{MLDT}$, adimensional
f	Factor de fricción, $\text{pies}^2/\text{plg}^2$
G	Velocidad masa de aire, lb/h pie^2
g	Aceleración de la gravedad, $4.18 \times 10^8 \text{ pies/h}^2$
H_v, H_l	Entalpía del vapor, entalpía del líquido, Btu/lb
h	Coefficiente de transferencia de calor en general, $\text{BTU/h pie}^2 ^\circ\text{F}$
h_b	Coefficiente de transferencia de calor h'_f o h_f a la aleta transmitida a la base de la misma, $\text{BTU/h pie}^2 ^\circ\text{F}$
h_{di}, h_{do}	Coefficiente de obstrucción equivalente al recíproco del factor de obstrucción dentro del tubo R_{di} , y fuera del tubo, R_{do} , respectivamente, $\text{Btu/h pie}^2 ^\circ\text{F}$
h_f, h'_f	Coefficiente de transferencia de calor en el lado de la aleta de tubería o tubo, coeficiente de transferencia de calor del lado de la aleta de tubería o tubo corregido para el factor de obstrucción, $\text{BTU/h pie}^2 ^\circ\text{F}$
h_{fi}, h'_{fi}	h_f , y h'_f Corregidos a la superficie interior del tubo o

	tubería, respectivamente, $\text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^\circ\text{F})$
h''_{fi}	valor de h_{fi} si no hubiera resistencia en la aleta, $\text{Btu}/\text{h pie}^{2^\circ\text{F}}$
h_{fo}	Coeficiente de película promedio del diámetro exterior del tubo balanceado h_f a la superficie de la película y a la superficie exterior del tubo, $\text{Btu}/\text{h pie}^{2^\circ\text{F}}$
h_i, h''_i	Coeficiente de transferencia de calor para el fluido dentro del tubo h_i corregido para el factor de obstrucción, $\text{Btu}/\text{h pie}^{2^\circ\text{F}}$
h_o	Coeficiente de transferencia de calor para el fluido exterior, $\text{Btu}/\text{h pie}^{2^\circ\text{F}}$
i	Tasa de interés
j_H, j_k	Factores de Sieder-Tate y Colburn para transferencia de calor, adimensional
K	Constante de equilibrio, adimensional
k	Conductividad térmica, $\text{Btu}/\text{h pie}^{2^\circ\text{F}/\text{pie}}$
L	Longitud del tubo, pies
L_1	Líquido de un compuesto simple o el primer compuesto mol o mol/h
L'_1	Líquido de un compuesto simple o el primer compuesto condensado en un intervalo, mol o mol/h
L_C	Líquido de un compuesto simple condensado antes de un intervalo, mol o mol/h
M	Monto
$MLDT$	Media logarítmica de la diferencia de temperatura, $^\circ\text{F}$
l	Longitud de la aleta en cualquier punto, pies
N_f	Número de aletas (por tubo)
N_t	Número de tubos en el haz
n	número de pasos en los tubos; constante que denota el orden de la función de Bessel, adimensional
n	Periodo
P	Perímetro, pies
PCM	Volumen de aire por minuto, Pie^3/min
ΔP	Caída de presión, lb_f/ft^2
Q	Flujo de calor, Btu/h
q	flujo de calor para un intervalo, Btu/h
R	Grupo de temperatura $(T_1 - T_2)/(t_2 - t_1)$, adimensional
RDA	Relación de densidad, adimensional
Re, R'_e	Número de Reynolds para transferencia de calor y caída de presión, adimensional
r	Radio, pies
s	Gravedad específica, adimensional
T	Temperatura del fluido caliente, $^\circ\text{F}$
t	Temperatura de la aleta o fluido frío en general, $^\circ\text{F}$

U_{Di}	Coeficiente total de diseño de transferencia de calor basado en la superficie interior del tubo, Btu/h pie ² °F
V	Velocidad del flujo. Pps o vapor total, mol o mol/h
V_1	Vapor de un compuesto simple o del primer compuesto, mol o mol/h
W	Peso del flujo en general, peso del flujo caliente, lb/h
w	peso del flujo frío, lb/h
Y, Y_1, Y_2	Valor total alimentado a cada uno de los componentes, mol o mol/h
μ	Viscosidad a la temperatura calórica, lb/pie h
μ_u, μ_{fw}	Viscosidad a la temperatura de la pared del tubo o de la aleta, t_w o t_{fw} , lb/pie h
ρ	Densidad, lb/pie ³
ϕ	Cociente de viscosidades, $(\mu_u, \mu_{fw})^{0.14}$, adimensional
Ω	Eficiencia de la aleta h_b/h_f , adimensional
f	Fugacidades o presiones corregidas
v	Volumen específico

INDICE DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1.1. Condensador original en buen estado.....	14
Figura 1.2. Condensador actual	15
Figura 2.1. Viscosidades de líquidos	22
Figura 2.2. Viscosidades de gases.....	24
Figura 2.3. Curvas de presión de vapor.....	38
Figura 2.4. Factores de corrección y diferencia de temperatura para flujo cruzado.....	44
Figura 2.5. Flujo cruzado.....	50
Figura 2.6. Transferencia de calor y caída de presión en aletas transversales.....	54
Figura 4.1. Curvas de condensación.....	85
Figura 4.2. Tubos de aleteados ubicados en forma escalonada...	87

INDICE DE TABLAS

	Pág.
Tabla I. Viscosidades de Líquidos.....	21
Tabla II. Viscosidades de gases.....	23
Tabla III. Gravedades específicas y peso molecular de líquidos.....	27
Tabla IV. Tipos de condensadores.....	31
Tabla V. Porcentajes y temperaturas ebullición de los componentes de la gasolina natural.....	67
Tabla VI. Datos de los ventiladores.....	70
Tabla VII. Perspectivas de funcionamiento del condensador	73
Tabla VIII. Número de moles de cada elemento de la gasolina natural..	79
Tabla IX. Condensación en el intervalo de 200 – 180 °F.....	80
Tabla X. Composición de punto a punto.....	82
Tabla XI. Carga térmica para el intervalo 200 a 180 °F.....	83
Tabla XII. Carga térmica para el rango completo.....	84
Tabla XIII. Diferencia de temperaturas.....	86
Tabla XIV. Viscosidad equivalente de la gasolina a 155°F.....	91
Tabla XV. Diagrama PERT	100
Tabla XVI. Tabla costos de materiales del banco de tubos.....	102
Tabla XVII. Costos accesorios.....	103
Tabla XVIII. Montaje y mano de obra.....	104

Tabla IXX Costos totales del proyecto..... 104

Tabla XX Incremento en los ingresos..... 108

INDICE DE DIAGRAMAS

Diagrama PERT	101
---------------------	-----

INTRODUCCION

El trabajo tiene como objeto el cálculo y diseño de las partes constituyentes de un condensador de banco de tubos y flujo cruzado utilizado como parte de una planta de producción de gasolina natural.

Se la denomina gasolina natural ya que se la obtiene a partir del gas natural, mediante la recuperación de hidrocarburos que contiene dicho gas, como son C_5H_{12} , C_6H_{14} , C_7H_{16} , C_8H_{18} , C_9H_{20} , $C_{10}H_{22}$, y otros. Los cuales según análisis realizados se encuentran en la gasolina natural en las siguientes proporciones: C_5 -8.5%, C_6 -16%, C_7 -13.6%, C_8 -20.5%, C_9 -8.8%, C_{10} -3.2%, y otros en un 29.4%.

Actualmente el condensador de la planta de gasolina consta de tres bancos de tubos, el primer banco de tubos cumple el proceso de condensar la gasolina que sale de la torre de destilación desde una temperatura de 200°F a 110°F, el segundo condensa un remanente de una mezcla líquido - vapor proveniente del tanque de reflujo desde 135°F hasta 110°F, y el tercer banco de tubos es utilizado para enfriar el aceite pobre producto de la destilación llevándolo desde 170°F hasta 100°F.

Debido a muchos factores como son: la corrosión, variaciones de presión,

gradientes térmicos etc., el primer banco de tubos ha sobrepasado su vida útil de manera que su deterioro a producido una gran reducción en la producción.

La importancia del diseño del condensador consiste en obtener la temperatura deseada en el menor espacio físico posible, lo que equivaldrá a utilizar una menor cantidad de material. Cabe indicar que para este diseño se a tratado de utilizar la mayor cantidad de material ya existente en la empresa, de manera, que solo sea necesario comprar aquellos equipos y materiales cuyo uso sea imprescindible.



Capítulo 1

1. ENFOQUE DE LA NECESIDAD DEL PROYECTO

1.1 ANTECEDENTES DEL PROBLEMA A SOLUCIONAR

Los pozos petroleros del Campo Gustavo Galindo Velasco, se encuentran ubicados al sur este de la Península de Santa Elena en la Provincia del Guayas. El bloque de producción y exploración comprende 1200 Km² de los cuales el 40% son costa afuera, donde se han perforado 2900 pozos.

El Consorcio Santa Elena es la entidad requerida por la Empresa Estatal de Exploración y Producción de Petróleos del Ecuador (PETROPRODUCCION) para ejecutar el Contrato de Servicios Específicos para la Producción de Hidrocarburos de los Campos de la Península de Santa Elena, provincia del Guayas, denominados "Gustavo Galindo Velasco", adjudicado a la Escuela Superior Politécnica del Litoral (ESPOL).

El Consorcio se origina por el Contrato suscrito entre la Escuela Superior Politécnica del Litoral (ESPOL), y Compañía General de Combustibles S.A., entidad seleccionada por la Escuela Superior Politécnica del Litoral (ESPOL) como Contratista Operadora encargada de proveer los capitales de inversión necesarios y prestar los servicios técnicos que la operación en el campo requiera.

La Compañía General de Combustible consta de una planta de elaboración de gasolina natural. Esta planta funciona con un proceso totalmente químico, dicha planta de gasolina comenzó a funcionar en junio de 1967. Su máxima producción se registra en el año 1971, con una producción promedio de 434 Bbl/d de gasolina proveniente de 15 MMPCND de gas natural tratado en las torres.

Actualmente la planta tiene una producción de 72 Bbl /d de Gasolina ya que ha ido mermando el flujo de gas en los pozos hasta obtenerse simplemente 2.7 MMPCND de gas natural tratado en las torres.

1.1.1. Descripción general de la planta

La planta de gasolina mostrada en el apéndice I-B, se encuentra ubicada en el Yacimiento Petrolífero del Campo Ancón en la Península de Santa Elena cuya función es la

obtención de gasolina a partir de gas natural, a la que se la denomina gasolina natural, la cual es muy volátil y que se forma por la recuperación de los butanos, pentanos, hexanos, etc., que contiene el gas natural. La planta esta conformada por los siguientes equipos.

- Tanque de Aceite Absorvedor: Tiene una capacidad de 300 BBL. Almacena el aceite absorbedor antes de iniciar el proceso en la planta y también el aceite pobre, que sale de la torre de absorción.
- Tanque Acumulador de Aceite Rico: en su interior se almacena el aceite rico proveniente de la planta y las torres de las secciones 65, 67 y 72.
- Tanque de Reflujo: tiene 48" de diámetro por 7' 6" de largo y una presión de 100 Psig y esta diseñado para soportar temperaturas de hasta 650°F. Su funcionamiento es similar al de un separador. En el tanque de reflujo se separa un remanente de agua en la gasolina, una vez salida del condensador, Del tanque de reflujo, una parte de la gasolina se distribuye a la torre de destilación (para refrigeración de la cima) y la otra parte de la gasolina va hacia el tanque de producto final.

- Tanque de Producto: tiene 5" de diámetro por 15' de largo tiene una presión máxima de 200 Psig y soporta temperaturas de hasta 300°F almacena la gasolina proveniente del tanque de reflujo.
- Horno: Se mantiene a una presión máxima de 150 Psig y puede soportar temperaturas de hasta 650°F su función es cocinar el aceite rico mediante la combustión del gas doméstico; normalmente trabaja a una temperatura de entrada de 240 °F y una de salida de 390 °F.
- Caldero: su función es hacer vapor de agua, mediante la combustión de gas natural; normalmente trabaja con una presión de vapor de 90 psi.
- Torre de Absorción: en su interior se forma el aceite rico; como resultado de la mezcla entre el aceite absorbedor y el gas doméstico. El aceite que no se mezcla con el gas toma el nombre de aceite pobre y regresa al tanque de aceite absorbedor para su posterior recirculación.
- Torre de Destilación: tiene 3'6" de diámetro 63'6" de longitud, tiene una presión máxima de 100 Psig, en su interior se forma la gasolina natural; como resultado de la mezcla del aceite rico cocinado y el vapor de agua. La

gasolina natural que se forma en la torre se encuentra en estado gaseoso.

- Deshidratador: tiene 1'6" de diámetro por 3' de longitud y tiene una presión máxima de 100 Psig, su funcionamiento es similar al de un separador. En el deshidratador entra la gasolina proveniente de la torre de destilación y separa el agua que pueda contener. La gasolina tratada regresa a la torre de destilación en esta líquido.
- Reclaimer: tiene 2' de diámetro por 13' de largo soporta presiones de hasta 100 Psig su función es retener las impurezas que pueda tener el aceite cocinado, antes de entrar a la torre de destilación.
- Intercambiador de Calor: esta diseñado para soportar presiones de hasta 275 Psig en el interior de los tubos y 100 Psig por su parte exterior de la misma forma temperaturas de 600°F en el interior de los tubos y 650°F en su exterior tiene una capacidad de 13000 MBtu/h. Tiene dos funciones:
 1. Calienta el aceite rico antes de que ingrese al horno para ser cocinado desde una temperatura de 100°F hasta 480 °F.

2. Enfría el aceite pobre proveniente de la torre de destilación, antes de ir al tanque de almacenamiento del aceite absorbedor desde una temperatura de 550°F hasta 170°F.

- Condensador: enfría los productos que ingresan al mismo, condensa el producto que sale de la torre de destilación y separa la gasolina natural del agua.
- Bombas:
 - ✓ Bomba de reflujo: tiene una capacidad de 60 GPM con un motor de 6.5 HP.
 - ✓ Bomba de producto: tiene una capacidad de 60 GPM con un motor de 6.5 HP.
 - ✓ Bomba de aceite rico: tiene una capacidad de 213 GPM con un motor de 33 HP.
 - ✓ Bomba de aceite pobre: tiene una capacidad de 213 GPM con un motor de 33 HP.
 - ✓ Bomba para el envío de la gasolina a la refinería: Motor de 12.4 Hp a 40 RPM
 - ✓ Bomba de emergencia: tiene una capacidad de 213 GPM con un motor de 33 HP.

- Compresor de producto: tiene un motor de 19.6 HP y produce 331 MSCFP, comprime el gas remanente que sale del tanque de reflujo para enviarlo nuevamente al condensador.

1.1.2. Proceso de obtención de la gasolina natural

El proceso a seguir mostrado en el apéndice II-B para la extracción de gasolina lo detallamos a continuación.

1. El aceite absorvedor, entra al tanque de almacenamiento.
2. Del tanque de almacenamiento, el aceite absorvedor se distribuye a las torres de las secciones 65, 67 y 72 y de la planta de gasolina mediante una bomba.
3. En la planta de gasolina, el aceite absorvedor entra a la torre de absorción por la parte superior, en donde se mezcla con el gas doméstico, el cual es inyectado por la parte inferior a una presión de 135 psi, dando paso a la formación del aceite rico. Similar situación ocurre en las torres 65, 67 y 72.
4. El gas doméstico, antes de entrar a la torre de absorción, entra a un separador horizontal para eliminar las impurezas,

las cuales van al drenaje.

5. El aceite rico de la torre de absorción y el campo (secciones 65, 67 y 72) se recoge en el tanque de aceite rico.
6. Mediante otra bomba, el aceite rico es enviado al intercambiador de calor a una presión de 240 psi; entrando así al proceso de planta.
7. Del intercambiador de calor el aceite rico sale a una temperatura de 240 °F y 70 psi hacia el horno.
8. En el horno se cocina el aceite rico y sale a una temperatura de 380 a 400 °F y 60 psi hacia la torre de destilación o Reclaimer.
9. Si está trabajando el reclaimer, el aceite cocinado es tratado para eliminar cualquier tipo de impureza y luego salir a la torre de destilación.
10. En la torre de destilación, el aceite cocinado entra por la parte superior de la torre y se mezcla con vapor de agua que es inyectado por la parte inferior de la torre, dando paso a la formación de la gasolina natural en estado gaseoso.
11. A una altura inferior a la inyección de aceite cocinado, la gasolina natural sale de la torre de destilación y entra a un deshidratador, el cual separa la mayor cantidad de agua

posible de la gasolina; la gasolina ya en estado líquido regresa a la torre de destilación y el agua se va al drenaje.

12. Por la parte inferior de la torre, la gasolina natural sale y va al condensador, para disminuir su temperatura.
13. En el condensador, la gasolina se separa completamente del agua
14. Del condensador la gasolina va al tanque de reflujo.
15. Del tanque de reflujo, una parte de la gasolina va al tanque de producto final y la otra se va a la torre de destilación, con el objeto de enfriar la cima de la misma.
16. Del tanque de producto final va a los tanques de almacenamiento.
17. De los tanques de almacenamiento, mediante una bomba se la manda a la refinería de la libertad a una presión de 150 psi.

1.2 PROBLEMA A SOLUCIONAR

La planta de Gasolina a pesar de poseer algunos equipos sobredimensionados por la reducción de la producción, actualmente se encuentra en un aceptable estado de operación. pero el problema se ubica en el condensador de gasolina que por su estado de deterioro no permite un funcionamiento continuo de la planta, ya que

mensualmente hay que pararla unas tres veces para reparaciones, las cuales consisten en el taponamiento de tubos de aletas que presentan fuga : esto también acarrea otros problemas como son

- Escapes de gases que, por ser muy tóxicos, los convierte en un peligroso contaminante del aire.
- Reducción de la producción en cerca de un 40% en base a lo proyectado.
- Debido a la mala separación de la gasolina y el agua el agua que se separa contiene elementos sumamente nocivos por lo cual dicha agua debe ser tratada antes de ser enviada al drenaje.

Actualmente la planta produce 72 Bbl/d de gasolina proveniente de 2.7 MMPCND de gas natural tratado en las torres, esta producción como podemos ver es muy inferior a los 434 Bbl producidos, claro esta que esto a sido en gran parte por la reducción de gas en los pozos, pero con un nuevo condensador se estima que la producción se podría elevar a cerca de los 100 bbl/día

Condensador original:

En la figura 1.1, ilustramos las dimensiones físicas del condensador, las correspondientes entradas y salidas, con los parámetros de

temperatura, presión y caudal para los cuales fue diseñado, cabe indicar que dicho condensador fue diseñado para un flujo mucho mayor al cual llego a trabajar.

Condensador actual

En la figura 1.2, ilustramos las actuales condiciones en las cuales se encuentra trabajando el actual condensador debido a los cambios que se le han realizado.

Cambios

- De los 120 tubos originales se han taponado 80 por lo que solo trabajan 40 tubos.
- Se ha cambiado las aspas de uno de sus ventiladores por una mas pequeñas disminuyendo de esta manera el flujo de aire

Efectos

- La presión en los ductos restantes aumentó produciendo un deterioro más acelerado en ellos.
- La temperatura de salida del producto aumento en la manera como se fueron reduciendo el numero de ductos
- El flujo de aire se redujo en forma proporcional al tamaño de las aspas

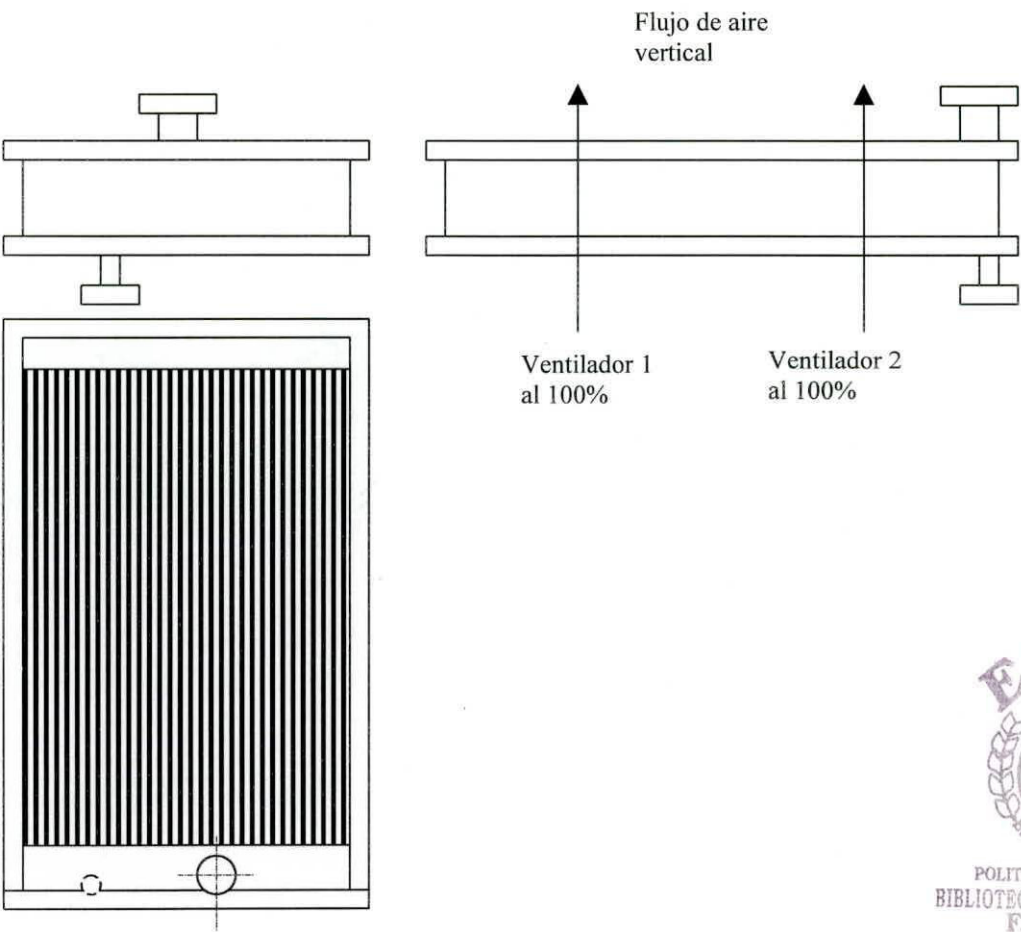


Figura 1.1: condensador original en buen estado

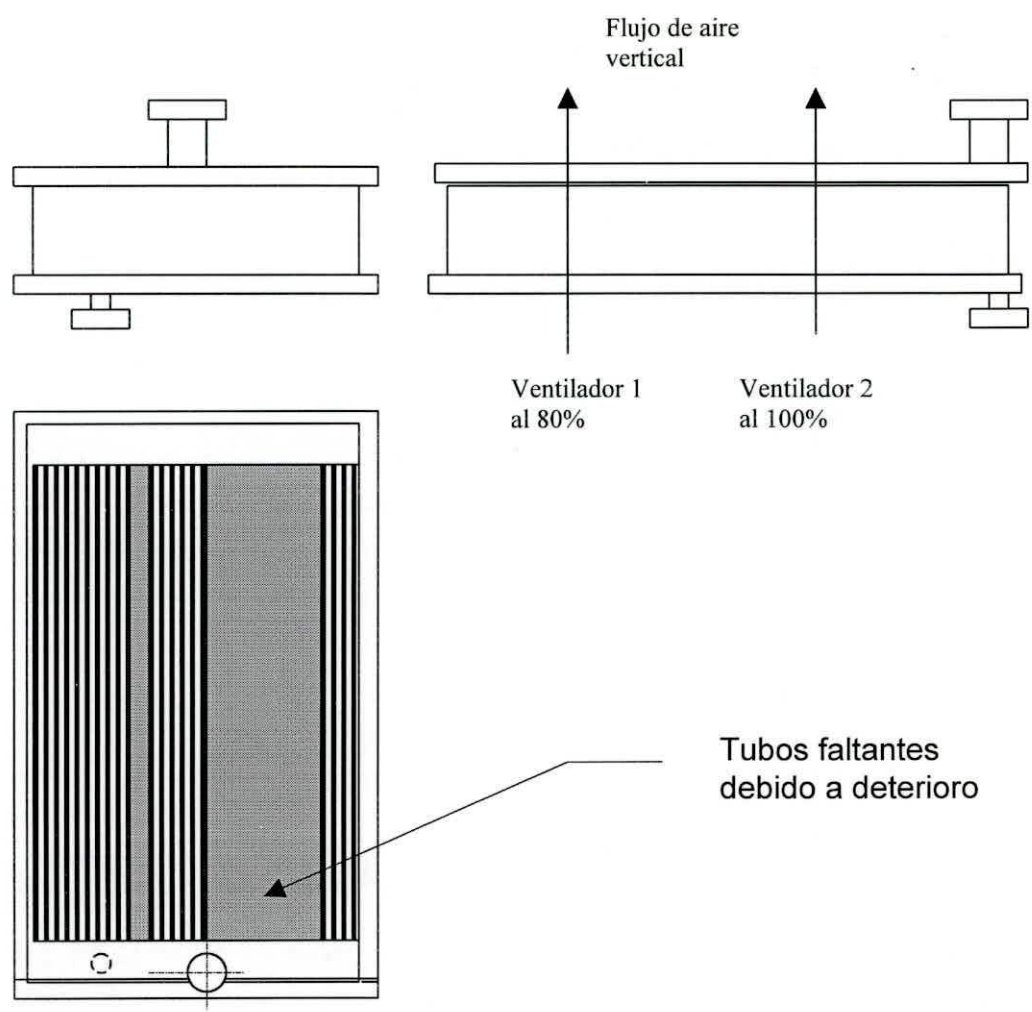


Figura 1.2: condensador actual

Para solucionar este problema se ve la necesidad de cambiar totalmente el condensador o cambiar todos los tubos del condensador actual,

1.3 EFECTOS AMBIENTALES

Los problemas ambientales se producen debido a que al realizarse la condensación existe una separación de agua - gasolina lo cual en caso de no obtener la temperatura deseada se producirá una mala separación de manera que el agua contendrá elementos contaminantes que no cumplen con las normas necesarias para ser arrojadas al mar. Dicha agua obtenida parece relativamente clara y a menudo es difícil distinguirla de otras.

En la producción de agua del condensador los volúmenes son bajos y considerando una buena separación de agua - gasolina esta agua es lanzada al drenaje, lo cual en las condiciones actuales del condensador resulta sumamente preocupante.

1.4 ALTERNATIVAS DE SOLUCIÓN

En vista de la problemática que sufre la empresa esta tiene las siguientes soluciones.

- Comprar un condensador nuevo de la misma característica del original cuyo costo es de 60.000 dólares.
- Cambio de tubos aleteados al actual condensador cuyo costo es de 27.000 dólares
- Compra de un condensador de los existentes en el mercado y que esté lo más acorde posible con el volumen de producción actual de la planta. Dicho condensador tiene un costo aproximado de 7.800 dólares
- Solicitar el diseño y construcción de un condensador con las características físicas y termodinámicas requeridas.

1.5 ALCANCE DEL PROYECTO.

El proyecto tiene como objeto, el diseño de un condensador con las especificaciones que requiere la compañía para la solución del problema que actualmente se encuentra atravesando por motivo del deterioro del condensador de la planta de gasolina, dicho diseño quedará a la disposición de la empresa para su construcción, dicho condensador deberá permitir:

- Aumentar la capacidad de producción en por lo menos un 50% que según las estimaciones realizadas sería la máxima producción que podría alcanzar la planta

- Lograr una mejora en la calidad de la gasolina natural asiendo más eficiente el proceso de condensado, y evitando los elementos que se desprenden del condensador actual producto de su deterioro.
- Eliminar el daño que se hace al medio ambiente por la contaminación, de los gases producidos por la ruptura de tubos.

Capítulo 2

2. FUNDAMENTOS TEORICOS UTILIZADOS EN EL DISEÑO.

2.1 CONCEPTOS BÁSICOS

Para el diseño se requiere el conocimiento previo de las propiedades físicas de los fluidos con los cuales se trabajaran. Al conocer las propiedades y las ecuaciones que rigen su comportamiento esto permitirá resolver cualquier problema de flujo de fluidos que se pueda presentar en los bancos de tubos del condensador.

Se definen a continuación varios conceptos importantes:

2.1.1. Viscosidad absoluta o dinámica

La viscosidad expresa la facilidad que tiene el fluido para fluir cuando se le aplica una fuerza externa. La viscosidad

absoluta de un fluido, es una medida de su resistencia al desplazamiento ó a sufrir deformaciones internas. La unidad de viscosidad dinámica en el sistema ingles es libra fuerza segundo por pie cuadrado (lbf.s/ft^2). Para el sistema CGS la unidad es el Poise (P). El submúltiplo centipoise (cP), 10^{-2} poises, es la unidad más utilizada.. Se suele utilizar el símbolo (μ) para indicar 1 cP. La viscosidad del agua es de 1.002 cP a una temperatura de 68 °F (20 °C).

La relación entre lbf.s/ft^2 y el centipoise es:

$$1\text{cP} = 0.20886 \text{ lbf.s/ft}^2$$

2.1.2. Viscosidad cinemática

Es el cociente entre la viscosidad dinámica y la densidad. La unidad en el sistema ingles es el pie cuadrado por segundo (ft^2/s) y es usual utilizar el centistoke (cst), 10^{-2} Stokes.

$$1 \text{ ft}^2/\text{s} = 1.07639 \cdot 10^{-5} \text{ cst}$$

$$\sigma \text{ (cst)} = \mu / \rho \tag{2.1}$$

Donde ρ es densidad en lb/ft^3

TABLA I
VISCOSIDADES DE LIQUIDOS

Para usarse como coordenadas con la figura 2.1

Líquido	X	Y	Líquido	X	Y
Acetaldehído	15.2	4.8	Cloruro Estánico	13.5	12.8
Acetato de Amilo	11.8	12.5	Cresol, meta	2.5	20.8
Acetato de Butilo	12.3	11.0	Dibromoetano	12.7	15.8
Acetato de Etilo	13.7	9.1	Dicloroetano	13.2	12.2
Acetato de Metilo	14.2	8.2	Diclorometano	14.6	8.9
Acetato de Vinilo	14.0	8.8	Difenilo	12.0	18.3
Acetona 100%	14.5	7.2	Eter Etilico	14.5	5.3
Acetona 35%	7.9	15.0	Etilbenceno	13.2	11.5
Agua	10.2	13.0	Etilenglicol	6.0	23.6
Acido Acético 100%	12.1	14.2	Fenol	6.9	20.8
Acido Acético 70%	9.5	17.0	Formiato de Etilo	14.2	8.4
Acido Butírico	12.1	15.3	Freon 11	14.4	9.0
Acido Clorosulfónico	11.2	18.1	Freon 12	16.8	5.6
Acido Fórmico	10.7	15.8	Freon 21	15.7	7.5
Acido Isobutírico	12.2	14.4	Freon 22	17.2	4.7
Acido Nítrico 95%	12.8	13.8	Freon 113	12.5	11.4
Acido Nítrico 60%	10.8	17.0	Freon 114	14.6	8.3
Acido Propiónico	12.8	13.8	Glicerina 100%	2.0	30.0
Acido Sulfúrico 110%	7.2	27.4	Glicerina 50%	6.9	19.6
Acido Sulfúrico 98%	7.0	24.8	Heptano	14.1	8.4
Acido Sulfúrico 60%	10.2	21.3	Hexano	14.7	7.0
Alcohol Alílico	10.2	14.3	Hidróxido de Sodio 50%	3.2	25.8
Alcohol Amílico	7.5	18.4	Yoduro de Etilo	14.7	10.3
Alcohol Butílico	8.6	17.2	Yoduro de Propilo	14.1	11.6
Alcohol Etilico 100%	10.5	13.8	Isobutano	14.5	3.7
Alcohol Etilico 95%	9.8	14.3	Mercurio	18.4	16.4
Alcohol Etilico 40%	6.5	16.6	Metanol 100%	12.4	10.5
Acido Clorhídrico 31.5%	13.0	16.6	Metanol 90%	12.3	11.8
Alcohol Isobutílico	7.1	18.0	Metanol 40%	7.8	15.5
Alcohol Isopropílico	8.2	16.0	Metilcelcetona	13.9	8.6
Alcohol Octílico	6.2	21.1	Naftaleno	7.9	18.1
Alcohol Propílico	9.1	16.5	Nitrobenceno	10.6	15.2
Amoniaco 100%	12.6	2.0	Nitrotolueno	11.0	17.0
Amoniaco 26%	10.1	13.9	Octano	13.7	10.0
Anhidrido Acético	12.7	12.8	Oxalato de Dietilo	11.0	16.4
Anilina	8.1	18.7	Oxalato de Dimetilo	12.3	15.8
Anisol	12.3	13.5	Oxalato de Dipropilo	10.3	17.7
Benceno	12.5	10.9	Pentacloroetano	10.9	17.3
Bióxido de Azufre	15.2	7.1	Pentano	14.9	5.2
Bióxido de Carbono	11.8	0.3	Propano	15.3	1.0
Bisulfuro de Carbono	16.1	7.5	Salmuera CaCl ₂ 25%	6.6	15.9
Bromo	14.2	13.2	Salmuera NaCl 25%	10.2	16.6
Bromotolueno	20.0	15.9	Sodio	16.4	13.9
Bromuro de Etilo	14.5	8.1	Tetracloroetano	11.9	15.7
Bromuro de Propilo	14.5	9.6	Tetracloroetileno	14.2	12.7
n-Butano	15.3	3.3	Tetracloruro de Carbono	12.7	13.1
Ciclohexanol	2.9	24.3	Tetracloruro de Titanio	14.4	12.3
Clorobenceno	12.3	12.4	Tribromuro de Fósforo	13.8	16.7
Cloroformo	14.4	10.2	Tricloruro de Arsénico	13.9	14.5
Clorotolueno, orto	13.0	13.3	Tricloruro de Fósforo	16.2	10.9
Clorotolueno, meta	13.3	12.5	Tricloroetileno	14.8	10.5
Clorotolueno, para	13.3	12.5	Tolueno	13.7	10.4
Cloruro de Etilo	14.8	6.0	Turpentina	11.5	14.9
Cloruro de Metilo	15.0	3.8	Xileno, orto	13.5	12.1
Cloruro de Propilo	14.4	7.5	Xileno, meta	13.9	12.1
Cloruro de Sulfurilo	15.2	12.4	Xileno, para	13.9	10.9

* De Perry, J. H., "Chemical Engineers' Handbook 3d. ed., McGraw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950.



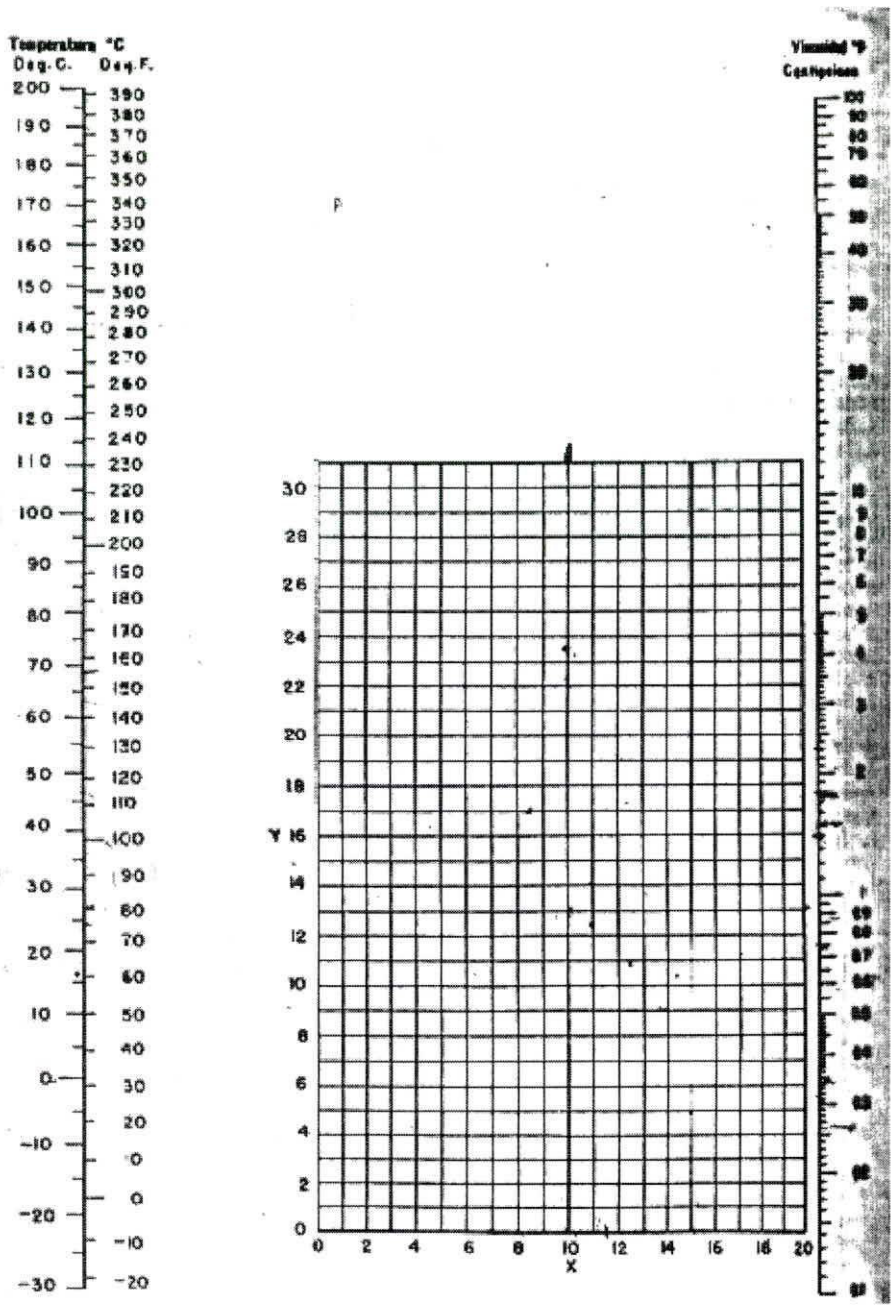


Figura 2.1: Viscosidades de líquidos

TABLA II
VISCOSIDADES DE GASES

Para usarse como coordenadas en la fig. 2.2

Gas	X	Y
Acetato de Etilo	8.5	13.2
Acetona	8.9	13.0
Acetileno	9.8	14.9
Acido Acético	7.7	14.3
Agua	8.0	16.0
Aire	11.0	20.0
Alcohol Etilico	9.2	14.2
Alcohol Metílico	8.5	15.6
Alcohol Propílico	8.4	13.4
Amoníaco	8.4	16.0
Argón	10.5	22.4
Benceno	8.5	13.2
Bromo	8.9	19.2
Buteno	9.2	13.7
Butileno	8.9	13.0
Dióxido de Azufre	9.6	17.0
Dióxido de Carbono	9.5	18.7
Bisulfuro de Carbono	8.0	16.0
Bromuro de Hidrógeno	8.8	20.9
Cianógeno	9.2	15.2
Ciclohexano	9.2	12.0
Cianuro de Hidrógeno	9.8	14.9
Cloro	9.0	18.4
Cloroformo	8.9	15.7
Cloruro de Etilo	8.5	15.6
Cloruro de Hidrógeno	8.8	18.7
Cloruro de Nitrosilo	8.0	17.6
Etano	9.1	14.5
Eter Etilico	8.9	13.0
Etileno	9.5	15.1
Flúor	7.3	23.8
Freon 11	10.6	15.1
Freon 12	11.1	16.0
Freon 21	10.8	15.3
Freon 22	10.1	17.0
Freon 113	11.3	14.0
Helio	10.9	20.5
Hexano	8.6	11.8
Hidrógeno	11.2	12.4
$3H_2 + 1N_2$	11.2	17.2
Yodo	9.0	18.4
Yoduro de Hidrógeno	9.0	21.3
Mercurio	5.3	22.9
Metano	9.9	15.5
Monóxido de Carbono	11.0	20.0
Nitrógeno	10.6	20.0
Oxido Nítrico	10.9	20.5
Oxido Nitroso	8.8	19.0
Oxígeno	11.0	21.3
Pentano	7.0	12.8
Propano	9.7	12.9
Propileno	9.0	13.8
Sulfuro de Hidrógeno	8.6	18.0
Tolueno	8.6	12.4
2, 3, 3-Trimetilbutano	9.5	10.5
Xenón	9.3	23.0

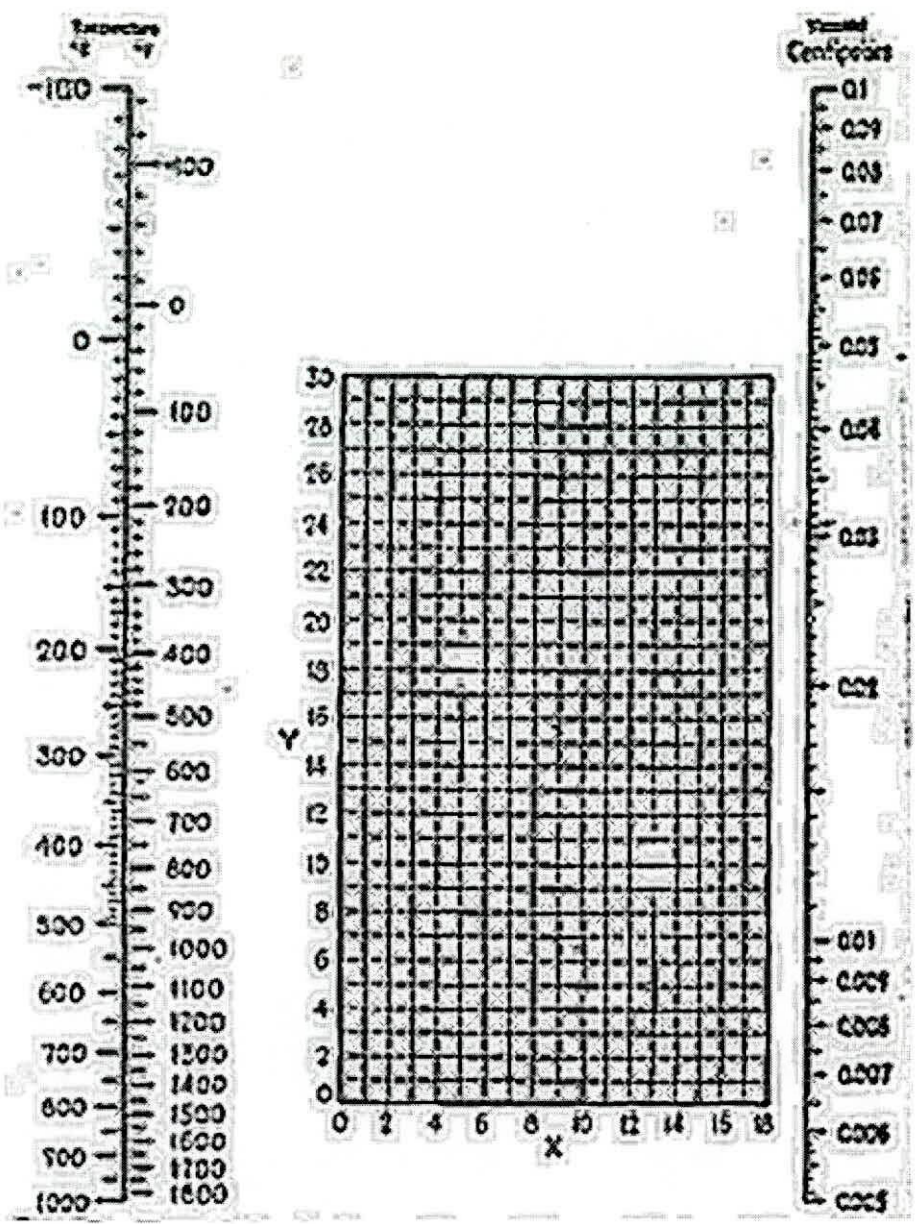


Figura 2.2: Viscosidades de gases

2.1.3. Densidad, volumen específico y gravedad específica

La densidad de una sustancia es la relación de su masa por unidad de volumen, su unidad en el sistema ingles es libra masa por pie cubico, se lo representa por signo (ρ). El volumen específico (v) es el inverso de la densidad cuya unidad es el pie cúbico por libra masa (ft^3/lb).

$$\text{Tenemos que: } v = 1/\rho \quad (2.2.a)$$

$$\rho = 1/v \quad (2.2.b)$$

En la Tabla I se indican la gravedad específica y el peso molecular de algunos líquidos.

Al no existir valores altos de presión, el efecto sobre la densidad de los líquidos en los problemas de flujo no influye mucho. Pero varía mucho sobre la densidad de los gases y vapores al existir variación de presión. Para los gases perfectos, la densidad puede calcularse de la siguiente forma:

$$\rho = 144 p/R*T \quad (2.3)$$

$$R = 1545/M \quad (2.3.a)$$

Donde,

R, es la constante individual de los gases

M, es el peso molecular del gas

T, es la temperatura

En líquidos, el peso específico o densidad relativa es una medida relativa de la densidad de una sustancia con respecto a la densidad del agua.

$$\gamma = \rho_l / \rho_w \quad (2.4)$$

Al utilizar un hidrómetro para medir directamente la densidad relativa de un líquido normalmente se usa escala API para petróleos y la relación entre la escala hidrométrica es:

$$S.G_{60F} = \gamma = 141.5 / (131.5 + ^\circ\text{API}) \quad (2.5)$$

La densidad relativa de los gases se define como la relación de la densidad de un gas con respecto a la densidad del aire, a las mismas condiciones. Se puede expresar también como la relación de pesos moleculares de un gas con respecto al aire.



TABLA III
GRAVEDADES ESPECIFICAS Y PESO MOLECULAR DE
LIQUIDOS

Compuesto	Mol.	S *	Compuesto	Mol.	S *
Acetaldehído	44.1	0.78	Cloruro de etilo	84.5	0.02
Acetato de amilo	130.2	0.88	Cloruro de metilo	50.3	0.92
Acetato de etilo	88.1	0.90	Cloruro de n-propilo	78.5	0.89
Acetato de metilo	74.9	0.93	Cloruro de sulfúrico	135.0	1.67
Acetona	58.1	0.79	Dibrometano	187.9	2.00
Acetato de butilo	116.2	0.88	Diclorometano	89.0	1.17
Acetato de vinilo	86.1	0.83	Diclorometano	88.8	1.14
Agua	18.0	1.0	Difenilo	154.2	0.99
Acido acético 100%	60.1	1.05	Eter etílico	74.1	0.71
Acido acético 70%	68.1	1.07	Etilbenceno	106.1	0.87
Acido n-butírico	88.1	0.86	Etilglicol	88.1	1.04
Acido i-butírico	88.1	0.86	Fenol	94.1	1.07
Acido clorosulfónico	116.5	1.77	Formiato de etilo	74.1	0.92
Acido fórmico	46.0	1.22	Glicerina 100%	92.1	1.26
Acido nítrico 95%	63.0	1.50	Glicerina 50%	92.1	1.13
Acido nítrico 60%	63.0	1.38	n-heptano	100.2	0.68
Acido propiónico	74.1	0.99	n-hexano	86.1	0.68
Acido sulfúrico 100%	98.1	1.83	Hidróxido de sodio 50%	74.1	1.33
Acido sulfúrico 98%	98.1	1.84	Yoduro de etilo	135.9	1.93
Acido sulfúrico 60%	98.1	1.05	Yoduro de n-propilo	170.0	1.75
Alcohol alílico	58.1	0.86	Mercurio	200.6	13.55
Alcohol amílico	88.2	0.81	Metacresol	108.1	1.03
Alcohol n-butílico	74.1	0.81	Metanol 100%	32.5	0.79
Alcohol i-butílico	74.1	0.82	Metanol 80%	32.5	0.82
Alcohol etílico 100%	46.1	0.79	Metanol 40%	32.5	0.94
Alcohol etílico 85%	46.1	0.81	Metilcelcetona	72.1	0.81
Alcohol etílico 40%	46.1	0.84	Naftaleno	128.1	1.14
Alcohol isopropílico	60.1	0.79	Nitrobeneno	123.1	1.20
Alcohol octílico	130.23	0.82	Nitrotolueno, orto	137.1	1.18
Alcohol n-propílico	60.1	0.80	Nitrotolueno, meta	137.1	1.16
Amoniaco 100%	17.0	0.61	Nitrotolueno, para	137.1	1.29
Amoniaco 26%	17.0	0.91	n-octano	114.2	0.70
Ácido acético	102.1	1.08	Oxalato de dietilo	146.1	1.08
Anilina	93.1	1.02	Oxalato de dimetilo	118.1	1.42
Anisol	108.1	0.89	Oxalato de dipropilo	174.1	1.32
Benceno	78.1	0.88	Pentacloroetano	292.3	1.67
Óxido de azufre	64.1	1.38	n-pentano	72.1	0.69
Óxido de carbono	44.0	1.29	Propano	44.1	0.59
Bisulfuro de carbono	76.1	1.28	Salmuera, Ca Cl, 25%	123.1	1.23
Bromotolueno, orto	171.0	1.42	Salmuera, Na Cl, 25%	119.1	1.19
Bromotolueno, meta	171.0	1.41	Sodio	23.0	0.97
Bromotolueno, para	171.0	1.39	Tetracloroetano	187.9	1.00
Bromuro de etilo	108.9	1.43	Tetracloroetileno	185.9	1.63
Bromuro de n-propilo	123.0	1.33	Tetracloruro de carbono	153.8	1.80
n-butano	58.1	0.69	Tetracloruro de titanio	189.7	1.73
i-butano	58.1	0.69	Tri bromuro de fósforo	270.8	2.85
Ciclohexanol	100.2	0.98	Tricloruro de arsénico	181.3	2.18
Clorobenceno	112.6	1.11	Tricloruro de fósforo	137.4	1.57
Cloroformo	119.4	1.49	Tricloroetileno	131.4	1.46
Clorotolueno, orto	126.6	1.08	Tolueno	92.1	0.87
Clorotolueno, meta	126.6	1.07	Xileno, orto	106.1	0.87
Clorotolueno, para	126.6	1.07	Xileno, meta	106.1	0.86
Cloruro estánico	260.5	2.23	Xileno, para	106.1	0.86

$$S.G_g = \gamma_g = M_g / M_{aire} \quad (2.6)$$

Donde,

γ_g , es la gravedad específica del gas

M_g , es el peso molecular

M_{aire} , es el peso molecular del aire (28.94)

2.1.4. Regímenes de flujo en tuberías, Laminar y Turbulento:

El tipo de flujo que existe a velocidades más bajas que la crítica se conoce como régimen laminar en la cual las capas se desplazan ordenadas una sobre otra, la velocidad del fluido es máxima en el eje de la tubería y disminuye rápidamente hasta anularse en las paredes de la tubería.

A velocidades mayores que la crítica, el régimen es turbulento en el cual hay un movimiento irregular de las partículas del fluido, la distribución de la velocidad en este régimen es más regular a través del diámetro de la tubería que en el régimen laminar.

2.1.5. Velocidad media:

Es la velocidad promedio de cierta sección transversal dada por la ecuación de continuidad para flujo estacionario:

$$V = q/A \quad (2.7)$$

2.1.6. Número de Reynolds:

El régimen de flujo en tuberías, depende del diámetro de la tubería, de la densidad, de la viscosidad del flujo y de la velocidad del flujo. Al combinar estas cuatro variables se obtiene un valor numérico y conocido como número de Reynolds, y puede considerarse como la relación de fuerzas dinámicas de una masa de fluido respecto a los esfuerzos de la deformación ocasionados por la viscosidad, tenemos que:

$$Re = (D \cdot v \cdot \rho) / \mu \quad (2.8)$$

Se tiene también que:

$Re \leq 2000$	flujo laminar
$Re \geq 4000$	flujo turbulento

La zona intermedia se la conoce como crítica o zona de transición.

2.2 TIPOS DE CONDENSADORES

El condensador es un intercambiador de calor cuyo objeto es transmitir al medio ambiente (aire o agua) el calor

La cantidad de calor que se debe evacuar precede de :

- El calor sensible de los vapores recalentados
- El calor latente de liquefacción
- El calor sensible del líquido sub-enfriado

El condensador puede por lo tanto ser dividido en tres zonas que son respectivamente:

Zona de desrecalentamiento

Zona de condensación

Zona de sub-enfriamiento

La absorción debido del flujo calórico puede solamente ser realizada por:

- Elevación de su temperatura (absorción de calor sensible)
- Cambio parcial de estado físico (calor latente de vaporización)

De acuerdo a estos procedimientos podemos clasificarlos de la siguiente manera (ver tabla IV):

TABLA IV
TIPOS DE CONDENSADORES

CONDENSADORES	CALOR SENSIBLE	Aire	A circulación natural
			A circulación forzada
		Agua	A inmersión
			A doble tubo y contra corriente
			Multitubulares horizontales
	CALOR LATENTE	Atmosféricos	Multitubulares verticales
			A chorro simple
			A chorro y contra corriente
		A evaporización forzada	Condensadores evaporativos

2.3 GASES

El cálculo de calentamiento y enfriamiento de gases difiere únicamente en aspectos menores de los procedimientos empleados en sistemas líquido- Líquido, las relaciones entre coeficientes de película para los gases y las caídas de presión permitidas, dependen críticamente de las presiones de operación del sistema mientras que para fluidos incompresibles la presión de operación no es importante. Los valores de los coeficientes de película para los gases son, generalmente, menores que aquellos que se obtienen

para líquidos a iguales valores de masa - velocidad, las diferencias son inherentes a las propiedades de los gases.

2.3.1. Propiedades de los gases.

Las propiedades de los gases se comparan con aquellas de los líquidos para acentuar las mayores diferencias entre ellos. Las viscosidades de los líquidos varían desde 0.015 hasta 0.025 centipoise, o cerca de un décimo a un quinto de los valores obtenidos para los líquidos menos viscosos. Las viscosidades de los gases aumentan la temperatura en contraste con la de los líquidos y el número de Reynolds es correspondientemente mayor aun cuando la masa - velocidad sea menor. Las conductividades térmicas de los gases, con la excepción del hidrógeno, son un quinto de los valores usualmente obtenidos, para los líquidos orgánicos y cerca de un quinceavo de los valores para el agua y soluciones acuosas. Los calores específicos para gases orgánicos y vapores son ligeramente menores que aquellos de los líquidos orgánicos. Con la excepción del hidrógeno, el calor específico de los gases inorgánicos y vapores de hidrocarburos ligeros varían de 0.2 a 0.5 Btu/lb °F. Aun cuando el calor específico, viscosidad y conductividad

térmica de un gas aumente con la temperatura, el número de Prandtl $c_p\mu/k$ tiene poca dependencia de la temperatura, Excepto cuando esta cercana a la crítica. El valor de $c_p\mu/k$ calculado a cualquier temperatura particular sirve suficientemente bien para soluciones de problemas que envuelvan el mismo gas a otra temperatura dentro de proximidad razonable.

Mientras que la mayoría de los datos de viscosidad, calor específico y conductividad de los gases se tabulan a presión atmosférica se pueden hacer correcciones a otras presiones mediante métodos ya establecidos. Las viscosidades pueden corregirse mediante la correlación de Comings y Egly, o mediante el empleo del método de Othmer y Josefowitz. Los calores específicos pueden corregirse mediante el método de Watson y Smith. Estas correcciones sin embargo, no tendrán significado a menos que la presión del gas sea grande. Excepto a vacíos muy altos, las conductividades de los gases no se afectan por la presión. El cálculo de la densidad o volumen específico de un gas mediante el uso de la ley de los gases perfectos es permisible para presiones moderadas, pero puede tener error a altas presiones, o la ley de los

gases perfectos puede remplazarse con una ecuación de estado más aceptable como la de Van der Waals o Beattie-Bridgman.

2.4 CONDENSACIÓN DE UNA MEZCLA DE MULTICOMPONENTES

2.4.1. CORRELACION VAPOR-LIQUIDO EN LAS MEZCLAS.

Aun cuando la regla de la fase ha sido usada sólo de manera cualitativa, es importante en la identificación de los diferentes tipos de problemas de mezclas. Excepto en las mezclas binarias o mezclas de varios componentes cuyos puntos de ebullición en su condición pura no difieran grandemente, la condensación de las mezclas de vapores tiene lugar sobre un amplio rango de temperaturas. La fracción de la carga total de calor liberada durante un descenso fraccional en la temperatura del vapor, no debe ser uniforme en todo el rango de condensación y esto invalida el uso de la media logarítmica sola o $FT \times MLDT$. Para la solución de nuestro problema es necesario la determinación o cálculo de la curva de condensación para la mezcla.

Cuando un vapor simple esta en equilibrio con su liquido, el vapor y el liquido tiene la misma composición. Para una mezcla algunos de los componentes son más volátiles que otros (excepto en las mezclas de punto de ebullición constantes) el vapor y el liquido tiene diferente composición. El porcentaje del componente más volátil es mayor en el vapor. La siguiente discusión se aplica particularmente a mezclas que formen soluciones ideales, aun cuando se incluyen sugerencias para su aplicación en soluciones no ideales.

Una solución ideal, es aquella en la que la presencia de varios componentes no tiene efecto sobre la conducta de cada uno de ellos y que se gobiernan por las leyes de Dalton y de Raoult. Para un sistema de esta naturaleza, la ley de Dalton establece que la presión total es la suma de las presiones parciales en la fase sobre la solución líquida. La ley de Raoult establece que la presión parcial de un componente sobre una solución líquida es igual al producto de su presión como componente puro y su fracción mol en la solución. Esto ultimo no es verdad para soluciones no ideales, en las cuales la presencia de varios componentes

tiende a reducir la presión parcial de los otros, de manera que la presión parcial no es la suma de los productos de las fracciones mol y la presión de vapor en el estado puro. Materiales de naturaleza electrolítica o iónica, tienen grandes desviaciones de las soluciones ideales. Para una solución ideal:

Ley de Dalton:

$$p_t = p_1 + p_2 + p_3 \quad p_1 = p_t y_1 \quad (2.9)$$

Ley de Raoult:

$$p_t = pp_1 x_1 \quad (2.10)$$

Donde p_t es la presión total, p_1 es la presión parcial del componente 1, pp_1 la presión de vapor del componente puro 1 a la temperatura de solución, y_1 la fracción mol del componente 1 de la fase vapor, y x_1 la fracción mol del componente 1 en el líquido. Suscrito 2, 3, etc., se refiere a los otros componentes. La fracción mol es la razón del número de moles de un componente simple al número total de moles en la mezcla y, muchas veces se abrevia m_f . El mol por ciento es la fracción mol multiplicada por 100.

Resolviendo las ecuaciones (2.9) y (2.10) Para p_1



$$p_1 = p_{p1} x_1 = p_t y_1 \quad (2.11)$$

Reacomodando,

$$y_1 = (p_{p1} x_1)/p_t \quad (2.12)$$

Las soluciones que son ideales a presiones moderadas se desvían de la idealidad a presiones altas, cada componente tiende en cierto grado a bajar la presión del otro. La presión total no es ya la suma de las presiones parciales, y la ecuación (2.9) no es válida. Se introducen entonces las fugacidades o presiones corregidas designadas por la letra f . Las fugacidades son las presiones parciales de los compuestos de manera tal que los criterios de idealidad pueden retenerse, y sus estudios se originan con experimentos presión - volumen - temperatura en las sustancias químicas actuales.

Donde f_t Reemplaza a la presión total p_t

$$y_1 = (f_{p1} x_1)/f_t \quad (2.13)$$

o

$$\text{Donde } K = f_{p1}/f_t \quad (2.14)$$

$$\Sigma y_1 = \Sigma (K_1 x_1) \quad (2.15)$$

K Se llama la constante de equilibrio.

Cuando una mezcla se encuentra en equilibrio en la fase vapor líquido, el vapor posee un mayor porcentaje que le líquido del componente más volátil. Es posible, a partir de las ecuaciones (2.11) a (2.15).

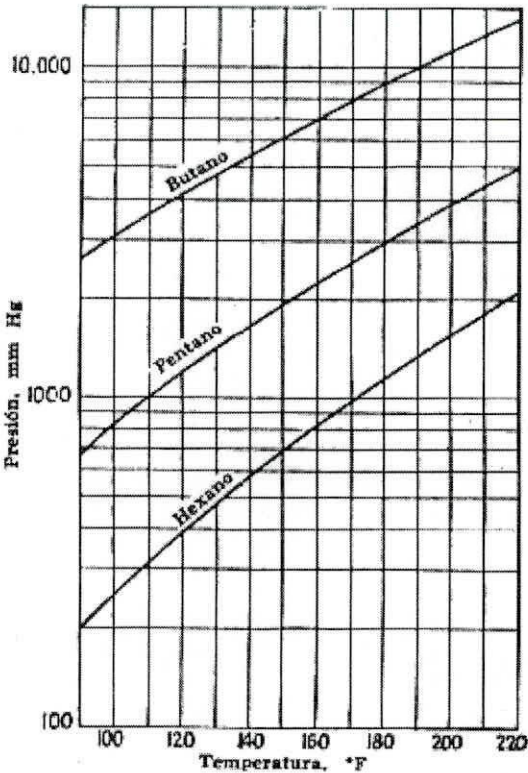


Figura 2.3: Curvas de presión de vapor

A cualquier presión total dada, calcular la fracción mol y_1 del componente en la fase vapor que coexista con la fracción mol x_1 del mismo componente en la fase líquida. Las presiones de vapor de los componentes puros, deben conocerse a la temperatura a la cual se supone que existe el equilibrio vapor - líquido. Datos butano, pentano y hexano, como se ve en la figura 2.3, el butano posee la mayor presión de vapor a cualquier temperatura dada. Las varias mezclas de los tres compuestos son formuladas con iguales proporciones de pentano y hexano y aquella con mayor proporción de butano empezaría a hervir a casi la temperatura de ebullición del butano puro. Otras mezclas que tengan preponderancia de hexano ebullicen cerca del punto de ebullición del hexano. Cualquier mezcla de los tres componentes, empieza a hervir a una temperatura inicial mayor que el punto de ebullición del butano puro y menor que el punto de ebullición del hexano puro, puesto que la ebullición empieza solamente cuando la suma de las presiones parciales, $p_1 + p_2 + p_3$, es infinitesimalmente mayor que la presión total del sistema.

Se presume que la ebullición empieza cuando la primera burbuja es forzada fuera de la solución. Esta temperatura se llama punto de burbuja de la mezcla, el término punto de ebullición ha sido reservado para el compuesto puro, si la mezcla se hierve a presión constante con expansión total del volumen de vapor formado, la fase líquida no desaparece sino hasta que la última gota se vaporiza. Para mezclas que se refieren a lo anterior, la última gota consiste principalmente de hexano y desaparece a mayor temperatura que a la que a la burbuja inicial de la mezcla se formó. Después de la vaporización completa, la composición de vapor total es la misma que la composición del líquido antes de que empezara la vaporización. De la misma manera, si el equilibrio empezara con toda la mezcla en su fase vapor, la fase líquida empezaría con la formación de la primera gota de condensado cuya composición es idéntica a la última gota vaporizada. La temperatura de formación de la primera gota por extracción de calor de la fase vapor se llama también punto de rocío. La diferencia entre el punto de burbuja y el punto de rocío es el rango de ebullición, que existe para cualquier mezcla miscible según se predice por la regla de la fase.

2.4.2. Cálculo de operación entre el punto de rocío y el de burbuja.

Usualmente los cálculos de los puntos de rocío y de burbuja a partir de fracciones mol, es un paso innecesario y es deseable efectuar cálculos de multicomponentes directamente sobre el número de moles.

Puesto que

$$y_1 = K_1 x_1$$

Es lo mismo que

$$V_1 / V = K_1 L_1 / L$$

Donde V_1 es el número de moles de un componente en el vapor, y L_1 el número de moles de ese componente en el líquido. V y L son el número total de moles de vapor y líquido, respectivamente.

$$\text{En el punto de rocío,} \quad V_1 = K_1 L_1 \quad (2.16)$$

$$\text{En el punto de burbuja,} \quad L_1 = V_1 / K_1 \quad (2.17)$$

En un recipiente cerrado en el equilibrio a cualquier temperatura entre el punto de Rocío y el de burbuja, si Y es el número original de moles de vapor que consiste de $Y_1, Y_2,$

Y_3 , etc., para compuestos la cantidad de condensado es dada por

$$Y = V + L \quad Y_1 = V_1 + L_1$$

Donde V es el número de moles de vapor que restan y L es el número total de moles de líquido formado. Entonces

$$V_1 = Y_1 - L_1$$

$$V_1 = K_1 L_1 V/L$$

$$L_1 = Y_1 / (1 + K_1 V/L) \quad (2.18)$$

Para determinar las moles condensadas a cualquier temperatura dada entre el punto de rocío y el de burbuja, supóngase una razón V/L y calcúlense por la ecuación (2.18) el número de moles de líquido formado por el valor supuesto de V/L . Si la razón de la masa de vapor que resta a las moles de líquido formado no checa el valor supuesto de V/L , debe hacerse una nueva suposición.

2.5 INTERCAMBIADORES CON ALETAS TRANSVERSALES

Los intercambiadores de aletas transversales en flujo cruzado solo se usan cuando los coeficientes de película de los fluidos que pasan

sobre ellos son bajos. Esto se aplica particularmente a gases y aire a presiones bajas y moderadas. También se disponen de tubos que tiene muchas y muy pequeñas aletas formadas integralmente a partir del tubo mismo y que se usan en los intercambiadores convencionales con defectos de flujo lado a lado. Estos pueden ser calculados usando una curva de transferencia de calor para el lado de la coraza y una curva de eficiencia apropiada.

Posiblemente la aplicación más importante de las aletas transversales se encuentra. En los enfriadores de gases y aplicaciones de calentamiento de los mismos como en los hornos y calderas (economizadores), los serpentines para aire acondicionado, condensadores de vapor enfriados por aire. Una aplicación que esta ganando popularidad es el condensador de vapor enfriado por aire como el mostrado en la figura 1.1, para localidades que no cuentan con el adecuado suministro de agua de enfriamiento. El vapor entra a los tubos y un abanico induce una corriente de aire que circula sobre los tubos aleteados del aparato. En esta forma es posible lograr una mejor aproximación a la temperatura atmosférica que la que se lograría con una superficie razonable compuesta enteramente por tubos lisos.

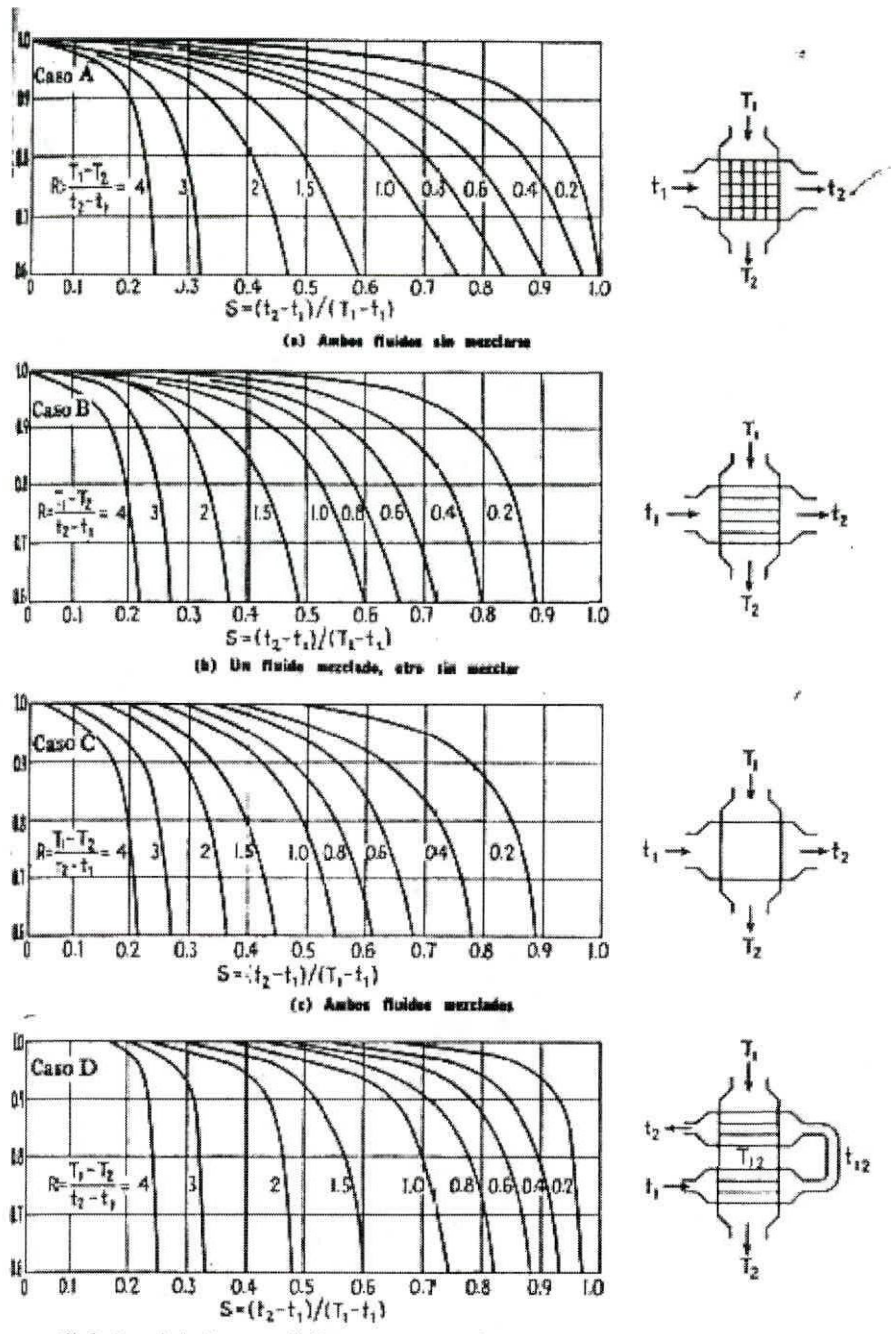


Figura 2.4. Factores de corrección y diferencia de temperatura para flujo cruzado

La verdadera diferencia de temperatura para sistemas que operan en flujo cruzado difieren naturalmente de los otros tipos de flujo, excepto cuando un fluido es isotérmico; entonces todos los sistemas están en verdadero flujo a contracorriente. Antes de proceder al cálculo de un intercambiador de superficie extendida se deberá hacer una investigación de la influencia del tipo de flujo sobre la verdadera diferencia de temperatura en el flujo cruzado.

2.5.1. Promedio logarítmico de la diferencia de temperatura.

(MLDT)

Debido al cambio de ΔT con la posición del intercambiador es necesario trabajar con una ecuación de flujo de forma.

$$Q = U A \Delta T_{ml}$$

Donde ΔT_{ml} es una diferencia de temperatura promedio apropiada que es una diferencia de temperaturas media logarítmica.

$$\Delta T_{ml} = MLDT = [(\Delta T_2 - \Delta T_1) / \ln(\Delta T_2 - \Delta T_1)]$$

$$\Delta T_{ml} = [(\Delta T_1 - \Delta T_2) / \ln(\Delta T_1 - \Delta T_2)]$$

$$MLDT = ((T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)) / \ln((T_1 - t_2) / (T_2 - t_1)) \quad (2.19)$$

Esta ecuación se puede utilizar para hacer un análisis de intercambiadores de calor, pero antes debe establecerse la forma específica de ΔT_{ml} es así que para intercambiadores de calor bajo la suposición de contraflujo.

$$\Delta T_{ml} = F_T \Delta T_{ml, CF}$$

2.5.2. Diferencia verdadera de temperatura para arreglos en flujo cruzado

Considere un ducto en el que un gas caliente (u otro fluido) pasa en ángulo recto a un haz de tubos que conduce un líquido frío en un solo paso, como se muestra en la figura 2.5 suponga que hay colocados deflectores como se indican por las líneas verticales y que se encuentran en la dirección del flujo del gas para prevenir mezclas en toda la longitud de los tubos. En el punto A en la primera fila horizontal de tubos y en el plano 1-1', hay una sola diferencia de temperatura entre la temperatura del gas a la entrada y la temperatura de la entrada del líquido. Desplazando al plano 2-2' hay una diferencia más pequeña de temperatura en A' entre la temperatura de gas a la entrada y la del líquido a una

temperatura más alta. Similarmente, En 3-3' y el punto A" la diferencia de temperatura es menor que A' y se puede esperar posteriores reducciones en la diferencia de temperatura en toda la longitud de los tubos en la primera fila. Prosiguiendo el análisis a la fila inferior de tubos, la temperatura del gas a la salida de la primera fila de tubos horizontales varía en la longitud del tubo, puesto que la cantidad de calor transferido al pasar sobre la primera fila disminuyó de punto a punto haciéndose menor la diferencia de temperatura. En la segunda fila horizontal las diferencias de temperaturas también varían, pero las temperaturas del gas que abandonan esa fila son diferentes que aquellas que abandonan las filas precedentes.

Supóngase, por otra parte, que los deflectores en la figura 2.5 se eliminan y que los tubos no son muy largos, de manera que el gas que pasa sobre una hilera de tubos pueda considerarse como perfectamente mezclado. Esto es bastante diferente del análisis anterior. En el caso presente la temperatura del gas en una sección transversal varía de hilera en hilera, y puede apreciarse que la verdadera diferencia de temperatura está considerablemente influida



por el hecho de que se presente mezcla de una, ambas o ninguna corriente.

Cuando un gas pasa a ángulo rectos por un haz compuesto de una sola hilera de tubos en un solo paso, se puede considerar que ambos fluidos no se mezclan. Sin embargo, no es siempre posible determinar con claridad si ambas corrientes se mezclan, la definición es algo arbitraria en el caso de haces de tubos de longitudes cortas y largas. En el estudio inferior, se tratan cuatro posibilidades teóricas de mezcla, para permitir un estimado del error que resulta de la suposición de uno de ellos en particular. No se han estudiado las posibles diferencias de temperatura en los flujos cruzados, pero se dispone de las principales derivaciones.

Las siguientes derivaciones son esencialmente aquellas de Nusselt y Smith, y las gráficas de las ecuaciones finales están dadas en la forma desarrollada por Nagle y Bowman, Mueller y Nagle.

Estas derivaciones involucran las suposiciones usuales excepto las calificadas para la mezcla. Si T se refiere al fluido

caliente, t al fluido frío, y los subíndices 1 y 2 a la entrada y salida respectivamente, es conveniente definir tres parámetros, como sigue:

$$K = (T_1 - T_2) / (T_1 - t_1)$$

$$R = K/S = (T_1 - T_2) / (t_2 - t_1)$$

$$S = (T_1 - T_2) / (T_1 - t_1)$$

$$(r) = \Delta t_1 / (T_1 - t_1)$$

entonces se define para contra corriente.

$$(r)_{\text{contracorriente}} = R - 1 / \ln(1 - S) / (1 - RS)$$

$$(r)_{\text{contracorriente}} = ((K - S)/S) / \ln(1 - S) / (1 - K)$$

Empleando el factor F_T para corregir la MLDT a la verdadera diferencia de temperatura ΔT en el flujo cruzado.

$$F_T = (r) / (r)_{\text{contracorriente}}$$

$$\text{Donde } \Delta T = F_T \times \text{MLDT} \quad (2.20)$$

refiriéndose al valor verdadero en flujo cruzado

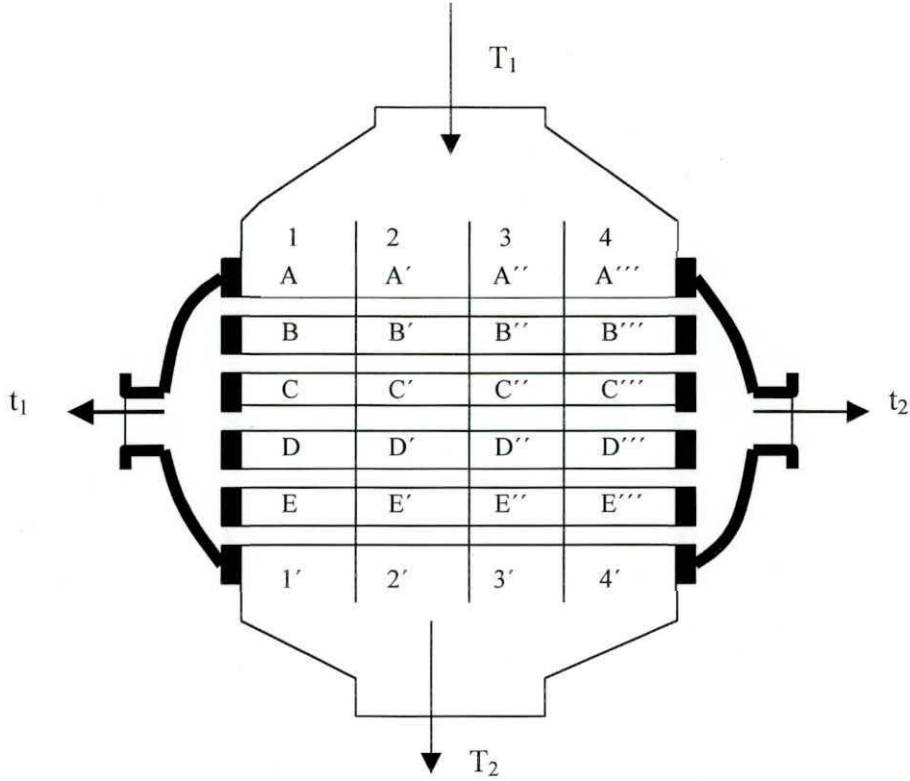


Figura 2.5: Flujo cruzado

2.5.3. Coeficiente de película para aletas transversales

Casi todos los datos disponibles en escala comercial se han efectuado en base a agua o gas de combustible. La curva de transferencia de calor empleada aquí ha sido transformada a los datos de Jameson, que concuerda dentro de límites razonables con los resultados publicados por Tate y Cartinhour para economizadores. Se ha encontrado que el

coeficiente de transferencia de calor no está influido por el espacio de las hileras subsiguientes aun cuando casi todos los datos fueron obtenidos para arreglos triangulares en tresbolillo.

La trayectoria de flujo de calor real en aletas transversales probablemente difiera algo del arreglo idealizado usado al derivar la eficiencia de la aleta. En los arreglos triangulares el aire y gas golpea la parte frontal y los lados de las aletas anulares pero no la parte posterior de las mismas. Como se ha determinado experimentalmente, h_f es realmente sólo un valor promedio. La concentración de calor en la parte conductora de una aleta anular, posiblemente introduce un potencial para que el calor fluya alrededor de la aleta metálica, factor que no se ha tomado en cuenta en la derivación. Las aletas discontinuas tales como estrella u otros tipos, dan por lo general coeficientes más altos que las aletas helicoidales o de disco, y esto puede ser atribuido en parte a la mayor facilidad con la que el gas penetra los espacios adyacentes a las aletas discontinuas.

Debido a que muchas de las aplicaciones involucran gases, se ha hecho costumbre en la transferencia de calor mediante superficies extendidas, usar el factor de transferencia de calor de Colburn $J_h = (h/cG)(c\mu/k)^{2/3}$. Las ventajas de este factor particularmente con los gases, se podrían discutir más afondo. A manera de una presentación consistente de los datos de Jameson, éstos han sido convertidos al factor de transferencia de calor de Sieder-Tate como se muestra en la Fig. 2.6a con el valor de la corrección para viscosidad ϕ tomado como 1.0 para gases. El diámetro equivalente en la correlación de Jameson ha sido definido por

$$D_e = 2(A_f + A_o) / \pi(\text{perímetro proyectado}) \quad (2.21)$$

El perímetro proyectado es la suma de todas las distancias externas en la vista de planta de un tubo transversal. La masa velocidad se computa del área libre de flujo en un banco simple de tubos y ángulos rectos al flujo de gas.

2.5.4. Caída de presión para Aletas transversales

A diferencia de los coeficientes de transferencia de calor, la caída de presión es grandemente influida por el espacio de

las hileras sucesivas de tubos, su disposición y el espaciado. es a menudo posible en equipo de aletas transversales que los pasos verticales y transversales en los tubos sean diferentes. De las excelentes correlaciones de que se dispone para la caída de presión en flujo cruzado, se usa aquí la de Gunter y Shaw. Es igualmente satisfactoria para cálculos de flujo cruzado en tubos lisos y la correlación se basa en aceite, agua y aire. A pesar de que se ha objetado la amplitud de la correlación, ésta da valores relativamente seguros para la caída de presión. Los números de Reynolds se computan en la base de un diámetro volumétrico equivalente que refleja la proximidad y el arreglo de las hileras sucesivas de tubos, y la ecuación de la caída de presión contiene dos factores adimensionales de configuración. El diámetro volumétrico equivalente está definido por

$$D'_{ev} = (4 \times \text{volumen libre neto}) / A_f + A_o \quad (2.22)$$

El volumen libre neto es el volumen entre las líneas de centro de dos bancos de tubos verticales menos los volúmenes de la mitad de los tubos y aletas comprendidos dentro de las líneas de centro. El factor de configuración es un grupo adimensional que ordinariamente se pierde en la derivación pero que puede ser incluido según el criterio del experimentador. Los factores usados son S_T y S_L donde S_T es el paso en el banco transversal y S_L es la distancia centro a centro al tubo más cercano en el siguiente banco. La caída de presión es entonces

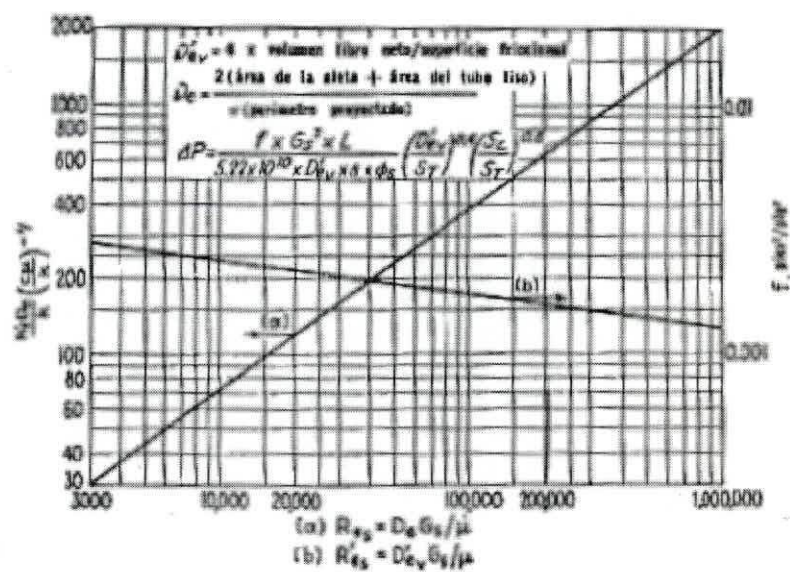


Figura 2.6: Transferencia de calor y caída de presión en aletas transversales

$$\Delta P = (f G_s^2 L_p) (D'_{ev} / S_T)^{0.4} (S_L / S_T)^{0.6} / (5.22 \times 10^{10} \times D'_{ev} S \phi_s) \quad (2.23)$$

donde L_p es la longitud de la trayectoria. En la figura 2.6 se dan factores de fricción.

*

2.5.5. Obtención de h_1 y h_2

La ecuación se obtuvo para el calentamiento de varios aceites en tuberías en los datos de Morris y Whitman. Sieder y Tate, hicieron una correlación posterior tanto para el calentamiento como enfriamiento de varios fluidos, principalmente fracciones de petróleo, en tubos horizontales y verticales, llegando a una ecuación para el flujo laminar donde $DG/\mu < 2100$

$$H_i D / k = 1.86 [(DG/\mu)(c\mu/k)(D/L)]^{1/3} (\mu / \mu_w)^{0.14} \quad (2.24a)$$

Donde L es la longitud total de la trayectoria de transferencia de calor antes de que haya mezcla. La Ec. (2.24a) dio las desviaciones máximas de la media de aproximadamente $\pm 12\%$ de $Re = 100$ a $Re = 2100$, excepto para agua. Después

del rango de transición, los datos pueden extenderse al flujo turbulento.

$$H_i D/k = 0.027 (DG/\mu)^{0.8} (c\mu/k)^{1/3} (\mu/\mu_w)^{0.14} \quad (2.24b)$$

La Ec. (2.24b) dio una desviación media máxima de aproximadamente +15 y -10 para números de Reynolds arriba de 10000. Aunque las Ecs. (2.24a) y (2.24b) fueron obtenidas por tubos, también se podrán utilizar indiscriminadamente para tuberías. Las tuberías son más rugosas que los tubos y producen más turbulencia para los mismos números de Reynolds. Los coeficientes calculados de correlaciones de datos de tubos con usualmente menores y más seguros que los cálculos correspondientes basados en datos de tuberías tan extensas como las correlaciones para tubos. Las Ecs. (2.24a) y (2.24b) son aplicables para líquidos orgánicos, soluciones acuosas y gases. de tal forma que

$$h_i = (J_H k/D)(c\mu/k)^{1/3} \phi_t \quad (2.25)$$

donde $\phi_t = (\mu/\mu_w)^{0.14}$ y J_H es el factor de transferencia de calor adimensional, las gráficas de estas ecuaciones se dan en la

figura del apéndice XI-A

2.6 SELECCION DE VENTILADORES

Antes de elegir un ventilador es necesario conocer cierta información básica principalmente:

1. La cantidad de aire que debe ser movido en un tiempo dado, o sea, el flujo expresado en dm^3/min , m^3/h , etc.
2. La presión contra la que puede operar el ventilador, expresada en mm de agua de presión estática o total.
3. La densidad de aire o gas que se debe desplazar.

Otros puntos que también son necesarios conocer son:

1. El grado de ruido permisible en el ventilador y a la salida del aire.
2. El tipo de motor disponible. Si el motor disponible es eléctrico hay que comprobar:
 - Si la corriente es continua o alterna
 - Si la corriente es alterna, hay que saber si es monofásica o trifásica, y también la frecuencia de la misma (ésta determinada la velocidad del ventilador si el acoplamiento es directo).

- La tensión del suministro eléctrico.
3. Si el servicio es continuo o intermitente, y en el ultimo caso la frecuencia de la variación.
 4. La cantidad de los ventiladores necesarios para el sistema.
 5. Los peligros resultantes debido a las condiciones, especiales de funcionamiento, por ejemplo: temperaturas muy bajas y muy altas, humedad elevada humos abrasivos, corrosivos o inflamables.
 6. La dirección de la descarga del aire y la posición del árbol motor (horizontal, vertical o inclinado).
 7. Necesidad o no prever protecciones o registros en el ventilador.

2.6.1. Motores eléctrico para ventiladores

Sin lugar a dudas, el motor eléctrico es el más usado para impulsar ventiladores. Es muy versátil y se puede obtener de formas diversas, tanto por su instalación como por su control.

Los motores eléctricos se pueden dividir en dos grandes grupos: motores de corriente continua y los de corriente alterna, los últimos se pueden dividir en monofásicos y polifásicos. Según el tipo de tensión disponible se tendrá que elegir el motor. Los motores de corriente continua pueden,

teóricamente, hacerse girar a cualquier velocidad dentro de los límites constructivos, aunque en la practica, por diferentes causas, las velocidades están limitadas a una serie de valores crecientes próximos los unos de los otros. Los motores de corriente alterna están obligados a girar a velocidades determinadas

Capítulo 3

3. ELEMENTOS A CONSIDERAR EN EL DISEÑO

3.1 PROPIEDADES DE LA GASOLINA NATURAL

La gasolina es una mezcla de hidrocarburos, que destila entre los 30 y 200 °C a la presión atmosférica y está constituida por hidrocarburos comprendidos entre C5 y C12 exclusivamente y pueden ser parafinas, oleofinas, naftenos y algunos aromáticos, que sirven como combustible en motores de combustión interna por encendido con chispa, teniendo un octanaje mínimo de 64.

3.1.1. Características:

Las características significativas de la gasolina natural obtenida de la mezcla de gas natural y aceite absorbedor, es su alto grado de volatilidad e inestabilidad a temperaturas normales de trabajo; la de no presentar coloración y poco tiempo de evaporación.

Estas características están regidas por la temperatura de ebullición de los hidrocarburos contenidos en la gasolina, así como la naturaleza química de los componentes. El grado de ebullición se determina por una destilación normal de la muestra en el laboratorio, anotando las temperaturas de ebullición del 5, 10, 50 y 70% del destilado de la muestra.

Debe tomarse en cuenta además otras características como son la gravedad específica y el calor de combustión.

3.1.2. Composición:

Además de contener hidrocarburos livianos (C4, C5 y C6), la gasolina contiene también componentes en los cuales existen otros elementos cuyo porcentaje debe ser regulado, principalmente el azufre.

Los porcentajes de elementos de la gasolina están comprendidos así:

Carbono	84 a 86 %
Hidrógeno	14 a 16 %
Azufre	< 0.15 % en peso



N y O

Insignificantes.

3.1.3. Propiedades:

Gravedad específica	0.7 a 0.76
Gravedad API	54 a 70
Calor de combustión	11.1 a 11.525 kcal/kg

3.1.4. Obtención y Tipos de Gasolina:

La fuente de gasolina más común es por medio de la destilación del petróleo, lo cual es complementado por otros procesos de refinación a partir de derivados del mismo petróleo, siendo tales procesos el cracking térmico y catalítico, alquilación, reformado catalítico, polimeración y otras reacciones químicas, mediante las cuales los hidrocarburos presentes en estos derivados se convierten en otros que tienen propiedades combustibles superiores. Esto implica cambios en su estructura molecular.

Entre los métodos de obtención y tipos de gasolina, podemos indicar los siguientes:

- a) **A partir del gas natural:** es la denominada gasolina natural, la cual es muy volátil y que se forma por la recuperación de los butanos, pentanos y hexanos (C4, C5 y C6) que contiene el gas natural en pequeñas proporciones. Se usa en mezcla para producir gasolina con una volatilidad ajustada, pero con un número de octanos bajo.
- a) **Destilación directa:** es la gasolina obtenida directamente en la torre de destilación atmosférica sin usar ningún método de conversión química. El número de octanos es bajo, no tiene plomo (se usa especialmente en barcas motoras) y no tiene tendencias a formar gomas y generalmente no está coloreada para distinguirla de otras de diferentes calidades.
- b) **Reforming:** en este proceso se parte de una gasolina de bajo número de octanos, la que se somete a elevada temperatura y presión y con el uso de catalizadores se obtiene una gasolina de elevado octanaje debido al cambio de la estructura molecular de sus componentes.
- c) **Cracking:** proceso que provoca el rompimiento del hidrocarburo de elevado punto de ebullición (elevado

peso molecular), para dar un hidrocarburo de bajo punto de ebullición y de elevado número de octanos.

- d) **Polimerización:** consiste en la polimerización de hidrocarburos oleofínicos de bajo peso molecular como etileno, propano, butano.
- e) **Antidetonante:** aquella a la que se le ha añadido tetraetilo de plomo para mejorar su cualidad antidetonante.
- f) **Aviación:** es una gasolina volátil, y con un número de octanos superior a 100.

3.1.5. Factores que miden la calidad de la gasolina:

Los principales factores son:

- El octanaje
- La presión de vapor
- El factor de caracterización
- El análisis del punto de ebullición en la destilación ASTM
- La gravedad específica
- Porcentaje de azufre

3.1.6 Índice o número de octanos:

El número de octanos es el principal indicador de la

calidad de la gasolina, y su valor está dado por la naturaleza química de los hidrocarburos del combustible, mientras los hidrocarburos parafínicos tienen un valor muy bajo, a veces negativo, los ciclos y los ramificados tienen valores que hasta sobrepasan de 100 el número de octanos.

Indica el grado de detonación de una mezcla de combustibles bajo las mismas condiciones de ensayo. Se expresa como el porcentaje en volumen de **iso octano** en mezcla con **heptano normal**, (n-heptano) la cual muestra exactamente la misma tendencia antidetonante que la de un combustible en un motor. Se ha tomado estos dos compuestos referenciales, porque el iso octano que es un hidrocarburo parafínico ramificado (isoparafina), es el componente que mejores características antidetonantes presenta en el motor; y el n-heptano, que es un hidrocarburo parafínico lineal, presenta características altamente detonantes; a estos componentes se les ha asignado los siguientes valores referenciales:

Compuesto	No. de Octanos
Isooctano	100
n-heptano	0

El n-heptano, a pesar de tener un punto de ebullición casi igual al del iso-octano (98.4 y 99.2°F respectivamente), es un combustible pobre.

La gasolina natural esta compuesta de los siguientes elementos: C₅H₁₂, C₆H₁₄, C₇H₁₆, C₈H₁₈, C₉H₂₀, C₁₀H₂₂, Otros. Estos elementos se encuentra en la gasolina en diferentes proporciones lo cual indicara la calidad de la gasolina, en la tabla V podemos encontrar según análisis realizados los porcentajes en los cuales se encuentra conformada la gasolina, además los puntos de sublimación de cada elemento a la presión atmosférica,

TABLA V
PORCENTAJES Y TEMPERATURAS EBULLICIÓN DE
LOS COMPONENTES DE LA GASOLINA NATURAL

Elementos	Porcentajes %	Tem. de ebullición °F a 1 atm
C5 H12	8.5	36.3
C6 H14	16.0	69.0
C7 H16	13.6	98.4
C8 H18	20.5	125.7
C9 H20	8.8	174.0
C10 H22	3.2	194.5
OTROS	29.4	195.0

3.2 SELECCIÓN DEL CONDENSADOR

Se ha seleccionado un condensador de banco de tubos y aletas transversales horizontal de flujo cruzado en base a las ventajas que presta con respecto a los demás, dichas ventajas pueden ser extraídas del capítulo 2, además de las que enumeramos a continuación:

1. Fácil construcción
2. Para enfriar ciertos tipos de hidrocarburos como es la gasolina natural lo más adecuado es el intercambiador de banco de tubos



de flujo cruzado.

3. La no disponibilidad de otro fluido refrigerante de menor costo que el aire
4. El agua es un elemento que si se usa y luego se desecha resultaría muy cara y peor si el agua utilizada es agua potable.
5. El coeficiente de película del fluido refrigerante que lo atraviesa es bajo, lo cual es ideal para este tipo de condensadores.
6. La eficiencia térmica en un intercambiador de flujo cruzado va de 0.9 a 0.98
7. Presenta mejores facilidades para su mantenimiento.

3.2.1. Características del condensador

- *Tubos horizontales / aire ascendente vertical*

Los tubos por los cuales va a pasar el vapor estarán en posición horizontal sobre los ventiladores los cuales van a impulsar el aire en forma vertical ascendente a gran velocidad.

- *Aleta en L*

Tiene un "pie" en su base y se enrolla tensado sobre tubo de material moleteado.

La base en forma de L logra una gran área de contacto entre el tubo y la aleta, asegurando una transferencia de calor durable y efectiva, esta aleta se recomienda cuando los tubos y la aleta son del mismo material.

- *Cabezal de acero al carbono.*

El cabezal al igual será fabricado en acero al carbono de uniones soldadas y empernadas.

- *Marcos de acero galvanizado estándar*

Este marco debe ser resistente y es construido por uniones soldadas o empernadas, este marco deberá ser tratado superficialmente (galvanizado, pintado, etc.) para prevenir la corrosión, ya que esta expuesta al paso de un flujo de aire que en ciertos meses del año se encuentra altamente saturado.

- *Accesorios*

Los accesorios utilizados corresponden a los tramos de tubería que deberán añadirse además de los instrumentos de medición que se utilizarán para llevar un control detallado del funcionamiento del condensador

3.2.2. Capacidad del ventilador

Para efectos de seleccionar el ventilador adecuado para el flujo que se necesita en el condensador a diseñar es necesario primero tomar en cuenta que los ventiladores del condensador anterior están en buen estado de manera que se trate de ver de que manera se puede darles uso a fin de reducir los costos.

TABLA VI
DATOS DE LOS VENTILADORES

	Potencia del motor	Consumo energético	Diámetro de paletas	Número de paletas
Ventilador de torre de enfriamiento #1	3.5 HP	11.76 KW	11 ft	6
Ventilador de torre de enfriamiento #2	3.5 HP	11.45 KW	7 ft	8

A partir de los datos de la tabla VI podemos proceder al cálculo del flujo de aire G_s de la siguiente manera.

1. Conocer el valor de la densidad y con ello la temperatura con que sale el aire.
2. Con este valor de temperatura vamos al Apéndice VI-A y obtenemos la relación de densidad RDA

$$RDA = \rho_s / \rho \quad (3.1)$$

Donde ρ_s = densidad estándar = 0.075 lb/ft^3

3. Para determinar el G_s (lb/h) de aire, se multiplica los PCM obtenidos del apéndice V-A por su densidad ρ a la temperatura de operación, es decir

$$G_s = PCM / \rho \quad (3.2)$$

3.2.3. Facilidades de Superficie

En base al condensador inicial y para aprovechar el espacio que dejaría de ocupar este en base a que no resulta conveniente en lo económico, alterar la disposición de los

ductos ya que esto producirá gastos extras en el montaje del equipo además de que se podría hacer factible la utilización de la estructura del condensador anterior, por esta razón el espacio disponible consiste de un área de 25.2 m^2 como espacio máximo a ser ocupado claro esta que con el fin de buscar la máxima eficiencia de condensador el espacio a ser ocupado será mucho menor al del condensador anterior.

3.2.4. Producción

En la tabla VII se encuentran los datos de la producción actual del condensador, además, también las perspectivas de crecimiento al mejorar la eficiencia de los demás equipos y la producción de Gas natural. De forma que el diseño sea realizado en base a estas perspectivas de crecimiento, facilitando la realización de mejoras en otros equipos, como también la búsqueda de nuevos pozos cuyo flujo de gas vaya a contribuir al flujo actual.

TABLA VII
PERSPECTIVAS DE FUNCIONAMIENTO DEL CONDENSADOR

Condensado de producto		
	Producción actual	Perspectivas de producción
Temperatura de entrada	200°F	200°F
Temperatura de salida	110°F	110°F
Presión de entrada	50 Psig	50 Psig
Presión de salida	48 Psig	48 Psig
Flujo a la entrada	915.3 lb/h	1360.14 lb/h
Flujo de vapor a la salida	80 Lb/hr	120 Lb/hr
Flujo de liquido a la salida	781.3 Lb/hr	1166.14 Lb/hr
Gravedad específica	0.625	0.625
Agua condensada	32.7 Lb/hr	48.9 Lb/hr

3.3. METODOLOGIA DE CALCULO DEL CONDENSADOR

Todas las ecuaciones desarrolladas previamente se combinaran para bosquejar la solución del condensador. Los cálculos consisten simplemente en computar h_o y h_i para obtener U . Permitiendo una razonable resistencia de obstrucción, se calcula un valor de U_d a partir del cual se puede encontrar la superficie usando la ecuación de Fourier $Q = U_D A \Delta t$

De ordinario el primer problema es determinar el flujo que irá en el tubo. En el bosquejo siguiente, las temperaturas de flujo caliente y frío se representan con letras mayúsculas y minúsculas, respectivamente. Todas las propiedades de los fluidos se indican por la letra minúscula para eliminar la necesidad de una nueva nomenclatura.

Condiciones de proceso requeridas:

Fluido caliente: T_1, T_2, W, c, s o $\rho, \mu, k, \Delta P, R_{do}$ o R_{di}

Fluido Frío: t_1, t_2, W, c, s o $\rho, \mu, k, \Delta P, R_{di}$ o R_{do}

El diámetro de los tubos será dado o supuesto en base a lo existentes en el mercado.

El orden de cálculo conveniente es el siguiente:

1. Determinar la cantidad de calor a ser extraída
2. De T_1, T_2, t_1, t_2 , compruebe el balance de calor, Q , Las pérdidas por radiación de los intercambiadores usualmente son insignificantes comparadas con la carga térmica transferida en el intercambiador.
3. MLTD, para flujo cruzado.

4. Para la determinación de Δt es necesario multiplicar el MLTD Por el factor de corrección F_T indicado en la figura 2.4. Si ninguno de los líquidos es muy viscoso en la terminal fría, digamos no más de 1.0 centipoise, $\phi = (\mu/\mu_w)^{0.14}$ puede tomarse como 1.0.

Fluido exterior (aire)

5. Area de flujo a_a
6. Diámetro equivalente D_e
7. Velocidad de masa G_a
8. Obtener μ de la figura 2.2
9. Número de Reynolds Re_a
10. Obténgase J_h de la figura 2.6
11. Obtener k del apéndice IV-A
12. Coeficiente de transferencia de calor h_f ($\phi = 1$)
13. Coeficiente de transferencia de calor del lado de la aleta de tubería o tubo corregido para el factor de obstrucción. h'_f .
14. Obtener la conductividad térmica del Aluminio del apéndice III-A
15. determinación de h'_{fi} que representa la corrección de h'_f corregido a la superficie interior del tubo

Fluido interior (gasolina natural)

16. Area de flujo a_p cada banco llevara toda la gasolina
17. Velocidad de masa G_p
18. Velocidad de flujo
19. Obtener μ de las figuras 2.1 y 2.2
20. Número de Reynolds Re_p
21. Obténgase J_h del apéndice XII-A
22. Obtener k del apéndice XI-A
23. Coeficiente de transferencia de calor h_i
24. Coeficiente de transferencia al referirse al diámetro exterior del tubo h_{io} .
25. Coeficiente total de diseño U_D
26. Superficie interior total de los tubos A_i
27. Superficie interior por banco.
28. Número de bancos de tubos del condensador
29. Determinación de las dimensiones del condensador

Capítulo 4

4. DISEÑO DEL CONDENSADOR

4.1. CALCULO DEL FLUJO DE AIRE

$$t = 80^{\circ}\text{F}$$

$$\text{RDA} = 1.02$$

Apéndice VI-A

$$\rho = \rho_s / \text{RDA}$$

Donde $\rho_s = 0.075 \text{ lb/pie}^3$ que es el valor de la densidad estándar

$$\text{Entonces } \rho = 0.0735$$

Del ventilador #1 y con la ayuda del apéndice V-A se obtuvieron las siguientes características:

Diámetro del ventilador	12 ft
PCM	41000 ft ³ /min
Numero de aletas	6
Potencia del motor en HP	3.5 hp
RPM del motor	1765

Como solo dispondremos del 50% del flujo del ventilador el valor de los PCM será de 20500.

$$M = \text{PCM} \times \rho$$

$$M = 15500 \times 0.0735 = 1506.75 \text{ lb/min}$$

$$M = 90405 \text{ lb/h}$$

Del ventilador #2 y con la ayuda del apéndice V-A se obtuvieron las siguientes características:

Diámetro del ventilador	7 ft
PCM	39000 ft ³ /min
Número de aletas	8
Potencia del motor	3.5 HP
RPM del motor	1765

El valor de PCM será de 19500 ft³/min

$$M = \text{PCM} \times \rho$$

$$M = 19500 \times 0.0735 = 1433.25 \text{ Lb/min}$$

$$M = 85995 \text{ lb/h}$$

En vista de estos valores obtenidos optamos por colocar el condensador sobre el ventilador # 2 ya que sus dimensiones son

más favorables, asumiendo las perdidas que pudieran producirse, el flujo de aire utilizado para el cálculo será de 50000 lb/h

4.2. CARGA TERMICA DE CONDENSACIÓN

Tabla VIII
NUMERO DE MOLES DE CADA ELEMENTO
DE LA GASOLINA NATURAL

ELEMENTO	LB/H	MOL/H
Pentano C_5H_{12}	121.32	1.685
Hexano C_6H_{14}	225.92	2.627
Heptano C_7H_{16}	194.7	1.947
Octano C_8H_{18}	293.66	2.576
Nonano C_9H_{20}	126.08	0.985
Decano $C_{10}H_{22}$	45.87	0.323
OTROS	353.1	8.025
Total	1360.65	18.168

4.2.1. Rango de condensación

Supóngase intervalos de 200, 180, 155, 140 y 110, y resuelva para V/L mediante la Ec. (2.18), para obtener la condensación en cada intervalo y de esto la carga de calor total que es lo que nos interesa.

Para el rango 200 - 180 supóngase $V/L = 1.4$

Tabla IX
CONDENSACION EN EL INTERVALO DE 200 – 180 °F

	Y_1	K_{200°	$K_1 V/L$	$1 + K_1 V/L$	$L_1 = Y_1 / (1 + K_1 V/L)$
Pentano	1.685	1.330	1.862	2.862	0.589
Hexano	2.627	0.585	0.819	1.819	1.444
Heptano	1.947	0.253	0.354	1.354	1.438
Octano	2.576	0.112	0.156	1.156	2.228
Nonano	0.985	0.048	0.067	1.067	0.924
Decano	0.323	0.016	0.023	1.023	0.316
Otros	8.025	8.379	11.731	12.7306	0.630
Total	18.168				7.568

$$V = Y_1 - L_1 = 10.6$$

Entonces $V/L = 1.4$ comprobado.

Si estos valores supuestos y calculados de V/L no coinciden, se debe suponer un nuevo valor. Un check en este tipo de cálculos generales infiere una variación de 0.01 o menos a medida que V/L decrece. Para el siguiente rango, 180 a 155°F, se procede como antes a obtener las moles actuales de condensación para el intervalo,, restando el liquido en

equilibrio a 180°F del que esta en equilibrio a 155. Entonces L_{c1} son las moles de los componentes individuales formados antes del intervalo y L'_1 son las moles de los compuestos individuales formados en el intervalo. L'_1 se obtiene restando L_{c1} de L_1 , la que a su vez se obtiene de la suposición checada de V/L donde $\Sigma L_1 = L$. Un sumario de los cálculos punto a punto se da en la tabla X.

Tabla X

COMPOSICION DE PUNTO A PUNTO

$$L_1 = L_{C1} + L'_{1}$$

200			180			155			140			110
	Y_1	L_1	Y_1	L_{C1}	L_1	Y_1	L_{C1}	L'_{1}	Y_1	L'_{1}	L_{C1}	L'_{1}
Pentano	1.685	0.589	1.096	0.589	0.689	0.407	1.278	0.343	0.066	0.063	0.000	1.685
Hexano	2.627	1.444	1.183	1.444	0.940	0.243	2.384	0.228	0.017	0.017	0.000	2.627
Heptano	1.947	1.438	0.509	1.438	0.462	0.047	1.900	0.046	0.000	0.000	0.000	1.948
Octano	2.576	2.228	0.348	2.228	0.334	0.014	2.562	0.014	0.000	0.000	0.000	2.576
Nonano	0.985	0.924	0.062	0.924	0.059	0.003	0.983	0.000	0.000	0.000	0.000	0.986
Decano	0.323	0.316	0.007	0.316	0.007	0.000	0.323	0.000	0.000	0.000	0.000	0.323
Otros	8.025	0.630	7.394	0.630	1.331	6.064	1.961	2.277	3.787	3.277	0.510	8.026
total	18.168	7.568	10.600	7.568	3.826	6.774	11.394	2.908	3.873	3.360	0.513	18.170
			$V/L = 1.4$			$V/L = 0.6$			$V/L = 0.271$			$V/L = 0.12$

4.2.2. Carga total y curva de condensación

Para el cálculo de la curva de condensación se requiere el cálculo de la carga de calor entre los intervalos. Hay un cambio en las cantidades tanto del vapor como del líquido en el intervalo. Los cambios de calor se determinan de los cambios en la entalpías como se da en el apéndice IX-A. Un intervalo representativo se calcula siguiendo la tabla X

Tabla XI

CARGA TERMICA PARA EL INTERVALO 200 A 180°F

	Mol. Peso	H _{V, 200} BTU/lb	Y ₁ Mol/h	H _V BTU/h	H _{L, 200} BTU/lb	L _{C1} Mol/h	H ₁ BTU/lb
Pentano	72	315	1.096	24857.28	180	0.589	7633.44
Hexano	86	322	1.183	32759.64	195	1.444	24215.88
Heptano	100	335	0.509	17051.5	200	1.438	28760
Octano	114	340	0.348	13488.5	205	2.228	52068.36
Nonano	128	348	0.062	2761.7	219	0.924	25901.57
Decano	142	352	0.007	349.9	230	0.316	10320.56
Otros	44	288	7.394	93696.7	160	0.630	4435.2
total			10.600	184965.22		7.568	153335.01
				338300.23			



	Mol. Peso	H _{V, 180} BTU/lb	Y ₁ Mol/h	H _V BTU/h	H _{L, 180} BTU/lb	L _{C1} Mol/lb	H ₁ BTU/h
Pentano	72	305	0.407	8937,72	175	1.278	16102,8
Hexano	86	312.5	0.243	6530,62	190	2.384	38954,56
Heptano	100	320	0.047	1504	195	1.900	37050
Octano	114	335	0.014	534,66	200	2.562	58413,6
Nonano	128	340	0.003	130,56	215	0.983	27052,16
Decano	142	342.5	0.000	0	220	0.323	10090,52
Otros	44	282.5	6.064	75375,52	150	1.961	12942,6
Total			6.774	93013,085		11.394	200606,24
				293619,32			

TABLA XII
CARGA TERMICA PARA EL RANGO COMPLETO

T _{vapor,} °F	H BTU/h	q= ΔH BTU/h	Δt _w °F	T _{w,} °F	Δt _{av} °F	q/Δt BTU/°F	q _{cumulativa} BTU/h
200	338300.2	44680.9	8.9	92.5			0.0
180	293619.3	40174.4	9.3	91.2	76.35	585.2	44680.9
155	252904.9	34362.4	9.1	87.7	62.95	638.2	84855.3
140	218542.5	21950.9	10.8	83.5	52.15	658.91	119217.7
110	196591.6			80.0	39.6	554.3	141168.6
		141168.6				2436.6	

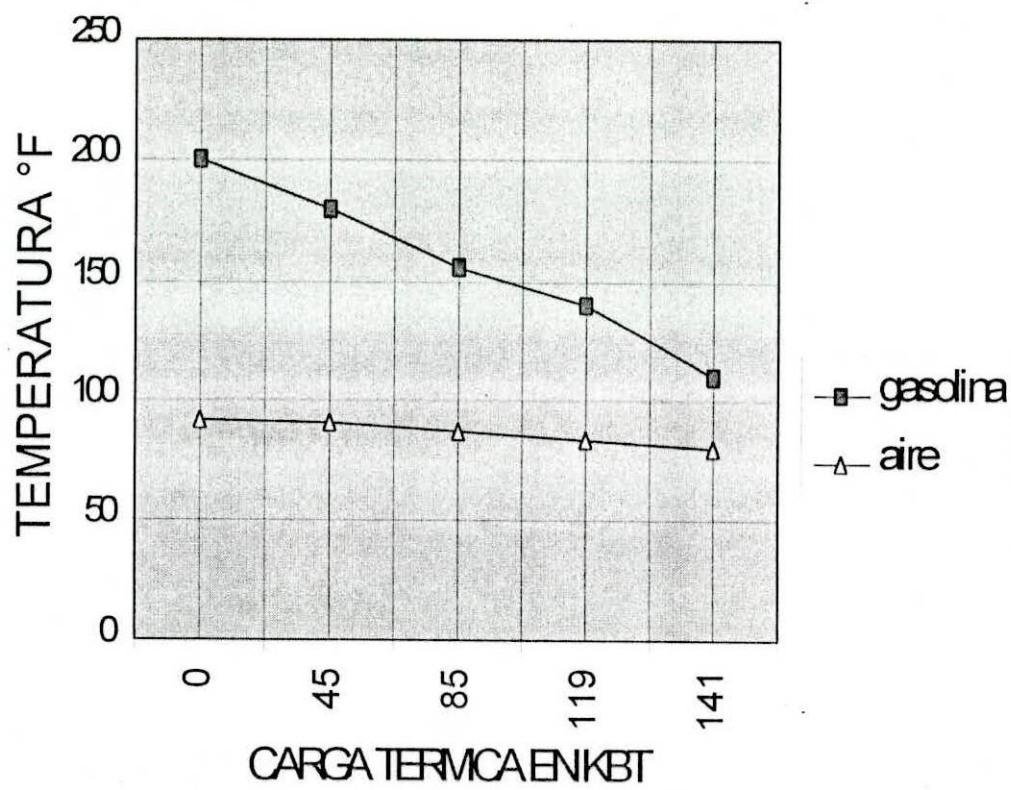


Figura 4.1: CURVAS DE CONDENSACION

DIFERENCIA VERDADERA DE TEMPERATURA

$$M_{\text{aire}} = 50000 \text{ Lb/h}$$

$$Q = MC_p \Delta t$$

$$\Delta t = Q / (M_{\text{aire}} C_p) = (141168.6) / (0.23)(50000) = 12.53^\circ\text{F}$$

$$t = 80 + 12.53 = 92.53^\circ\text{F}$$

Tabla XIII
DIFERENCIAS DE TEMPERATURAS

Fluido caliente		Fluido frío	Dif.
$T_1 = 200^\circ\text{F}$	Alta temperatura	$t_2 = 92.53^\circ\text{F}$	107.47°F
$T_2 = 110^\circ\text{F}$	Baja temperatura	$t_1 = 80^\circ\text{F}$	30°F
90°F	Diferencia	12.53°F	77.47°F

$$R = (t_1 - t_2) / (T_2 - T_1) = 0.14$$

Figura 2.4

$$S = (T_2 - T_1) / (t_1 - T_1) = 0.75$$

Entonces

$$F_t = 0.99$$

$$\text{DTML} = 63^\circ\text{F}$$

Ec 2.19

$$\Delta t = \text{DTML} * F_t = 62.4^\circ\text{F}$$

4.4 CALCULO DE DIAMETRO EQUIVALENTE DEL DUCTO Y EL AREA DE FLUJO

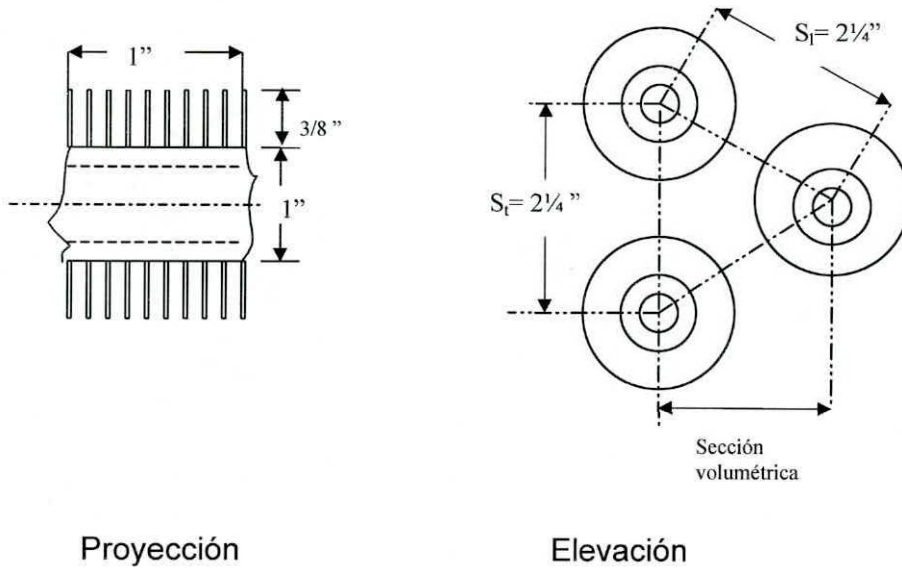


Figura 4.2: Tubos de aleteados ubicados en forma escalonada

Area de la aleta

$$A_f = (\pi/4)(1.75^2 - 1^2) * 2 * 8 * 12$$

$$A_f = 310 \text{ pulg}^2/\text{Pie}$$

Area del tubo liso

e = espesor de la aleta = 0.035 pulg

$$A_o = (\pi * 1 * 12) - (\pi * 1 * 8 * e * 12)$$

$$A_o = 27.2 \text{ pulg}^2/\text{pie}$$

Area total atravesada por el aire

$$A_T = A_f + A_o$$

$$A_T = 337.2 \text{ plg}^2 / \text{pie}$$

Perímetro proyectado

$$P_P = (2 * 3/8 * 2 * 8 * 12) + 2(12 - (8 * e * 12))$$

$$P_P = 161.3 \text{ plg/pie}$$

Diámetro equivalente

$$D_e = 2 (A_f + A_o) / (\pi P_p) = 1.33 \text{ pulg} \quad \text{Ec. (2.21)}$$

$$D_e = 0.111 \text{ pies}$$

Area de flujo (A_s)

Consideramos que el condensador será de 2 x 2 metros es decir

6.56 x 6.56 pies. 34 tubos pueden acomodarse en un banco

horizontal

Figura 4.2

$$A_s = (6.56 * 12)(6.56 * 12) - (34 * 1 * 6.56 * 12) - (34 * 2 * e * (3/8) * 8 * 6.56 * 12)$$

$$A_s = 2958.2 \text{ plg}^2 = 20.5 \text{ pie}^2$$

4.5 COEFICIENTES DE TRANSFERENCIA DE CALOR.

Para el aire

$$D_e = 0.111 \text{ pies}$$

$$G_s = M / A_s = 50000 / 20.5 = 2439 \text{ lb/h pie}^2$$

Para $T_o = 155^\circ\text{F}$

$$\mu = 0.0195 * 2.42$$

$$\mu = 0.0472 \text{ lb/h. pie}^2$$

Figura 2.2

$$Re_s = D_e G_s / \mu = (0.111)(2439) / (0.0472)$$

$$Re_s = 5735.8$$

$$J_f = 50$$

Figura 2.6

$$k = 0.0183 \text{ BTU/h pie}^2 (\text{°F/pie})$$

Apéndice IV-A

$$(C\mu/k)^{1/3} = (0.25 * 0.0472 / 0.0183)^{1/3}$$

$$(C\mu/k)^{1/3} = 0.864$$

$\phi_s = 1$ para el aire

$$h_f = J_f (k/D_e)(C\mu/k)^{1/3} = (50)(0.0183/0.111)(0.864)$$

$$h_f = 7.12$$

$$R_{do} = 0.003$$

$$h_{do} = (1/0.003) = 333$$

$$h_{f'} = (h_{do} * h_f) / (h_{do} + h_f) = (333 * 7.12) / (333 + 7.12)$$

$$h_{f'} = 6.97 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k \text{ para el aluminio} = 119 \text{ Btu/h pie}^2\text{ } ^\circ\text{F/pie}$$

Apéndice III-A

$$y_b = 0.035 / (2 \times 12)$$

$$y_b = 0.00146 \text{ pie}$$

$$(r_e - r_b) (h_{f'} / ky_b)^{1/2} = ((0.875 - 0.5) / 12) (6.97 / (119 \times 0.00146))^{1/2}$$

$$(r_e - r_b) (h_{f'} / ky_b)^{1/2} = 0.198$$

$$r_e / r_b = 0.875 / 0.5 = 1.75$$

$$\Omega = 0.97$$

Apéndice X-A

$$A_i = 0.218 \text{ pie}^2 / \text{pie}$$

$$h_{fi} = (\Omega \times A_f + A_o) h_{f'} / A_i$$

$$h_{fi} = (0.97)(310 + 27.2) / 144 (6.97 / 0.218)$$

$$h_{fi} = 72.63 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ } ^\circ\text{F}$$

Para la gasolina

$$a_t = (\pi/4) \{1 - (2 \times 0.083)\}^2$$

$$a_t = 0.546 \text{ pulg}^2$$

Cada banco llevara todo el vapor

$$a_t = N_t(A_t / 144) = 34 * 0.546 / 144$$

$$a_t = 0.129 \text{ pie}^2$$

$$D = 0.834/12 = 0.0695 \text{ pies}$$

$$G_t = W/A_t = 1366.14/ 0.129$$

$$G_t = 10590.2 \text{ lb/pie h}$$

$$V = G_t / 3600 \rho = 10590.2/(3600 * 39.1)$$

$$V = 0.075 \text{ pie/seg}$$

Tabla XIV

VISCOSIDAD EQUIVALENTE DE LA GASOLINA A 155°F

<i>sustancia</i>	<i>%</i>	<i>μ (centipois)</i>	<i>μ*% (Centipois)</i>
Pentano	0.09	0.17	0.016
Hexano	0.14	0.22	0.032
Heptano	0.11	0.29	0.031
Octano	0.14	0.34	0.048
Nonano	0.05	0.4	0.022
Decano	0.02	0.45	0.008
Otros	0.44	0.12	0.057
μ equivalente			0.214

$$Re_t = DG_i/\mu \text{ (para caída de presión)}$$

$$Re_t = 0.0695 \cdot 10590.2 / 0.517$$

$$Re_t = 1423.6$$

$$L/D = 6.56 / 0.083 = 78.7$$

$$J_H = 15$$

Apéndice XII-A

$$A \quad T = 155^\circ\text{F} \text{ (54}^\circ\text{API)}$$

$$K(c\mu/k)^{1/3} = 0.13 \text{ Btu/h pie}^2(\text{°F/pies})$$

Apéndice XI-A

$$h_i = (j_H k / D)(c\mu/k)^{1/3} \phi_t$$

$$\phi_t = 1.0$$

$$h_i/\phi_t = 15 \times (0.13/0.0695)$$

$$h_i/\phi_t = 28.06 \text{ BTU/h pie}^2 \text{ °F}$$

$$h_{io} = h_i \times DI/DE$$

$$= 28.06 \times 0.834 / 1.0$$

$$h_{io} = 23.4 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ °F}$$

$$U = h_{io} h_o / (h_{io} + h_o)$$

$$U = (23.4 \times 72.63) / (23.4 + 72.63)$$

$$U = 17.7 \text{ Btu/h pie}^2 \text{ °F}$$

Determinación del número de bancos

$$\text{Sup. Interior/banco} = 34 \times 6.56 \times 0.218$$

$$\text{Sup. Interior/banco} = 48.62 \text{ ft}^2$$

$$A_i = Q / (U \times \Delta T) = 141168.6 / (17.7 \times 62.4)$$

$$A_i = 127.8 \text{ ft}^2$$

Se usará $127.8 / 48.62 = 2.63$ bancos, digamos 3 bancos

Capítulo 5

5. PROGRAMA DE CONSTRUCCION Y MONTAJE

Los planos del condensador se encuentran en el apéndice A y han sido diseñados de acuerdo a las normas correspondiente a este tipo de condensadores, se aplica también relaciones comparativas con el condensador anterior. Se muestran diagramas en forma didáctica y con la instrumentación más importante para el proceso;

5.1 LISTA DE EQUIPOS Y VARIOS

- 102 tubos de 1" de diámetro hechos de aluminio
- Aletas anulares de aluminio de 0.375" de alto y 0.035" de grueso
- Conexiones
- Cabezal de aluminio y de construcción soldada.
- Marcos de acero galvanizado estándar
- Tubería de vapor y condensado

- válvulas rompedoras de vacío

5.2 PLANO DE BANCO DE TUBOS

El banco de tubos mostrado en el plano1 del Apéndice B es diseñado en base a las siguientes especificaciones.

Número de condensadores	1
Cfm de aire	11,111.00
Temperatura de entrada del aire	80 °F
Temperatura de salida del aire	92.5 °F
Volumen de condensado	150 barriles/día
Entrada de condensado	200°F
Salida de Condensado	110°F
Tipo de fluido	Gasolina
Número de bancos	3
Número de tubos por banco	34

5.3 PLANOS DE PARTES CONSTITUTIVAS

Tubos: En el plano 9 del apéndice B se muestran las dimensiones de los tubos tomadas del apéndice I-A los cuales serán de aluminio, pero también podría utilizarse materiales como acero al carbón o acero inoxidable según ciertos fabricantes

de intercambiadores, claro que estos variaría su eficiencia y su vida útil.

Aletas: En el plano 8 del apéndice B nos muestra la forma y dimensiones de las aletas por las cuales atravesara el flujo de aire. Esta aleta tiene un pie en su base y se enrolla tensado sobre el tubo, la base en forma de L logra una gran área de contacto entre el tubo y la aleta, asegurando una transferencia de calor durable y efectiva esta aleta será del mismo material del tubo es decir de aluminio.

Cabeza: En los Planos 2, 3, 4, 5 del apéndice B tenemos los cabezales de entrada y salida con sus respectivas placas perforadas donde serán insertados los tubos, estos cabezales serán de acero al carbono y de construcción soldada

Marco: El Marco metálico del plano 6 en el Apéndice B, sirve como cubierta para proteger el banco de tubos del polvo, además de ayudar a mantener la dirección del flujo de aire en posición vertical, su fabricación será de acero galvanizado y uniones soldadas.

5.4 CONSTRUCCION

Las actividades a realizar requerirán de un programa que permita detallar paso a paso la forma como se procederá para la construcción del condensador. Existen herramientas muy útiles para este propósito como son los Diagramas de Pert, Carga , Gant, etc.

Estos diagramas nos permiten llevar el control de varias actividades que se desarrollaran simultáneamente y otras que empezarán cuando ciertas actividades hallan concluido, por ejemplo, el diagrama de Pert que es el que utilizaremos es parecido a un diagrama de flujo que ilustra una secuencia de actividades, y el tiempo asociado a cada actividad, Para la elaboración de este diagrama se debe tener bien claro lo que se quiere hacer de forma que se pueda establecer o determinar que acontecimiento dependen uno del otro.

5.4.1. Actividades a seguir

Los trabajos de construcción serán realizados en los talleres de la empresa, en los cuales podemos hallar todos los equipos necesarios para la construcción del intercambiador, en base ha esto el procedimientos será el siguiente:

- Compra de materiales
- Construcción de cabezal como se indica en el plano, para esto se cortaran las planchas a las medidas indicadas en el plano, procediendo a darles la forma requerida.
- Corte de los tubos aleteados a la medida de diseño, los tubos requeridos vienen en longitudes de 6 m así que es necesario cortarlos obteniendo la longitud de 2 m requerida.
- Construcción del marco, como vemos en el diseño habrán dos marcos laterales, fabricados según las especificaciones dadas en el plano.
- Ensamblaje de tubos con los cabezales mediante uniones soldadas
- Ensamblaje de los marcos mediante unión emperrada
- Colocación de conexiones de entrada y salida de la gasolina.

5.5 MONTAJE

El montaje al igual que en la construcción deberá ser hecho mediante un programa ya establecido de forma que se llegue a la culminación del proyecto para lo cual se han establecido los siguientes pasos a seguir.

- Retirar el intercambiador en mal estado
- Añadir las bases sobre las cuales irá el nuevo condensador
- Definir la colocación de las rutas de tuberías
- Ubicación del intercambiador en las bases
- Establecer puntos estratégicos de bridas para futuros mantenimiento
- Instalación de tuberías
- Colocación de instrumentos de medición
- Pintura de todo el equipo en la medida en que lo requiera



TABLA XV
DIAGRAMA PERT

Para usarse en la figura 5.1

Evento	Descripción	Tiempo esperado (DIAS)	Precede
	CONSTRUCCION		
A	Compra de materiales	5	--
B	Construcción de cabezal.	3	A
C	Corte de los tubos aleteados	1	A
D	Construcción del marco	1	A
E	Ensamblaje de tubos con los cabezales	2	B , C
F	Ensamblaje de los marcos	1	E , D
G	Colocación de conexiones	1	F
H	Prueba del equipo	1	G
	MONTAJE		
I	Retiro del intercambiador en mal estado	1	H
J	Añadir las bases.	1	I
K	Definir la colocación de las rutas de tuberías	1	J
L	Ubicación del intercambiador	1	J
LL	Establecer puntos estratégicos de bridas	1	K , L
M	Instalación de tuberías	1	LL
N	Colocación de instrumentos de medición	1	M
O	Pintura.	1	N

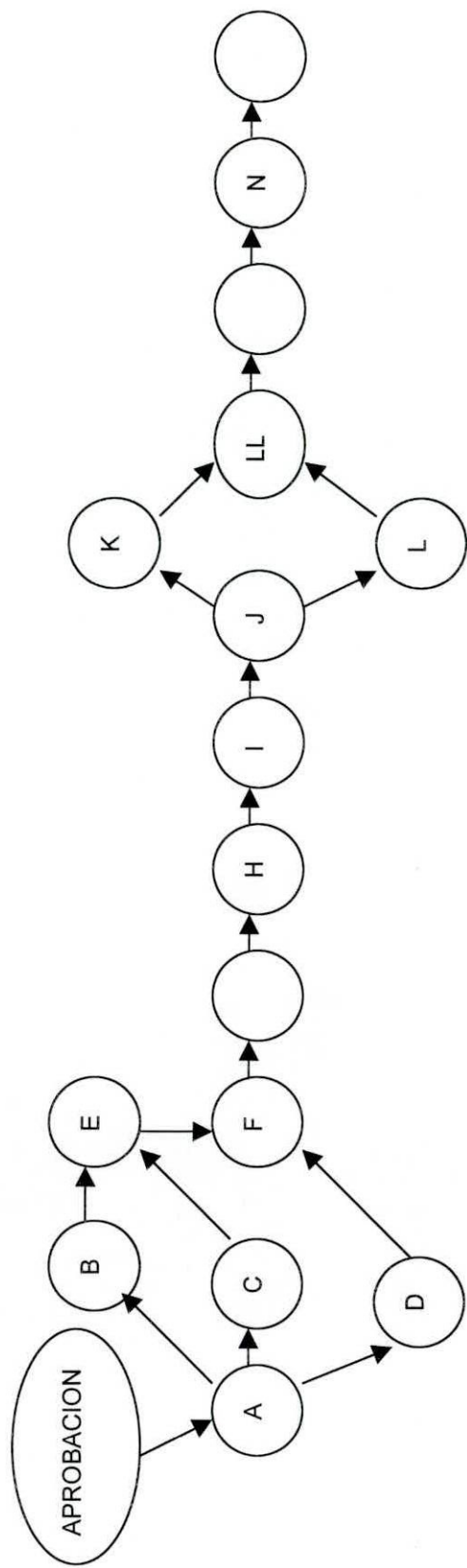


DIAGRAMA DE PERT

Capítulo 6

6. COSTO DE FABRICACION

6.1. GENERALIDADES

Como hemos visto anteriormente hemos reducido los costo de fabricación en gran medida al utilizar la estructura del anterior condensador además de uno de sus ventiladores de tal forma, que los costos de fabricación simplemente se basan a los bancos de tubos, accesorios y mano de obra requerida en la fabricación. Los costos de materiales como de los accesorio se han tomado de listas de precios solicitadas a las diferentes empresas encargadas de la fabricación de dichos productos, y tomando muy en cuenta a aquellas empresas que cumplen de mejor manera las normas de calidad.

6.2 COSTOS DE EQUIPOS Y ACCESORIOS

Los costos del proyecto se presentan en las siguientes tablas:

banco de tubos (Tabla XVI), accesorios (Tabla XVII), mano de obra (Tabla XVIII), Costos totales (Tabla XIX). Los valores mostrados son en base a los datos obtenidos de diferentes empresas, y en lo que respecta a la mano de obra fue en base a los costos de diferentes talleres sacando valores promedios para nuestro cálculo.

TABLA XVI

COSTOS DE MATERIALES DEL BANCO DE TUBOS

Item	PARTES DEL EQUIPO	Cant.	Costo Unitario (\$)	Costo Total (\$)
1	TUBOS ALETEADOS	102	37.5	3,825
2	CABEZAL DE ENTRADA	1	150	150
3	CABEZAL DE SALIDA	1	150	150
4	CARCASA	2	15	30
5	PLACAS PERFORADAS	2	5	10
6	BRIDAS	4	15	60
	Subtotal			4225
	Adicionales (10%)			422.5
	Total			4647.5

TABLA XVII
COSTOS ACCESORIOS

Item	Materiales	Cant.	Costo Total (\$)
7	Tubería de Vapor 5"	15 pies	75
8	Tubería de Condensado 3"	15 pies	55
9	Codos de 90°	2	20
10	Válvulas check	1	100
11	Válvulas de asiento	2	150
12	Termómetro	2	60
13	Manómetros	2	60
	Subtotal		520
	Costos adicionales (10%)		52
	Total		572

TABLA XVIII
MONTAJE Y MANO DE OBRA

Item	TRABAJOS	Costo Total (\$)
14	SOLDADURA	7000
15	FACTORIA	300
16	PERSONAL Y EQUIPO DE MONTAJE	500
	Subtotal	1500
5	Costos adicionales (10%)	150
	Total	1650

TABLA XIX
COSTOS TOTALES DEL PROYECTO

Detalle	Costo (\$)
Costos Banco de Tubos	4647.5
Costo de accesorios	572.0
Costos de Mano de Obra	1650.0
Paralización de la planta	2000.0
Total	8869.5

El costo total del proyecto se lo justificaría simplemente con la reducción en las perdidas que se producen en el condensador

actual proveniente de los continuos daños que se producen en sus ductos y que obligan a parar continuamente la planta para reparaciones, además de poder realizar el aumento en la producción que no se puede llevar a cabo por las limitaciones antes expuestas que presentaba el condensador anterior. También esta a bien considerar el grave daño evitado por la contaminación ambiental.

6.3 RECUPERACION DE LA INVERSION

El proyecto tiene a bien obtener la recuperación de la inversión en el menor tiempo posible, para lo cual se toman lo siguientes factores de análisis de ahorro.

- Aumento de la producción
- Mejoramiento de la calidad
- Disminución en la contaminación
- Reducción de espacio
- Reducción del gasto energético.

6.3.1 Aumento de la producción

La producción antes de los daños presentados en el condensador dependía de la cantidad de flujo de gas proveniente de los pozos, la cual se ha ido reduciendo en el

transcurso de los años por efectos mismos del agotamiento del gas, debido a las averías del condensador esta producción ha dependido de la capacidad a la cual puede trabajar el condensador, además este flujo de gas se ha reducido debido a la despreocupación de ciertos pozos que anteriormente contribuían con parte del flujo y que actualmente se encuentran cerrados

6.3.2 Mejoramiento de la calidad

Parte de la gasolina que sale del condensador retorna a la torre de destilación para el enfriamiento de la torre, dicha gasolina deberá tener una temperatura de 110 °F ya que caso contrario causa un descenso en la calidad de la gasolina la cual ocasiona el rechazo de la empresa compradora, produciendo grandes pérdidas.

6.3.3 Disminución en la contaminación

Los gases expulsados a la atmósfera por los tubos en mal estado son gases que además de contaminar el aire, sus elementos condensables se condensan en la atmósfera produciendo una brisa húmeda que es arrastrada por el viento hasta depositarse en el suelo y las plantas de los

alrededores, además al no lograr una temperatura de condensación de 110°F, no se produce una correcta separación de el porcentaje de agua, y el de vapor por consiguiente dicha agua al ser separada de la gasolina contendrá elementos muy nocivos para lo cual deberá ser tratada.

Todo esto podría ocasionar sanciones económicas de parte del ministerio de salud y medio ambiente que se evitaran con un nuevo condensador

6.3.4 Reducción de espacio

En este aspecto debemos considerar la ventaja que representa tener un espacio disponible de por lo menos 2 x 3 metros el cual estará abastecido de un flujo similar de aire, por lo cual se podría ver la conveniencia de aprovechar dicho flujo.

6.3.5 Reducción del gasto energético.

Este factor depende del anterior que se refiere a la reducción de espacio, es decir que en caso de no necesitar ese flujo extra se podría cambiar ese ventilador por otro de capacidad



menor y por lo tanto menor consumo energético y que igualmente cumpla con la carga térmica de enfriamiento requerida.

6.4 CALCULO DEL RETORNO DE LA INVERSION

La Compañía General de Combustibles en base a los cálculos antes realizados deberá hacer una inversión de 6869.5 dólares. Para la recuperación de la inversión se ha hecho una estimación de los valores que generan los diferentes factores de ahorro antes mencionados.

TABLA XX
INCREMENTO EN LOS INGRESOS

Factores de ahorros	Valores mensuales
Aumento de la producción	\$ 3000
Mejoramiento de la calidad	\$ 300
Disminución en la contaminación	\$ 200
Reducción de espacio	No estimado
Reducción del gasto energético.	No estimado
TOTAL	\$ 3500

Según la tabla XX los ingresos de la planta se incrementarían en un valor cercano a los \$ 3500 mensuales. Si la tasa de inflación

para los próximos meses esta alrededor del 4%, podemos determinar el tiempo que llevará recuperar la inversión.

Para tener un mejor entendimiento de la operación realizada elaboramos una gráfica de tiempo y valor.

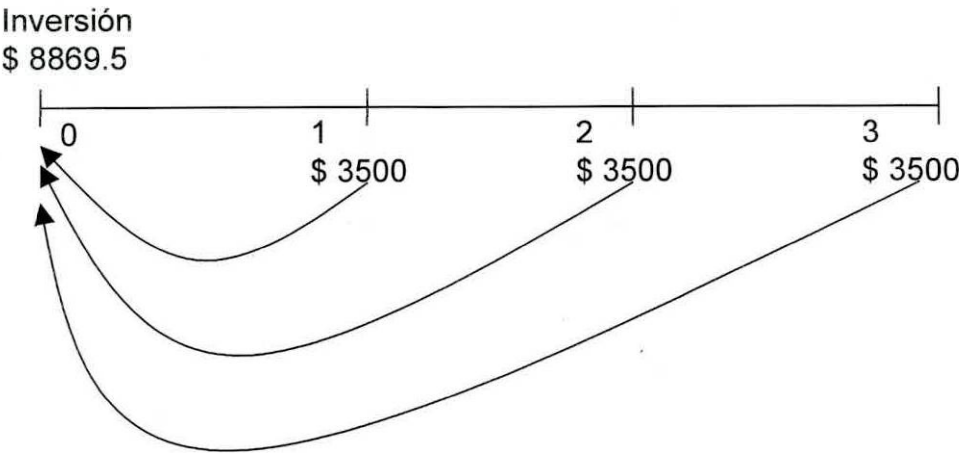


Figura 6.1: TIEMPO Y VALOR

Se traen al valor presente los incrementos en los ingresos que se espera recibir en el futuro utilizando la tasa de inflación, y se compara con la inversión inicial.

1er. Mes

$$C = M (1+i)^{-n}$$

$$C = 3500(1 + 0.04)^{-1}$$

$$C = 3365.4$$

2do. mes

$$C = M (1+i)^{-n}$$

$$C = 3500(1 + 0.04)^{-2}$$

$$C = 3236$$

3er. Mes

$$C = M (1+i)^{-n}$$

$$C = 3500(1 + 0.04)^{-3}$$

$$C = 3111.5$$

La suma del valor presente de los ingresos esperados en los próximos años es:

$$3365.4 + 3236 + 3111.5 = \$ 9713$$

como podemos ver el valor presente del incremento de los ingresos a cubierto la inversión en un lapso únicamente de 3 meses, por tal caso resulta muy económica la inversión.

ANALISIS DE RESULTADOS

En el desarrollo de esta tesis se a requerido de ciertas asunciones las cuales fueron hechas en base al trabajo de investigación ya que como sabemos no existe mecanismo matemático capas de considerar todos los factores que interviene en un proceso de transferencia de calor.

El resultado obtenido fue un condensador conformado por tres bancos de tubos, pero para esto se tomaron las siguientes decisiones la cuales fueron a criterio del diseñador:

- Arreglo en paso triangular.
- Dimensiones y material del tubo aleteado.
- Aletas anulares de espesor constante.
- El condensado fluirá en serie de un banco de tubos al siguiente.
- El aire que lo atravesará se considera mezclado asumiendo de antemano la existencia de varios bancos en el condensador.
- Largo y ancho del condensador.

Para efectos tal vez de hacer un estudio más minucioso se podría elaborar un programa de manera que se puedan variar los parámetros antes mencionados a fin de obtener un condensador cuya eficiencia sea superior a

la de este diseño, cabe indicar que llevar a cabo el desarrollo de este programa tendría un costo mucho más elevado que la construcción misma del condensador.

Del análisis de costos podemos decir que el condensador resulta competitivo con el de empresas dedicadas al diseño, construcción y montaje de estos equipos. La recuperación de la inversión es de 3 meses y considerando que su fabricación será en gran parte del mismo material del condensador anterior podemos estimar una vida útil de por lo menos 20 años.

Por último cabe indicar que la fabricación como el montaje del equipo requiere de un corto periodo de tiempo a partir de la compra de los materiales y accesorios.

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

- El aire utilizado como elemento refrigerante permite una rápida transferencia de calor y su costo lo representa simplemente el consumo energético del ventilador utilizado para movilizar el flujo de aire requerido, claro esta que se encuentra restringido por la temperatura ambiente.
- No existe mecanismo capaz de considerar todas las variables para la optimización de un condensador pero el mecanismo que hemos utilizado es de gran utilidad para diseño de condensadores con un óptimo rendimiento.
- El cálculo de la eficiencia es: $e = (T_1 - T_2) / (T_1 - t_1) = (200 - 110) / (200 - 80) = 0.75$ que, de por si es un valor lo bastante alto y pude considerarse como una de las ventajas de este condensador
- Este condensador también puede ser colocado en forma separada para lo cual se requerirá realizar el análisis respectivo determinar la potencia del motor a ser utilizada, con la ayuda del apéndice VII-A y a partir del coeficiente de transferencia de calor obtenido del capítulo 4 se a podido determinar que se requerirá de un ventilador de una potencia de por lo menos 2 hp.

- Este tipo de condensador es muy útil en este tipo de aplicaciones ya que presenta ventajas como:
 - ❖ Fácil construcción
 - ❖ Económico
 - ❖ Fácil mantenimiento
 - ❖ Gran eficiencia
- Evitar la retención de condensado o gases no condensables ya que podría producir un aumento en la corrosión interna.
- Tomar precauciones para evitar que se desencadene una acción galvánica en las uniones de tubos con cabezales ya que son de materiales distintos.
- Verificar que la soldadura utilizada sea la correcta ya que esto también podría provocar la corrosión.
- Para arrancar se sugiere abrir lentamente el paso del vapor al condensador para evitar esfuerzos resultantes en choques térmicos.

- Es recomendable utilizar anillos de caucho entre las bridas y también entre la placa perforada y el cabezal de manera que se evite cualquier fuga de condensado o vapor.
- Gracias a su resistencia y durabilidad, para su limpieza se puede utilizar chorro a alta presión.

APENDICE A

APENDICE I-A

Datos de tubos para condensadores e intercambiadores de calor.

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Area de flujo por tubo, plg²	Superficie por pie lin. pies²	
					Exterior	Interior
1/2	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125
3/4	10	0.134	0.452	0.182	0.1963	0.1265
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393
	13	0.095	0.590	0.247		0.1460
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529
	15	0.072	0.606	0.289		0.1587
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660
	18	0.049	0.652	0.334		0.1707
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277
1 1/4	17	0.058	0.881	0.613	0.3271	0.2314
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361
	8	0.165	0.926	0.665		0.2469
	9	0.148	0.954	0.714		0.2498
	10	0.134	0.982	0.757		0.2572
	11	0.120	1.01	0.800		0.2644
	12	0.109	1.03	0.836		0.2701
	13	0.095	1.06	0.884		0.2775
	14	0.083	1.08	0.923		0.2839
1 1/2	15	0.072	1.11	0.960	0.3925	0.2896
	16	0.065	1.12	0.985		0.2932
	17	0.058	1.13	1.01		0.2969
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015
	8	0.165	1.17	1.075		0.3063
	9	0.148	1.20	1.14		0.3152
	10	0.134	1.23	1.19		0.3225
	11	0.120	1.26	1.25		0.3299
	12	0.109	1.28	1.29		0.3356
	13	0.095	1.31	1.35		0.3430
	14	0.083	1.33	1.40		0.3492
	15	0.072	1.36	1.44		0.3555
	16	0.065	1.37	1.47		0.3587
	17	0.058	1.38	1.50		0.3623
	18	0.049	1.40	1.54		0.3670

APENDICE III-A.

Conductividades térmicas, calores específicos gravedades específicas de
metales y aleaciones

$$k = \text{Btu}/(\text{h})(\text{pie}^2)(^{\circ}\text{F}/\text{pie})$$

Sustancia	Temp, °F	k*	Calor especí- fico ** Btu/(lb)(°F)	Gravedad específica
Acero	32	26	Ver Hierro	7.83
Acero	212	26	Ver Hierro	
Acero	1112	21	Ver Hierro	
Aluminio	32	117	0.183	2.55-7.8
Aluminio	212	119	0.1824	
Aluminio	932	155	0.1872	
Antimonio	32	10.6	0.0493	9.8
Antimonio	212	9.7	0.0508	
Bismuto	64	4.7	0.0294	
Bismuto	212	3.9	0.0304	8.65
Cadmio	64	53.7	0.0550	
Cadmio	212	52.2	0.0567	
Cinc	32	65	0.0917	6.9-7.2
Cinc	212	64	0.0958	
Cinc	752	54	0.1082	
Cobre	32	224	0.1487	8.8-8.95
Cobre	212	218	0.1712	
Cobre	932	207	0.2634	
Hierro, vaciado	32	32	0.1064	7.03-7.13
Hierro, vaciado	212	30	0.1178	
Hierro, vaciado	752	25	0.1519	
Hierro, forjado	64	34.6	Ver Hierro	7.6-7.9
Hierro, forjado	212	27.6	Ver Hierro	
Latón (70-30)	32	56	0.1315‡	8.4-8.7
Latón	212	60	0.1488‡	
Latón	752	67	0.2015‡	
Magnesio	32-212	92	0.255	1.74
Mercurio	32	4.8	0.0329	
Níquel	32	36	0.1050	
Níquel	212	34	0.1170	8.9
Níquel	572	32	0.1408	
Oro	64	169.0	0.030	19.25-19.35
Oro	212	170.8	0.031	
Plata	32	242	0.0557	
Plata	212	238	0.0571	10.4-10.6
Plomo	32	20	0.0306	
Plomo	212	19	0.0315	
Plomo	572	18	0.0335	11.34
Tántalo	64	32	0.0342	

APENDICE II-A Factores de Obstrucción

Gases de escape de máquinas Diesel.....	0.01	Unidades de destilación atmosférica:	
Vapores orgánicos	0.0005	Vapores superiores sin tratar	0.0013
Vapor (sin aceite)	0.0	Vapores superiores tratados	0.003
Vapores de alcohol	0.0	Cortes intermedios	0.0013
Vapor, de escape (con aceite)	0.001	Unidades de destilación al vacío:	
Vapores refrigerantes (condensando de compresores recíprocos)	0.002	Vapores superiores a aceite:	
Aire	0.002	De la torre de burbujeo (condensador parcial) ..	0.001
Vapores superiores en condensadores enfriados por agua:		Del tanque flash (sin reflujo apreciable) ..	0.003
De la torre de burbujeo (condensador final) ...	0.001	Acetate delgado	0.002
Del tanque flash	0.04	Vapores superiores	0.001
Cortes intermedios:		Gasolina	0.0005
Acetate	0.001	Debutanizador, Depropanizador, Depentanizador y unidades de Alkilación:	
Para agua	0.002	Alimento	0.001
Fondos residuales, menos de 20° API	0.005	Vapores superiores	0.001
Fondos residuales, más de 20° API	0.002	Enfriadores de producto ..	0.001
Estabilizador de gasolina natural:		Calderetas de producto ..	0.002
Alimento	0.0005	Alimento del reactor	0.002
Vapores superiores	0.0005	Unidades de tratamiento de lubricantes:	
Enfriadores de producto e intercambiadores	0.0005	Alimento de acetate solvente ..	0.002
Calderetas de producto ..	0.001	Vapores superiores	0.001
Unidades de eliminación de HS_2 :		Acetate refinado	0.001
Para vapores superiores ..	0.001	Intercambiadores calentadores de acetate refinado enfriados por agua † ..	0.003
Intercambiadores enfriadores de solución	0.0016	Gomas y breas:	
Caldereta	0.0016	Generadores de vapor enfriados por acetate	0.005
Unidades de Cracking:		Enfriados por agua	0.003
Alimento gas-oil:		Solvente	0.001
Menos de 500°F	0.002	Unidades desasfaltizadoras:	
500°F y más	0.003	Acetate de alimento	0.002
Alimento de nafta:		Solvente	0.001
Menos de 500°F	0.002	Asfalto y resina:	
Más de 500°F	0.004	Generadores de vapor enfriados por acetate.	0.005
Separador de vapores vapores del separador, tanque flash, y vaporizador) ..	0.006	Enfriados por agua... ..	0.003
		Vapores de solvente	0.001

APENDICE IV-A

Conductividades térmicas de gases y vapores

$$K = \text{Btu/h pie}^2 (\text{°F/pie})$$

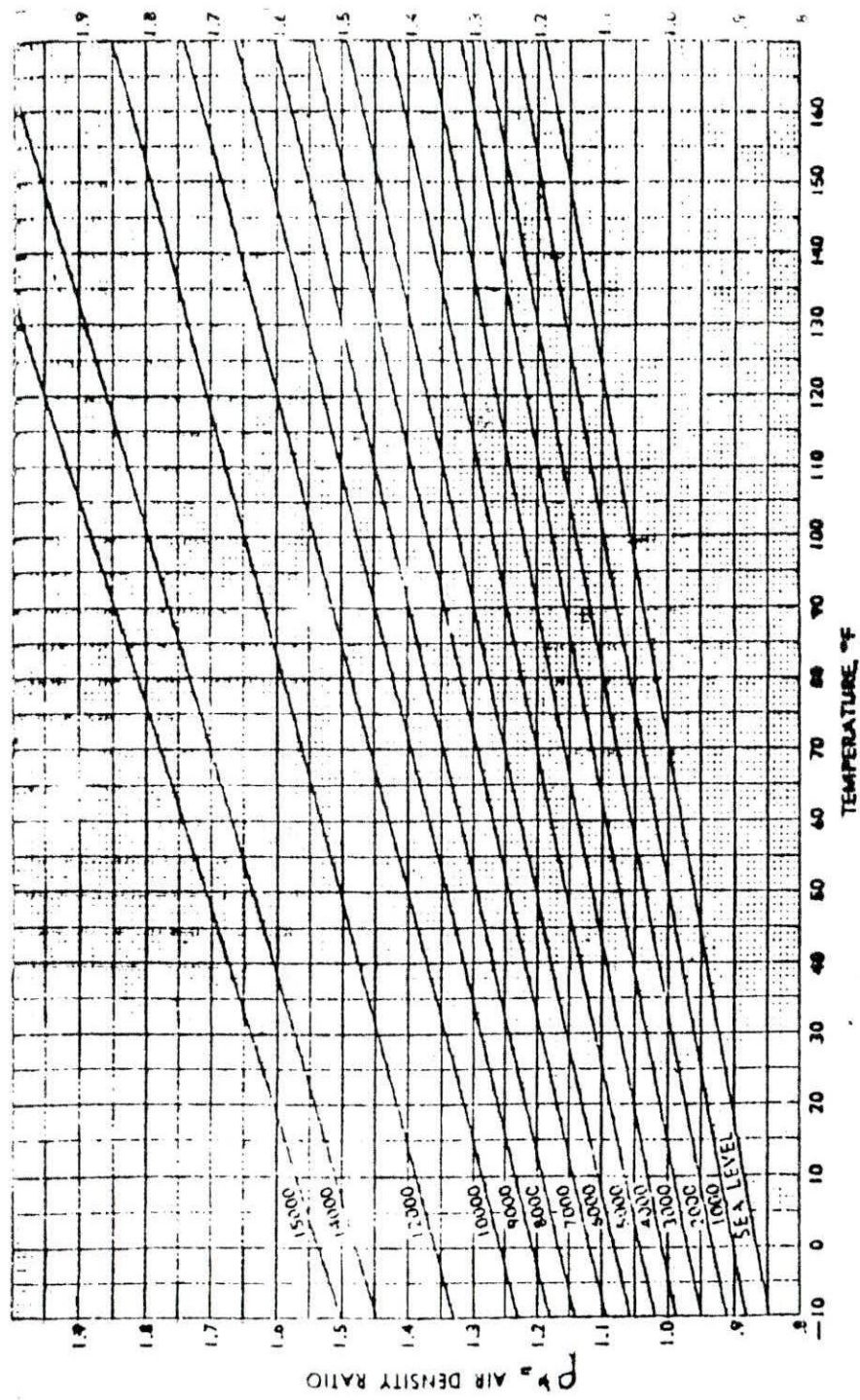
Sustancia	°F	k	Sustancia	°F	k
Acetato de etilo	115	0.0072	Diclorodifluorometano	32	0.0048
Alcohol	212	0.0098	Etano	122	0.0064
Cloruro	383	0.0141	Etano	212	0.0080
Cloruro	66	0.0089	Etano	302	0.0097
Cloruro	212	0.0124	Etano	392	0.0068
Cloruro	32	0.0055	Etano	482	0.0088
Cloruro	212	0.0095	Etano	572	0.0106
Cloruro	383	0.0135	Etano	662	0.0117
Cloruro	413	0.0152	Etano	752	0.0064
Eter	32	0.0077	Etano	842	0.0101
Eter	115	0.0099	Etano	932	0.0131
Eter	212	0.0131	Etano	1022	0.0161
Acetona	383	0.0188	Etano	1112	0.0112
Acetona	413	0.0209	Etano	1202	0.0103
Acetona	32	0.0057	Etano	1292	0.0072
Acetona	115	0.0074	Etano	1382	0.0080
Acetona	212	0.0089	Etano	1472	0.0061
Acetona	383	0.0147	Etano	1562	0.0105
Acetileno	103	0.0068	Etano	1652	0.0065
Aire	32	0.0108	Etano	1742	0.0083
Aire	122	0.0140	Etano	1832	0.0100
Aire	212	0.0172	Etano	1922	0.0118
Aire	302	0.0095	Etano	2012	0.0129
Aire	392	0.0140	Etano	2102	0.0178
Alcohol metílico	512	0.0183	Etano	2192	0.0083
Alcohol metílico	392	0.0226	Etano	2282	0.0183
Alcohol metílico	572	0.0265	Etano	2372	0.0270
Alcohol metílico	32	0.0083	Etano	2462	0.0410
Acetato	212	0.0128	Etano	2552	0.0410
Acetato	32	0.0059	Etano	2642	0.0620
Amoníaco	66	0.0068	Etano	2732	0.10
Amoníaco	115	0.0085	Etano	2822	0.0133
Amoníaco	165	0.0128	Etano	2912	0.0212
Amoníaco	212	0.0157	Etano	3002	0.0313
Benceno	32	0.0185	Etano	3092	0.0438
Benceno	115	0.0052	Etano	3182	0.0035
Benceno	212	0.0078	Etano	3272	0.0002
Benceno	302	0.0103	Etano	3362	0.0170
Benceno	383	0.0132	Etano	3452	0.0270
Benceno	413	0.0178	Etano	3542	0.0410
Benceno	482	0.0050	Etano	3632	0.0080
Benceno	572	0.0089	Etano	3722	0.0107
Benceno	662	0.0088	Etano	3812	0.0100
Benceno	752	0.0085	Etano	3902	0.0145
Benceno	842	0.0133	Etano	4002	0.0175
Benceno	932	0.0226	Etano	4102	0.0215
Benceno	1022	0.0040	Etano	4202	0.0085
Benceno	1112	0.0042	Etano	4302	0.0110
Benceno	1202	0.0041	Etano	4402	0.0142
Benceno	1292	0.0041	Etano	4502	0.0104
Benceno	1382	0.0041	Etano	4602	0.0185
Benceno	1472	0.0041	Etano	4702	0.0074
Benceno	1562	0.0041	Etano	4802	0.0089
Benceno	1652	0.0041	Etano	4902	0.0072
Benceno	1742	0.0041	Etano	5002	0.0127
Benceno	1832	0.0041	Etano	5102	0.0087
Benceno	1922	0.0041	Etano	5202	0.0128
Benceno	2012	0.0041	Etano	5302	0.0085
Benceno	2102	0.0041	Etano	5402	0.0110
Benceno	2192	0.0041	Etano	5502	0.0142
Benceno	2282	0.0041	Etano	5602	0.0104
Benceno	2372	0.0041	Etano	5702	0.0185
Benceno	2462	0.0041	Etano	5802	0.0074
Benceno	2552	0.0041	Etano	5902	0.0089
Benceno	2642	0.0041	Etano	6002	0.0072
Benceno	2732	0.0041	Etano	6102	0.0127
Benceno	2822	0.0041	Etano	6202	0.0087
Benceno	2912	0.0041	Etano	6302	0.0128
Benceno	3002	0.0041	Etano	6402	0.0085
Benceno	3092	0.0041	Etano	6502	0.0110
Benceno	3182	0.0041	Etano	6602	0.0142
Benceno	3272	0.0041	Etano	6702	0.0104
Benceno	3362	0.0041	Etano	6802	0.0185
Benceno	3452	0.0041	Etano	6902	0.0074
Benceno	3542	0.0041	Etano	7002	0.0089
Benceno	3632	0.0041	Etano	7102	0.0072
Benceno	3722	0.0041	Etano	7202	0.0127
Benceno	3812	0.0041	Etano	7302	0.0087
Benceno	3902	0.0041	Etano	7402	0.0128
Benceno	4002	0.0041	Etano	7502	0.0085
Benceno	4102	0.0041	Etano	7602	0.0110
Benceno	4202	0.0041	Etano	7702	0.0142
Benceno	4302	0.0041	Etano	7802	0.0104
Benceno	4402	0.0041	Etano	7902	0.0185
Benceno	4502	0.0041	Etano	8002	0.0074
Benceno	4602	0.0041	Etano	8102	0.0089
Benceno	4702	0.0041	Etano	8202	0.0072
Benceno	4802	0.0041	Etano	8302	0.0127
Benceno	4902	0.0041	Etano	8402	0.0087
Benceno	5002	0.0041	Etano	8502	0.0128
Benceno	5102	0.0041	Etano	8602	0.0085
Benceno	5202	0.0041	Etano	8702	0.0110
Benceno	5302	0.0041	Etano	8802	0.0142
Benceno	5402	0.0041	Etano	8902	0.0104
Benceno	5502	0.0041	Etano	9002	0.0185
Benceno	5602	0.0041	Etano	9102	0.0074
Benceno	5702	0.0041	Etano	9202	0.0089
Benceno	5802	0.0041	Etano	9302	0.0072
Benceno	5902	0.0041	Etano	9402	0.0127
Benceno	6002	0.0041	Etano	9502	0.0087
Benceno	6102	0.0041	Etano	9602	0.0128
Benceno	6202	0.0041	Etano	9702	0.0085
Benceno	6302	0.0041	Etano	9802	0.0110
Benceno	6402	0.0041	Etano	9902	0.0142
Benceno	6502	0.0041	Etano	10002	0.0104
Benceno	6602	0.0041	Etano	10102	0.0185
Benceno	6702	0.0041	Etano	10202	0.0074
Benceno	6802	0.0041	Etano	10302	0.0089
Benceno	6902	0.0041	Etano	10402	0.0072
Benceno	7002	0.0041	Etano	10502	0.0127
Benceno	7102	0.0041	Etano	10602	0.0087
Benceno	7202	0.0041	Etano	10702	0.0128
Benceno	7302	0.0041	Etano	10802	0.0085
Benceno	7402	0.0041	Etano	10902	0.0110
Benceno	7502	0.0041	Etano	11002	0.0142
Benceno	7602	0.0041	Etano	11102	0.0104
Benceno	7702	0.0041	Etano	11202	0.0185
Benceno	7802	0.0041	Etano	11302	0.0074
Benceno	7902	0.0041	Etano	11402	0.0089
Benceno	8002	0.0041	Etano	11502	0.0072
Benceno	8102	0.0041	Etano	11602	0.0127
Benceno	8202	0.0041	Etano	11702	0.0087
Benceno	8302	0.0041	Etano	11802	0.0128
Benceno	8402	0.0041	Etano	11902	0.0085
Benceno	8502	0.0041	Etano	12002	0.0110
Benceno	8602	0.0041	Etano	12102	0.0142
Benceno	8702	0.0041	Etano	12202	0.0104
Benceno	8802	0.0041	Etano	12302	0.0185
Benceno	8902	0.0041	Etano	12402	0.0074
Benceno	9002	0.0041	Etano	12502	0.0089
Benceno	9102	0.0041	Etano	12602	0.0072
Benceno	9202	0.0041	Etano	12702	0.0127
Benceno	9302	0.0041	Etano	12802	0.0087
Benceno	9402	0.0041	Etano	12902	0.0128
Benceno	9502	0.0041	Etano	13002	0.0085
Benceno	9602	0.0041	Etano	13102	0.0110
Benceno	9702	0.0041	Etano	13202	0.0142
Benceno	9802	0.0041	Etano	13302	0.0104
Benceno	9902	0.0041	Etano	13402	0.0185
Benceno	10002	0.0041	Etano	13502	0.0074
Benceno	10102	0.0041	Etano	13602	0.0089
Benceno	10202	0.0041	Etano	13702	0.0072
Benceno	10302	0.0041	Etano	13802	0.0127
Benceno	10402	0.0041	Etano	13902	0.0087
Benceno	10502	0.0041	Etano	14002	0.0128
Benceno	10602	0.0041	Etano	14102	0.0085
Benceno	10702	0.0041	Etano	14202	0.0110
Benceno	10802	0.0041	Etano	14302	0.0142
Benceno	10902	0.0041	Etano	14402	0.0104
Benceno	11002	0.0041	Etano	14502	0.0185
Benceno	11102	0.0041	Etano	14602	0.0074
Benceno	11202	0.0041	Etano	14702	0.0089
Benceno	11302	0.0041	Etano	14802	0.0072
Benceno	11402	0.0041	Etano	14902	0.0127
Benceno	11502	0.0041	Etano	15002	0.0087
Benceno	11602	0.0041	Etano	15102	0.0128
Benceno	11702	0.0041	Etano	15202	0.0085
Benceno	11802	0.0041	Etano	15302	0.0110
Benceno	11902	0.0041	Etano	15402	0.0142
Benceno	12002	0.0041	Etano	15502	0.0104
Benceno	12102	0.0041	Etano	15602	0.0185
Benceno	12202	0.0041	Etano	15702	0.0074
Benceno	12302	0.0041	Etano	15802	0.0089
Benceno	12402	0.0041	Etano	15902	0.0072
Benceno	12502	0.0041	Etano	16002	0.0127
Benceno	12602	0.0041	Etano	16102	0.0087
Benceno	12702	0.0041	Etano	16202	0.0128
Benceno	12802	0.0041	Etano	16302	0.0085
Benceno	12902	0.0041	Etano	16402	0.0110
Benceno	13002	0.0041	Etano	16502	0.0142
Benceno	13102	0.0041	Etano	16602	0.0104
Benceno	13202	0.0041	Etano	16702	0.0185
Benceno	13302	0.0041	Etano	16802	0.0074
Benceno	13402	0.0041	Etano	16902	0.0089
Benceno	13502	0.0041	Etano	17002	0.0072
Benceno	13602	0.0041	Etano	17102	0.0127
Benceno	13702	0.0041	Etano	17202	0.0087
Benceno	13802	0.0041	Etano	17302	0.0128
Benceno	13902	0.0041	Etano	17402	0.0085
Benceno	14002	0.0041	Etano	17502	0.0110
Benceno	14102	0.0041	Etano	17602	0.0142
Benceno	14202	0.0041	Etano	17702	0.0104
Benceno	14302	0.0041	Etano	17802	0.0185
Benceno	14402	0.0041	Etano	17902	0.0074
Benceno	14502	0.0041	Etano	18002	0.0089
Benceno	14602	0.0041	Etano	18102	0.0072
Benceno	14702	0.0041	Etano	18202	0.0127
Benceno	14802	0.0041	Etano	18302	0.0087
Benceno	14902	0.0041	Etano	18402	0.0128
Benceno	15002	0.0041	Etano	18502	0.0085
Benceno	15102	0.0041	Etano	18602	0.0110
Benceno	15202	0.0041	Etano	18702	0.0142
Benceno	15302	0.0041	Etano	18802	0.0104
Benceno	15402	0.0041	Etano	18902	0.0185

APENDICE V-A

TABLA PARA LA SELECCION DE VENTILADORES

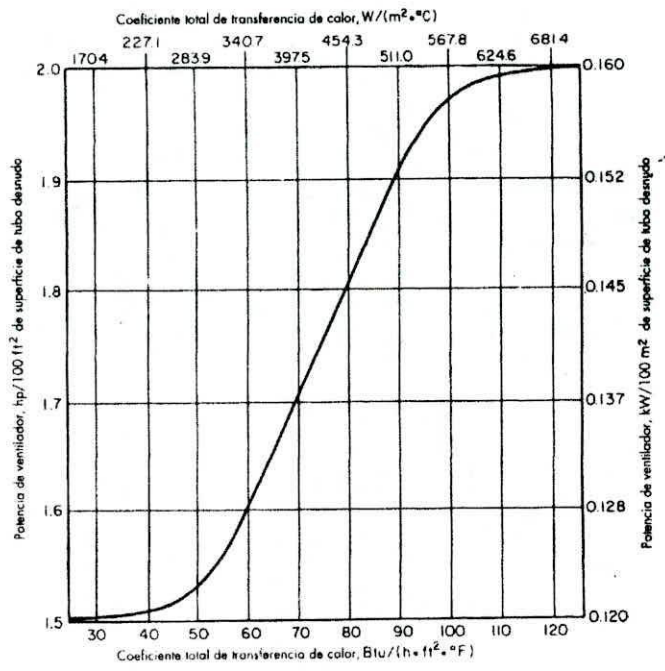
Diámetro Y N° de paletas	PCM	RPM	Caída de presión estática (plg de H ₂ O)													
			0.3		0.4		0.5		0.6		0.7		0.8		0.9	
			RP M	HP	RP M	HP	RP M	HP	RP M	HP	RP M	HP	RP M	HP	RP M	HP
72" B 6 Paletas	28000	989	419	2.44	459	3.17	498	4.05	524	4.73	--	--	--	--	--	--
	31000	1095	437	2.75	474	3.50	512	4.39	547	5.37	569	6.06	--	--	--	--
	34000	1201	455	3.09	494	3.99	526	4.79	561	5.78	--	--	--	--	--	--
	37000	1307	475	3.48	511	4.41	546	5.40	575	6.26	--	--	--	--	--	--
	40000	1413	505	4.22	530	4.86	564	5.92	--	--	--	--	--	--	--	--
	43000	1519	527	4.76	551	5.42	582	6.47	--	--	--	--	--	--	--	--
	46000	1625	550	5.35	572	6.02	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
72" C 6 Paletas	46000	1500	422	5.75	467	7.60	504	9.46	543	11.7	--	--	--	--	--	--
	48000	1696	428	6.16	477	8.17	513	10.0	549	12.2	--	--	--	--	--	--
	51000	1800	434	6.58	485	8.68	525	10.8	557	12.8	--	--	--	--	--	--
	54000	1906	440	7.02	491	9.20	535	11.5	569	13.7	--	--	--	--	--	--
72" D 6 Paletas	57000	2014	277	5.58	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
	60000	2120	282	5.91	311	7.86	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
	63000	2226	290	6.48	315	8.22	--	--	--	--	--	--	--	--	--	--
	66000	2332	295	6.84	320	8.61	347	10.8	--	--	--	--	--	--	--	--
	69000	2438	300	7.20	325	9.06	350	11.3	--	--	--	--	--	--	--	--
	72000	2544	305	7.59	334	9.87	355	11.7	379	14.3	--	--	--	--	--	--
	75000	2650	311	8.00	339	10.3	359	12.3	383	14.7	409	17.8	--	--	--	--
	78000	2756	316	8.44	344	10.8	369	13.3	387	15.3	410	18.0	--	--	--	--
	81000	2862	322	8.92	349	11.3	374	13.9	392	15.7	414	18.6	437	21.7	--	--
	84000	2968	328	9.43	354	11.6	379	14.5	397	16.5	416	19.2	439	22.1	--	--
84" A 6 Paletas	67000	3074	336	10.5	359	12.4	384	15.1	407	17.8	422	19.7	443	23.8	464	35.7
	36000	920	357	2.88	391	3.85	418	4.73	448	5.86	--	--	--	--	--	--
	39000	997	370	3.16	402	4.15	432	5.24	456	6.17	484	7.40	511	8.70	--	--
	42000	1074	387	3.63	414	4.48	443	5.60	471	6.78	493	7.76	518	9.08	--	--
	45000	1150	402	4.00	427	4.87	455	5.98	482	7.21	503	8.20	527	9.50	--	--
	48000	1227	417	4.41	445	5.50	467	6.42	493	7.66	518	8.99	--	--	--	--
84" C 6 Paletas	51000	1304	432	4.86	459	6.00	480	6.92	505	8.15	529	9.50	--	--	--	--
	51000	1304	318	4.49	343	5.61	368	6.88	392	8.33	414	9.85	--	--	--	--
	54000	1381	328	4.91	352	6.05	375	7.34	398	8.75	421	10.3	442	12.0	--	--
	57000	1457	338	5.36	361	6.58	383	7.84	406	9.27	427	10.8	449	12.5	468	14.2
	60000	1534	348	5.85	371	7.11	392	8.39	413	9.81	434	11.3	455	13.0	475	14.8
	63000	1611	359	6.38	381	7.68	402	9.05	422	10.4	442	12.0	461	13.6	481	15.4
	66000	1687	-	-	391	8.30	411	9.70	430	11.1	450	12.6	469	14.3	488	16.0
	69000	1764	-	-	401	8.95	421	10.4	440	11.9	458	13.4	477	15.0	495	16.8
	72000	1841	-	-	412	9.64	431	11.1	450	12.7	467	14.2	485	15.8	502	17.6
	75000	1918	-	-	423	10.4	441	11.9	459	13.5	477	15.1	493	16.7	510	18.5
	78000	1994	-	--	--	--	452	12.7	469	14.4	486	16.0	503	17.7	519	19.4
	81000	2017	-	--	--	--	462	13.6	479	15.3	496	16.1	512	18.8	528	20.4
	84000	2148	-	--	--	--	--	--	490	16.3	506	18.0	522	19.8	--	--
	87000	2225	-	--	--	--	--	--	500	17.3	516	19.1	531	20.9	--	--

APENDICE VI-A Relación de densidad (RDA) y Temperatura



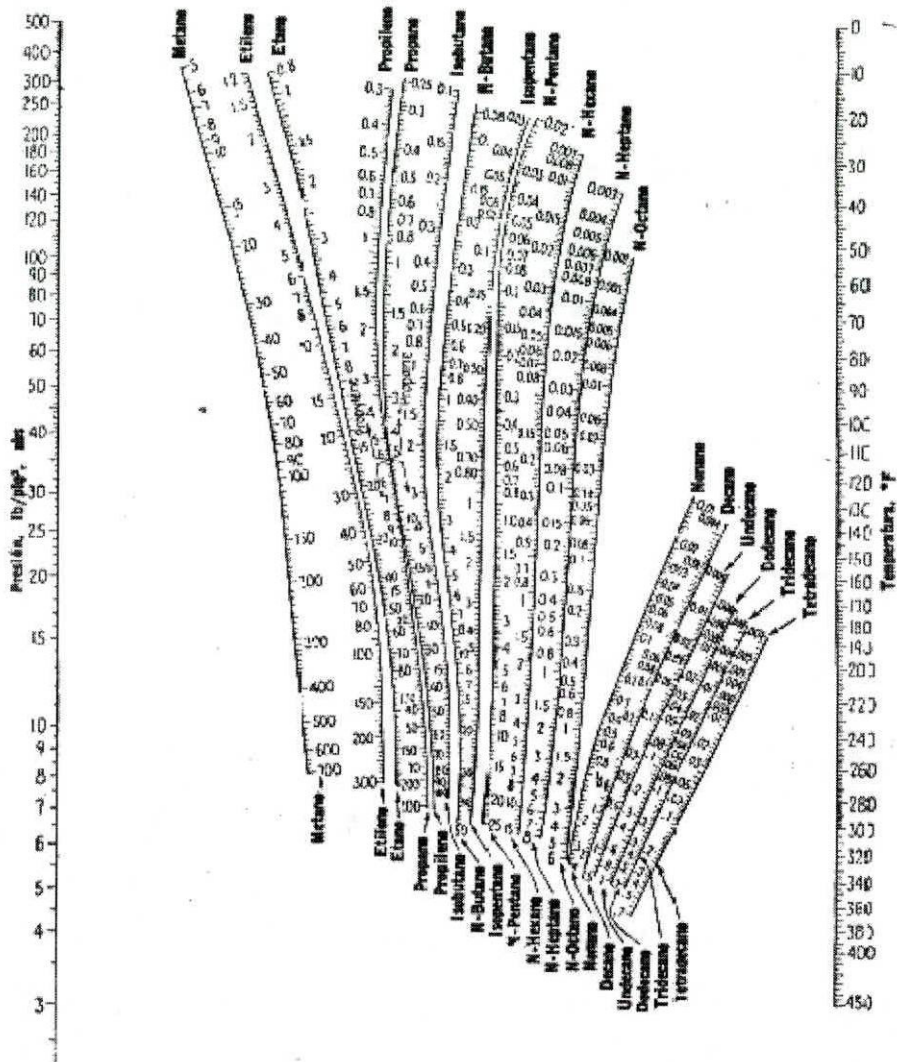
APENDICE VII-A

Necesidades aproximadas de potencia de ventilador para enfriadores de aire



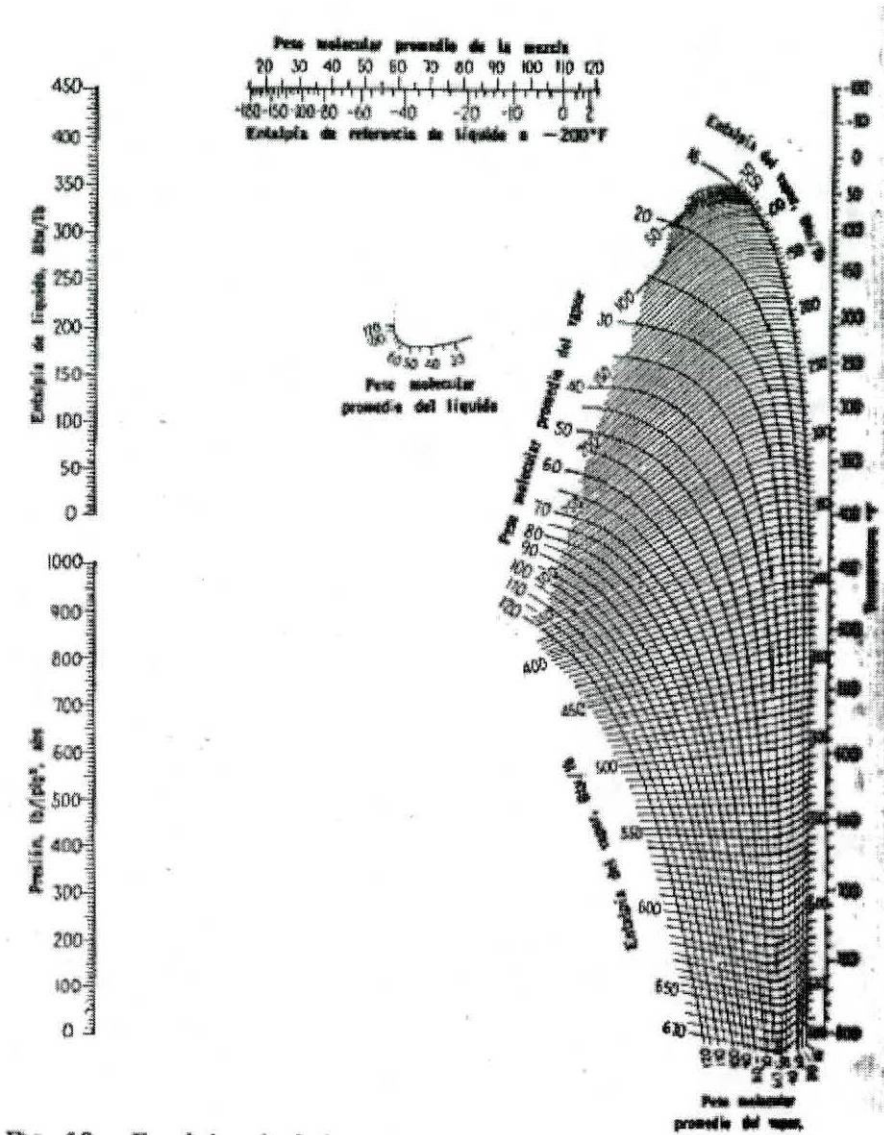
APENDICE VIII-A

Constantes de equilibrio para hidrocarburos.



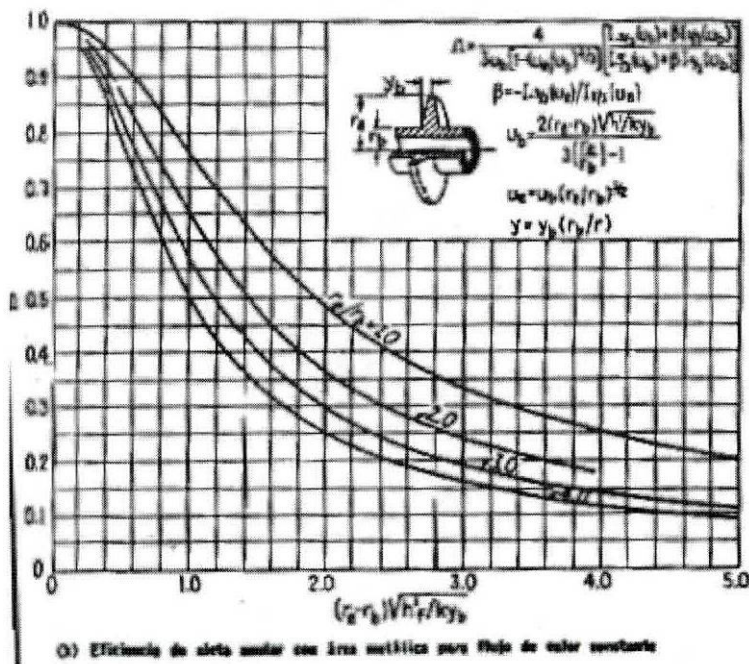
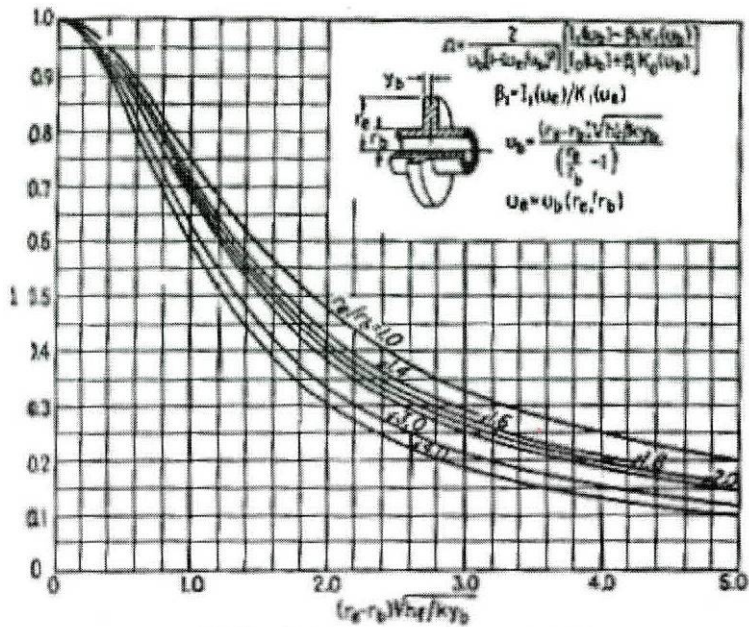
APENDICE IX-A

Entalpías de hidrocarburos ligeros.



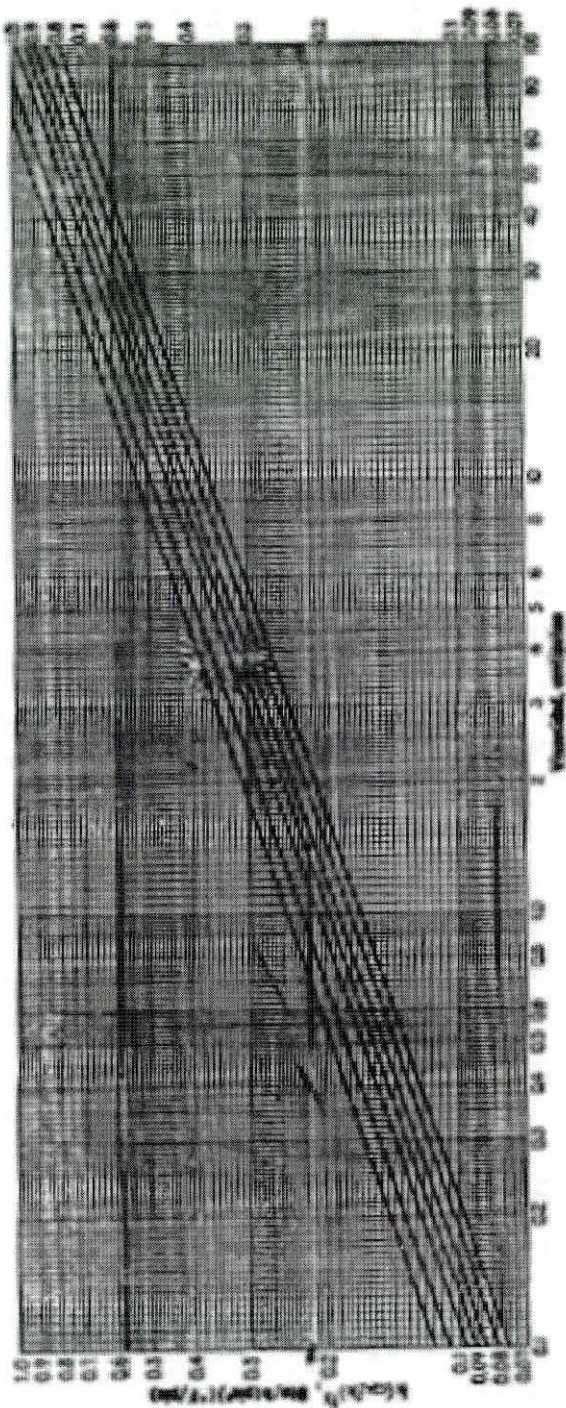
APENDICE X-A

Eficiencia de aletas

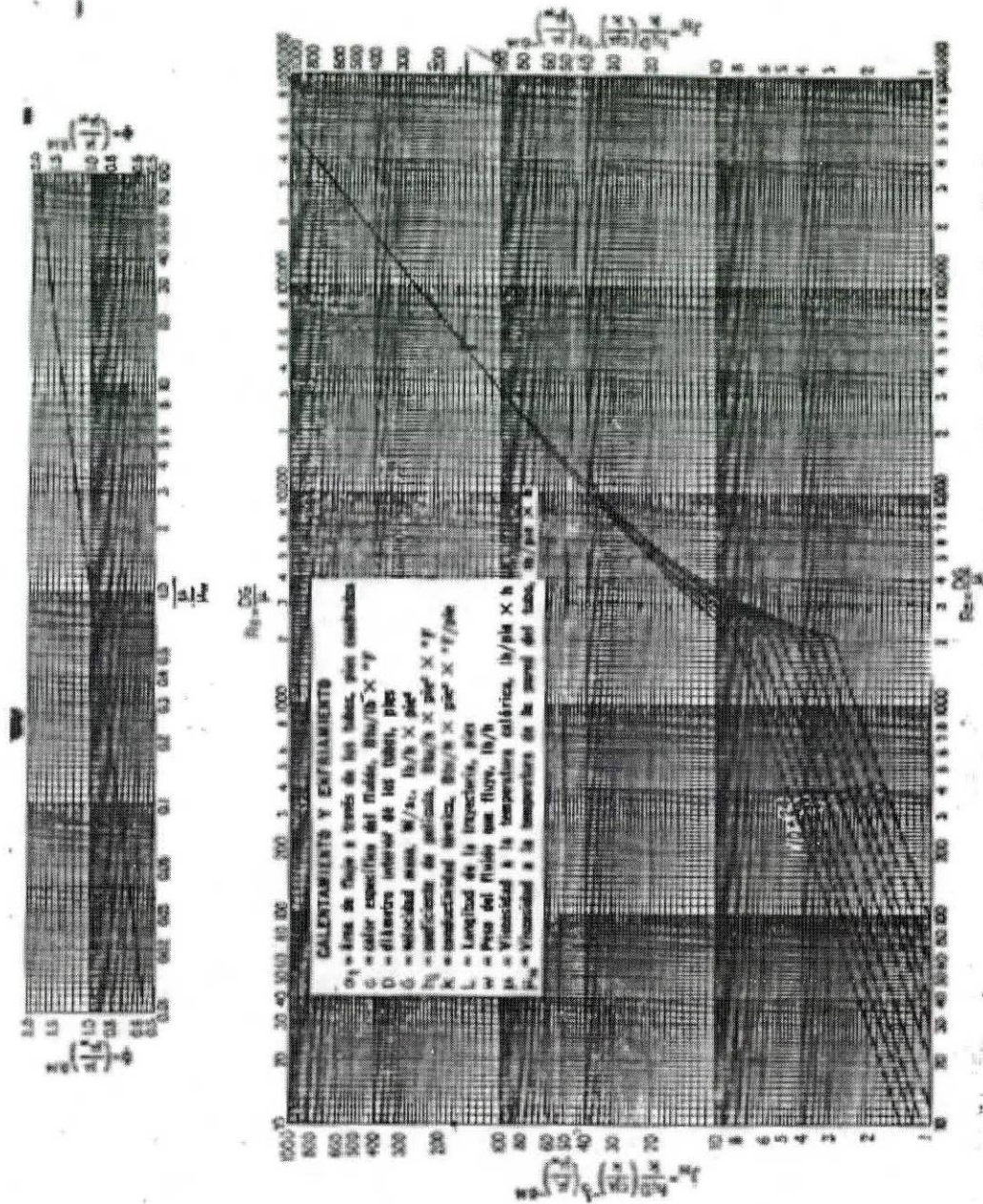


APENDICE XI-A

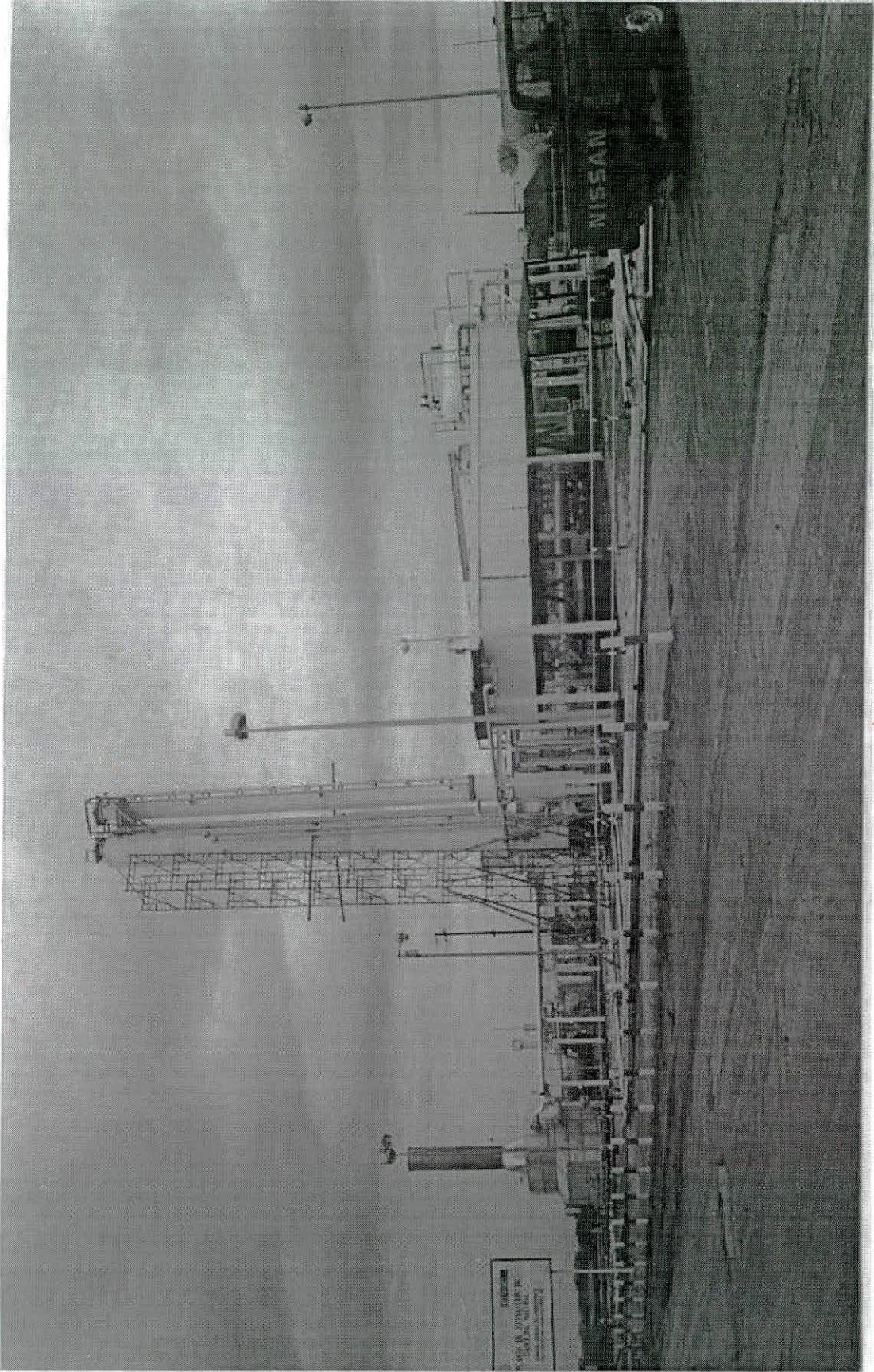
Valores de $k(c/\mu)^{1/3}$ para hidrocarburos



APENDICE XII-A. Curva de transferencia de calor lado de tubos



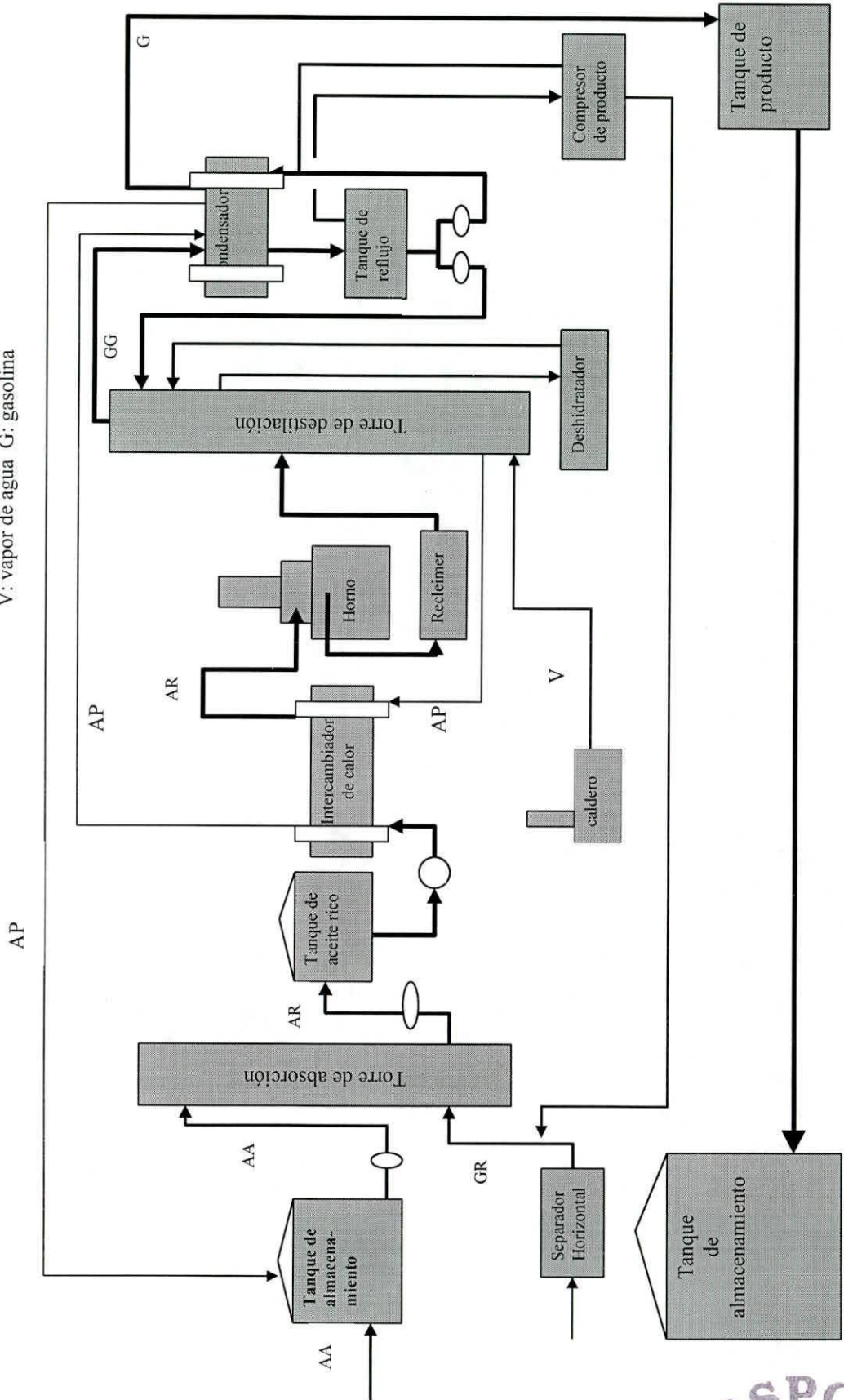
APENDICE B

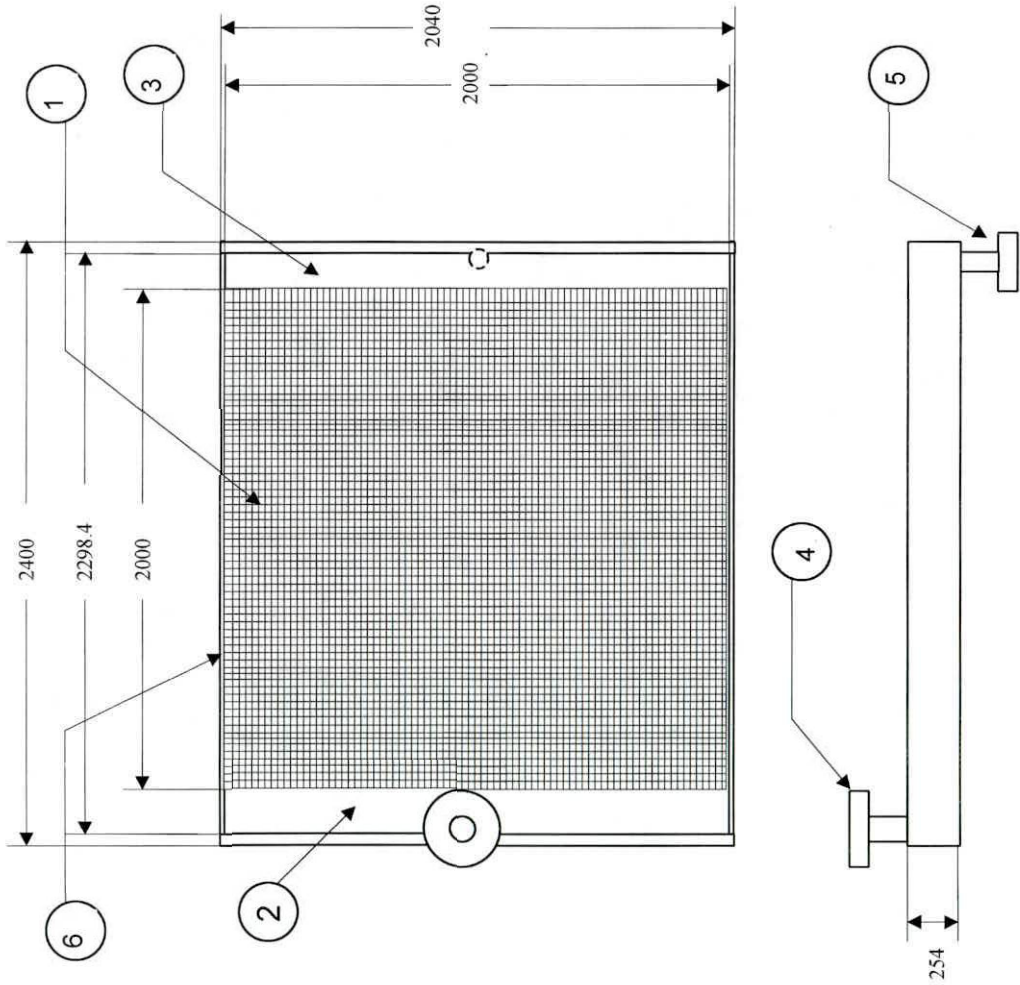


APENDICE I-B: PLANTA DE GASOLINA

APENDICE II-B: Diagrama de la planta de gasolina

AP: Aceite pobre AR: Aceite rico AA: Aceite absorbedor
 GG: Gasolina en forma de vapor GR: gas rico GP: Gas pobre
 V: vapor de agua G: gasolina

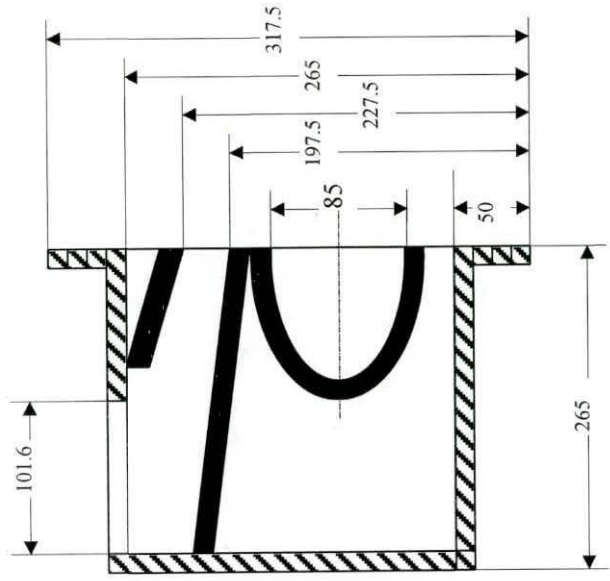
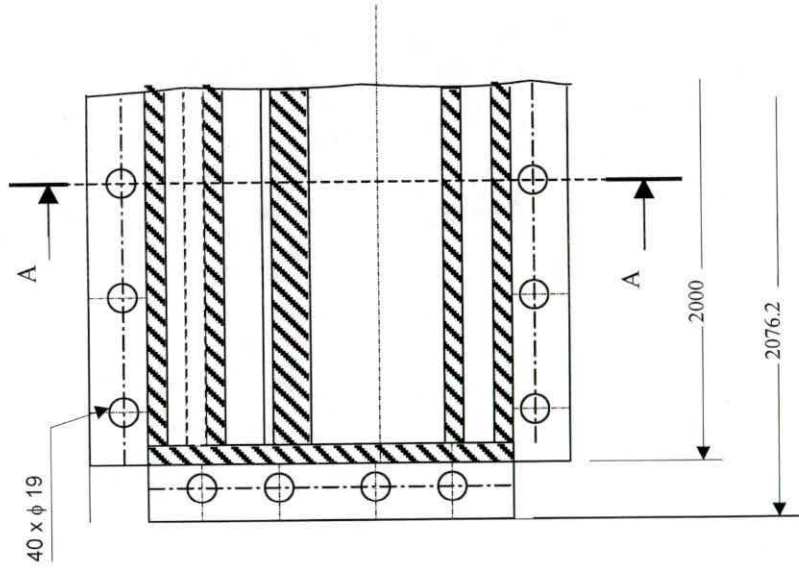




#	Denominación	Cant.	Material
1	Tubos aleteados	102	Aluminio
2	Cabezal de entrada	1	Acero
3	Cabezal de salida	1	Acero
4	Brida de entrada	1	Acero inoxidable
5	Brida de salida	1	Acero Inoxidable
6	Marco	1	Acero Galvanizado

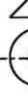
FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y
CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN

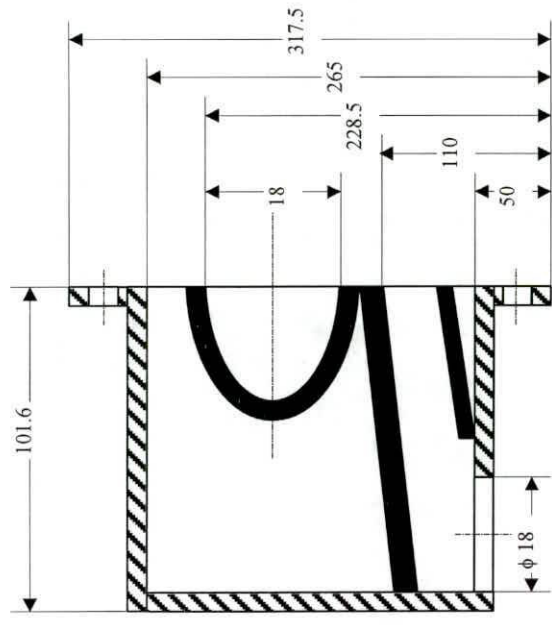
FECHA	NOMBRE	CONDENSADOR	Escala 1:30
Dib.	10/11/00 K FRANCIS		
Rev.	10/12/00 M PAZMIÑO		
Apro.	12/12/00 M PAZMIÑO		



CORTE A-A

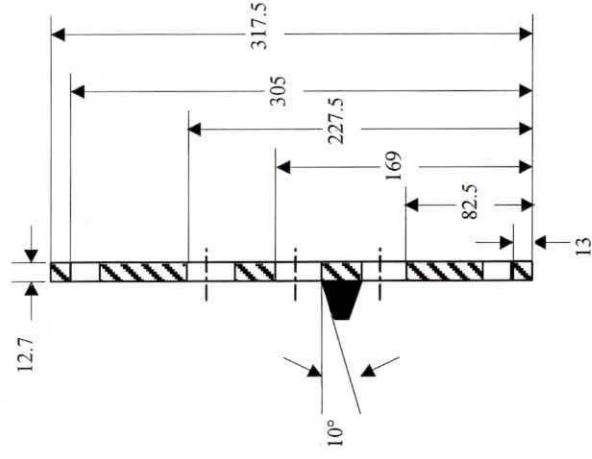
FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y
CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN

	FECHA	NOMBRE	CABEZAL DE ENTRADA	Escala 1:5
Dib.	10/11/00	K FRANCIS		
Rev.	10/12/00	M PAZMIÑO		
Apro.	12/12/00	M PAZMIÑO		
ESPOL			Plano n°: 2	



**FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y
CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN**

The top view shows a circular part with a central hole. Above the circle is a trapezoidal feature. The part is centered within a square frame.

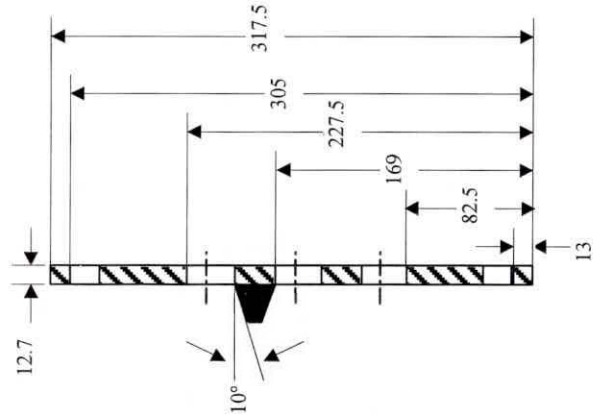
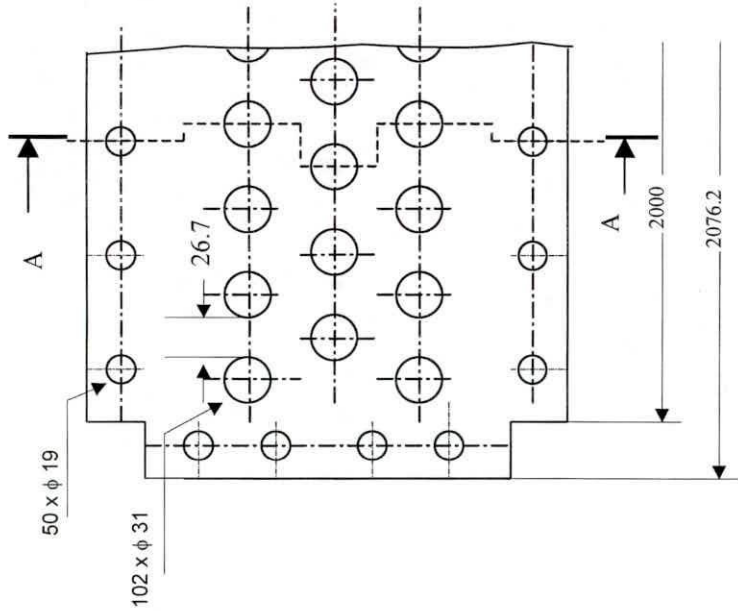


ESPOL

PLACA PERFORADA DE ENTRADA

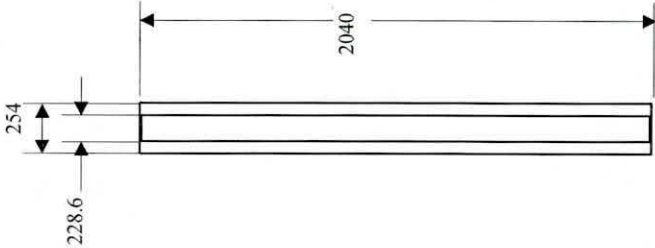
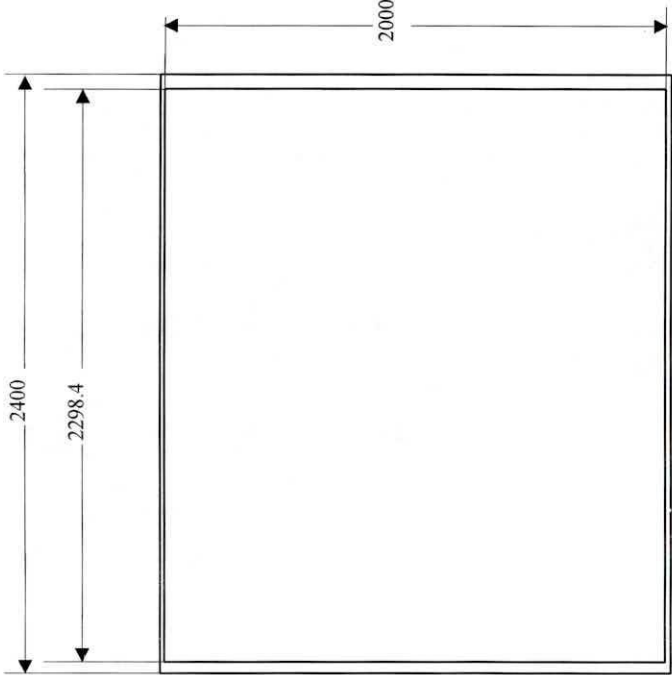
Escala
1:5

Plano n°: 4



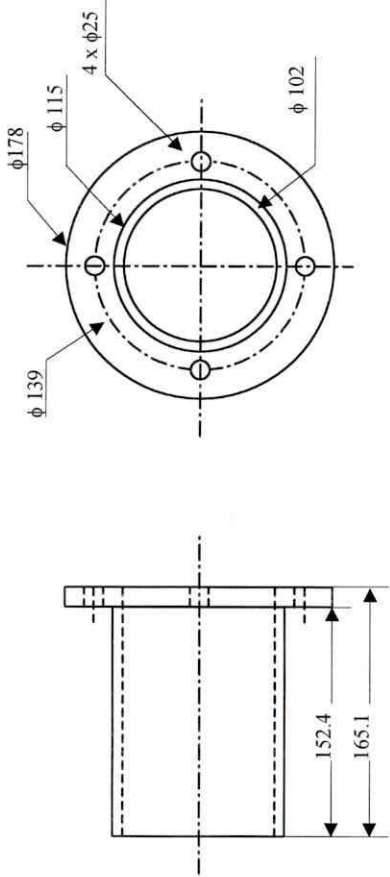
CORTE A-A

FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN					Escala 1:5	
FECHA		NOMBRE		PLACA PERFORADA DE SALIDA	Plano n°: 5	
Dib.	10/11/00	K FRANCIS				
Rev.	10/12/00	M PAZMIÑO				
Apro.	12/12/00	M PAZMIÑO				
ESPOL						

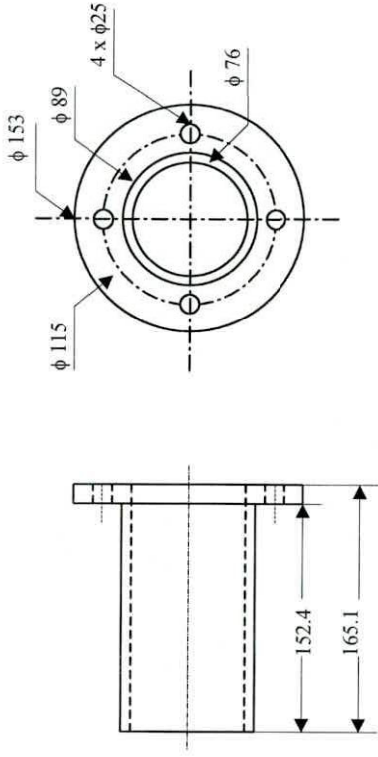


FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y
CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN

	FECHA	NOMBRE	MARCO	Escala 1:30
Dib.	10/11/00	K FRANCIS		
Rev.	10/12/00	M PAZMIÑO		
Apro.	12/12/00	M PAZMIÑO		
ESPOL			Plano n°: 6	

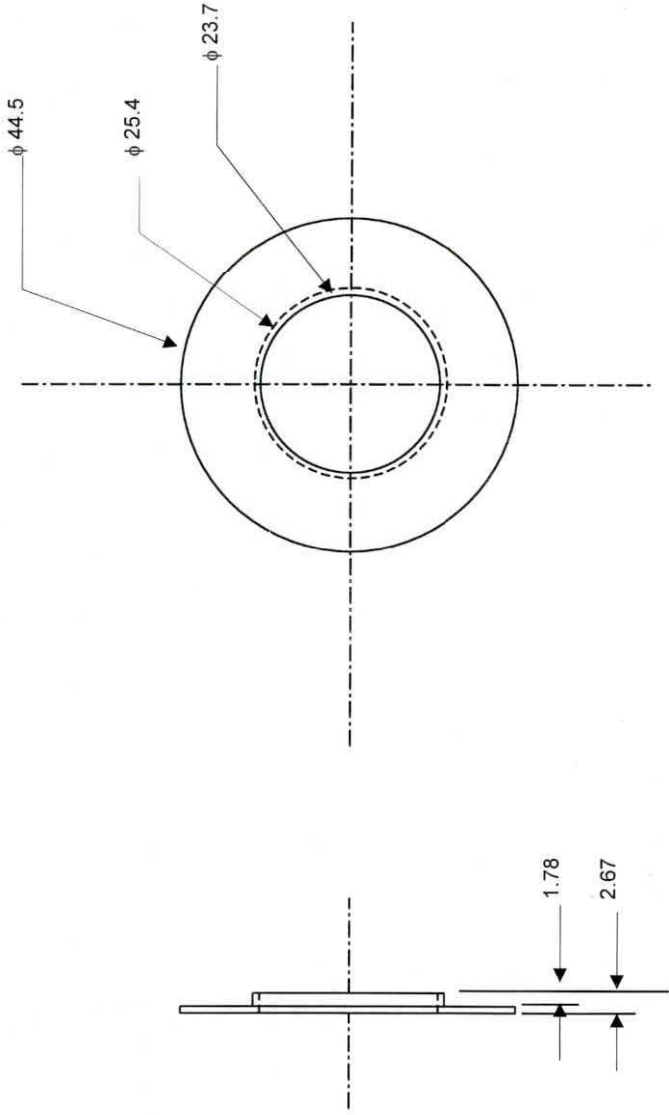


BRIDA DE ENTRADA DE VAPOR

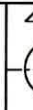


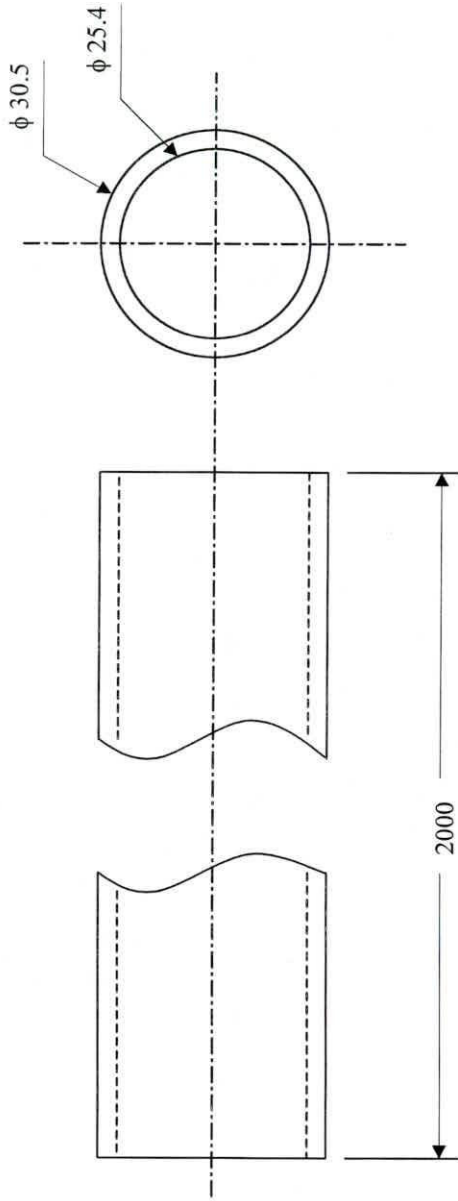
BRIDA DE SALIDA DE CONDENSADO

FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN			Escala	
Dib.	FECHA	NOMBRE	BRIDAS DE ENTRADA Y SALIDA DE PRODUCTO	
Rev.	10/11/00	K FRANCOS	1:5	
Apro.	10/12/00	M PAZMIÑO		
	12/12/00	M PAZMIÑO		
ESPOL			Plano n°: 7	

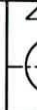


**FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y
CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN**

		FECHA		NOMBRE		ALETAS CIRCULARES EN FORMA DE L	Escala 1:1
Dib.		10/11/00		K FRANCIS			
Rev.		10/12/00		M PAZMIÑO			
Apro.		12/12/00		M PAZMIÑO			
ESPOL						Plano n°: 8	



**FACULTAD DE INGENIERIA EN MECANICA Y
CIENCIAS DE LA PRODUCCIÓN**

		ESPOL		Plano n°: 9		TUBO DE ALEADO DE ALUMINIO Escala : 1:1 
	FECHA	NOMBRE				
Dib.	10/11/00	K FRANCES				
Rev.	10/12/00	M PAZMIÑO				
Apro.	12/12/00	M PAZMIÑO				

BIBLIOGRAFÍA

1. DONALD KERN. Procesos de transferencia de calor, McGraw-Hill, marzo 1973
2. AMSTRONG, Serpentes del serie 6000, Catálogo AH-315
3. INEN . Código de dibujo técnico mecánico
4. Alfredo Díaz y Víctor Aguilera . Matemáticas Financieras. McGraw-Hill, marzo 1996.
5. TYLER G. HICKS. Manual de Cálculos para las Ingenierías. Mc Graw Hill.
6. ALI CARDENAS. "Diseño de un sistema de enfriamiento de aceite térmico para la elaboración de grasas". (Tesis, Facultad de Ingeniería Mecánica y Ciencias de la Producción, ESPOL, 1999).