



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ANTEPROYECTO PARA AUMENTAR LA  
CAPACIDAD DE PRODUCCION DE ARO-  
MATICOS EN LA REFINERIA "LAZARO  
CARDENAS"

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:  
INGENIERO QUIMICO  
P R E S E N T A :  
LUIS RAFAEL GARCIA PAVON

MEXICO. D. F.

1978

M-168629



Universidad Nacional  
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

**Biblioteca Central**



**UNAM – Dirección General de Bibliotecas**  
**Tesis Digitales**  
**Restricciones de uso**

**DERECHOS RESERVADOS ©**  
**PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL**

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA

ANTEPROYECTO PARA AUMENTAR LA CAPACIDAD DE PRODUCCIÓN  
DE AROMATICOS EN LA REFINERIA " LAZARO CARDENAS ".

LUIS RAFAEL GARCIA PAVON

INGENIERO QUIMICO

1978

JURADO ASIGNADO ORIGINALMENTE SEGUN EL TEMA :

PRESIDENTE:            ING. VLADIMIR ESTIVIL RIERA  
VOCAL:                    ING. GUILLERMO JESUS ALCAYDE LACORTE  
SECRETARIO:            ING. HUMBERTO LARIOS VELARDE  
1er SUPLENTE:           ING. ENRIQUE BRAVO MEDINA  
2do SUPLENTE:           ING. CARLOS BAZAN VILLEGAS

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA: BIBLIOTECA DE LA FAC. DE QUIMICA,  
BIBLIOTECA DE PEMEX, REFINERIA "LAZARO CARDENAS" Y CASA.

SUSTENTANTE

LUIS RAFAEL GARCIA PAVON

ASESOR

ING. HUMBERTO LARIOS VELARDE

A

A MIS PADRES:

SRA. MA. DEL CARMEN PAVON DE GARCIA  
SR. ING. TRANSITO GARCIA VIVAS,  
POR SU APOYO Y CONFIANZA QUE SIEMPRE  
ME HAN BRINDADO.

PARA MIS HERMANOS:

MA. DEL CARMEN

ROMAN

MA. DE LOURDES.

CON MUCHO CARINO.

B

---

CON SINCERO CARINO A TODOS  
MIS TIOS Y PRIMOS

A TODOS MIS COMPAÑEROS Y AMIGOS.

C

AL ING. HUMBERTO LARIOS VELARDE  
POR SU DECIDIDO APOYO Y ACERTADA  
ORIENTACION EN LA DIRECCION DE -  
ESTA TESIS.

AL ING. CUTBERTO O. AZUARA  
PAVON.  
POR LA VALIOSA AYUDA QUE ME  
BRINDO PARA LA ELABORACION  
DEL PRESENTE TRABAJO.

D

CON ETERNA GRATITUD A TODOS  
MIS MAESTROS.

A MI QUERIDA FACULTAD DE QUIMICA

A LA UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE  
MEXICO



E

A LOS HONORABLES MIEMBROS DEL JURADO

## INDICE

SIMBOLOS Y SU DENOMINACION .....	3
INTRODUCCION .....	10
OBJETIVOS.....	11
GENERALIDADES.....	12
MODIFICACIONES PROPUESTAS AL PROCESO ACTUAL.....	17
CALCULO DEL EQUIPO NECESARIO PARA LAS CONDICIONES PROPUESTAS .....	21
CALCULO DEL TANQUE FLASH.....	25
CALCULO DE LA COLUMNA DE RECTIFICACION.....	32
CALCULO DEL CONDENSADOR.....	65
CALCULO DEL HERVIDOR.....	82
BOMBAS. ....	85
ESTIMACION DE COSTOS.....	99
CONCLUSIONES.....	102
BIBLIOGRAFIA .....	104

## SIMBOLOS Y SU DENOMINACION

$C_1$	Metano
$C_2$	Etano
$C_3$	Propano
$iC_4$	Isobutano
$nC_4$	Butano Normal
$iC_5$	Isopentano
$nC_5$	Pentano Normal
22DMB	2,2, Dimetil Butano
2MP	2, Metil Pentano
3MP	3, Metil Pentano
$nC_6$	Hexano Normal
$C_7^+$	Heptano y más pesados

## TANQUE FLASH

F	Alimentación en moles
V	Vapores separados moles
L	Líquido Fondo moles
$X_f$	Fracción mol en la alimentación
Y	Fracción mol del Vapor
X	Fracción mol del líquido
K	Constante de Equilibrio $f(TyP)$
p	Presión Parcial del componente de referencia <u>a</u>
	La temperatura de destilación lbs/pulg <sup>2</sup>
P	Presión total de destilación lbs/pulg <sup>2</sup>

Rd	Relacion de Velocidad
Vload	Velocidad del Vapor pies <sup>3</sup> /seg
D	Diámetro del Tanque Flash
v	Pies <sup>3</sup> /seg de Vapores
$\rho_v$	Densidad de los vapores lbs/pie <sup>3</sup>
$\rho_L$	Densidad del líquido lbs/pie <sup>3</sup>
PM <sub>prom</sub>	Peso molecular promedio de los vapores
H <sub>vap</sub>	Altura del tanque flash en la parte de los vapores <u>pies.</u>
V <sub>L</sub>	Volumen del líquido pies <sup>3</sup>
T <sub>R</sub>	Tiempo de Residencia minutos
h <sub>L</sub>	Altura del tanque Flash parte líquida

## COLUMNA DE RECTIFICACION

B	Flujo de Productos Pesados (Fondos); moles, peso o volumen por unidad de tiempo.
D	Flujo de Productos ligeros (Domo); moles, peso, o volumen por unidad de tiempo.
C	Número de componentes en el sistema
F	Flujo de Alimentación; moles, peso o volumen por unidad de tiempo.
i	Suscrito referido al componente i
K	Y/X = Coeficiente de distribución
L	Flujo fase pesada (líquida); moles, peso o volumen por unidad de tiempo.
m	Suscrito que denota el valor a condiciones mínimas.

- n Suscrito que denota cualquier plato en la columna
- N Numero de platos de equilibrio en la columna
- $N_m$  Número de platos mínimos de Equilibrio requeridos para tener la separación especificada a Reflujo total.
- q Fracción de alimentación la cual es líquida a la presión y temperatura del plato
- r Suscrito referido al componente al cual las volatilidades relativas son referidas
- R  $L_{N+1}/D$ = Relación de Reflujo externo en la parte de arriba de la columna
- $R_m$   $L_{N+1}/D$ = Relación de Reflujo mínimo en la parte de arriba de la columna
- V Flujo de la Fase ligera (Vapores); moles, peso, o volumen por unidad de tiempo
- X Concentración en la fase pesada (Líquida)
- Y Concentración en la fase ligera (Vapores)
- Z Suscrito que denota una concentración en la zona de composición constante en la sección de Rectificación.
- $\alpha$  Volatilidad Relativa  $\alpha_{i-r} = K_i/K_r$
- $\alpha_a$  Volatilidades Relativas promedio para el componente considerado
- $\theta$  Raíz común cuyo valor está entre las volatilidades promedio de los componentes claves
- $U_L$  Viscosidad promedio centipoises
- $U_1$  Viscosidad del componente a la temperatura promedio

$X_F = X_a$	Fracción mol del Componente en la alimentación
W	lbs de Vapor/hr
a	Sección de la torre en pies <sup>2</sup>
$K_1$	Constante que depende del espacio entre platos y del tipo de plato
$\rho_L$	Densidad del líquido lbs/pie <sup>3</sup>
$\rho_V$	Densidad del vapor lbs pie <sup>3</sup>
D	Diámetro de la torre en pies

EQUIPO AUXILIAR

CONDENSADOR DE VAPORES

W	lbs/hr de vapores que entran al condensador
$Q_T$	Calor total en el condensador Btu/hr
$Q_C$	Calor de condensación Btu/hr
$Q_S$	Calor de subenfriamiento Btu/hr
$\Delta H_C$	Entalpia de condensación Btu/lb
$H_{vap}$	Entalpia de vaporización Btu/lb
$H_L$	Entalpia del líquido Btu/lb
$\Delta H_S$	Entalpia de subenfriamiento Btu/lb
	lbs/hr de agua de enfriamiento
$C_p$	Calor específico del agua Btu/lb°F
$\Delta t$	Diferencia media de temperaturas del agua °F
$\Delta t_{cm}$	Diferencia media logarítmica en la región de condensación °F
$\Delta t_{sm}$	Diferencia media logarítmica en la región de subenfriamiento.

$\Delta T_{MT}$	Diferencia media logarítmica de temperatura °F
$A_T$	Area total de transmisión de calor pies <sup>2</sup>
U	Coefficiente global de transmisión de calor Btu/hr-pie°F
$a_l$	Area de un tubo pies <sup>2</sup> = $\pi Dh$
L = h	Longitud de los tubos pies
$N_T$	Número de tubos
$a't$	Area de flujo por tubo pulg <sup>2</sup> = $\pi D^2/4$
$a_t$	Area total de flujo de los tubos pies <sup>2</sup>
$G_t$	Masa velocidad lbs/hr pie <sup>2</sup> del fluido por dentro de los tubos
v	Velocidad del agua a través de los tubos pies/seg
DI=ID	Diámetro interior de los tubos pulg.
OD	Diámetro exterior de los tubos pulg.
hi	Coefficientes de transferencia de calor para el flujo interior Btu/(hr) (pie <sup>2</sup> ) (°F)
hio	Valor de hi cuando se refiere al diámetro exterior - - Btu/(hr) (pie <sup>2</sup> ) (°F)
$\Delta P_t$	Caida de presión por dentro de los tubos lbs/pulg <sup>2</sup>
f	Factor de fricción f(Re)
n	Número de pasos
s	Gravedad específica del fluido por dentro de los tubos
$\phi t$	Relación de viscosidades
	Viscosidad del fluido por dentro de los tubos $\frac{lb}{hr-pie}$
$\Delta P_r$	Pérdida de presión por retorno lbs/pulg <sup>2</sup>
$U_D$	Coefficiente total de transferencia de calor de diseño-

	Btu/(hr) (°F)
$A_D$	Area total de transmisión de diseño pies <sup>2</sup>
$G''$	Carga de condensado para tubos horizontales lb/(hr) -- (pie)
$h_o$	Coefficiente de transferencia de calor para el flujo <u>ex</u> terior Btu/(hr) (pie <sup>2</sup> )(°F)
$T_v$	Temperatura promedio del vapor condensante °F
$t_w$	Temperatura de la pared del tubo °F
$t_a$	Temperatura promedio del fluido frío °F
$t_f$	Temperatura de la película °F
$K_f$	Conductividad térmica de los vapores a la temperatura de la película Btu/hr pie <sup>2</sup> (°F/pie)
$S_{pgr_f}$	Gravedad específica de los vapores a la temperatura de la película.
$M_f$	Viscosidad de los vapores a la temperatura de la pelí- cula centipoises
$U_C$	Coefficiente total limpio de condensación Btu/(hr) (°F)
$A_C$	Superficie total limpia de transferencia pies <sup>2</sup>
$Q_C$	Flujo de calor para la condensación Btu/hr
$U_S$	Coefficiente total limpio de subenfriamiento Btu/(hr)(°F)
$Q_S$	Flujo de calor para el subenfriamiento Btu/hr
$U_C$	Coefficiente total limpio de transferencia Btu/hr°F
$R_D$	Factor de obstrucción Btu/hr pie <sup>2</sup> °F
H E R V I D O R	
$Q_a$	Calor que entra con la alimentación Btu/hr



$Q_h$	Calor dado en el hervidor
$Q_c$	Calor quitado en el condensador
$Q_r$	Calor que sale con el residuo
$Q_d$	Calor que sale con el destilado
A	Area de calefacción en el hervidor pies <sup>2</sup>
$Q_h/A$	Relación del calor dado en el hervidor al area de calefacción Btu/hr pie <sup>2</sup>
$W_v$	Consumo del vapor lbs/hr
$\lambda$	Calor latente del vapor f(P ó t) Btu/lb

## B O M B A S

$L_{eq}$	Longitud total equivalente de tubería pies
$\rho$	Densidad del fluido por bombear lbs/pies <sup>3</sup>
$\mu$	Viscosidad del fluido por bombear $\frac{\text{lbs}}{\text{pie-seg}}$
G	Gasto por bombear pies <sup>3</sup> /seg.
S	Sección de la tubería pies <sup>2</sup>
V	Velocidad del fluido pies /seg
f	Factor de fricción f(Re)
F	Pérdidas por fricción en la tubería
D	Diámetro interior de la tubería en pies
W	Potencia de la bomba H.P.
X	Energía potencial pies
$v^2/2g$	Energía Cinética pies.
P	Presión la cual hay que vencer pies

CAPITULO 1  
I N T R O D U C C I O N .

Actualmente los compuestos aromáticos que se producen en la Refinería " Lázaro Cárdenas " de Minatitlán, Ver., se elaboran en la planta reformadora de naftas ligeras que tiene una capacidad de diseño de 22,000 B/D, contando con una carga de alimentación de 22,116 B/D de los cuales 10,500 B/D provienen de la torre prebenzeno contando con un 5% de compuestos no reformables, y los otros 11,616 B/D provienen de la fraccionadora de nafta que no contiene compuestos no reformables. El reactor produce una corriente con un 45% de compuestos aromáticos que representan una cantidad de 9,952 B/D de aromáticos y el resto de gasolina de alto octano no reformable.

Se tiene el proyecto de aumentar la carga de la reformadora de naftas ligeras incrementando la corriente que viene de la fraccionadora, eliminando los ligeros que constituyen el 25.3% de la gasolina primaria. Para este fin, se pretende instalar un tanque flash para la eliminación de  $C_1/C_2$  y una fraccionadora para eliminar el resto de los compuestos ligeros que constituyen ese 25.3% antes mencionado. Esta tentativa no pretende ser la única posible sino una de las tantas que se pueden abordar.

Es pertinente señalar, que los cálculos se harán con base en unidades inglesas debido a que la información obtenida de los manuales de la planta, al igual que las correlaciones para el cálculo del equipo, están dados en dichas unidades, que dicho sea de paso, no representan ningún problema en razón de que los resultados pueden ser fácilmente traducibles al sistema métrico decimal.

## CAPITULO 2

OBJETIVOS

- 1.- Aumentar la carga a la reformadora de naftas ligeras para incrementar la producción de — compuestos aromáticos.
- 2.- Aprovechar mejor el equipo disponible en cuanto a capacidades.
- 3.- Mejorar la carga para la planta hidrodesulfuradora de gasolina primaria.
- 4.- Aumentar las ganancias al producir mayor cantidad de aromáticos.

## CAPITULO 3

## GENERALIDADES

Actualmente la [gasolina primaria] va como carga a la [planta hidrodesulfuradora de gasolina] con el fin de [eliminarle el azufre] de algunos compuestos como los [mercaptanos y sulfuros] que desactivan el catalizador de platino que se encuentra en el reactor de la planta reformadora de nafta ligera, cuyas restricciones son de 0.5ppm máximo de compuestos de azufre, trabajando normalmente entre 0.10 y 0.20 ppm. Posteriormente la gasolina primaria y el  $H_2S$  formado en la hidrodesulfuradora va como carga a un separador donde es eliminado el  $H_2S$  y el  $H_2$  que no reaccionó.

Continúa después a la torre estabilizadora donde son eliminados compuestos ligeros de  $C_1$  a 3MP que obstruyen la actividad del catalizador de las reformadoras. Pasa después a una fraccionadora donde son separados los componentes de la gasolina primaria en naftas ligeras y naftas pesadas pasando las primeras a la planta reformadora de naftas ligeras para producir aromáticos, y los segundos a la reformadora de naftas pesadas donde se obtienen gasolinas de alto octano.

Después de la reformadora de naftas ligeras sale una corriente con aromáticos, gasolina y algo de ligeros que se producen en la reformación, que pasa a un separador para eliminarle el  $H_2$  formado y el que se inyecta a la carga de la reformadora. Por el fondo del separador sale una corriente de aromáticos con gasolina, misma que

pasa a una fraccionadora en la cual se acaba de eliminar el  $H_2$  y los ligeros formados. Del fondo de esta torre sale una corriente con aromáticos y gasolina de alto octano unicamente, la cual es enviada a la planta UDEX para la separación con solventes de la gasolina y la obtención de los aromáticos ya libres de esta.

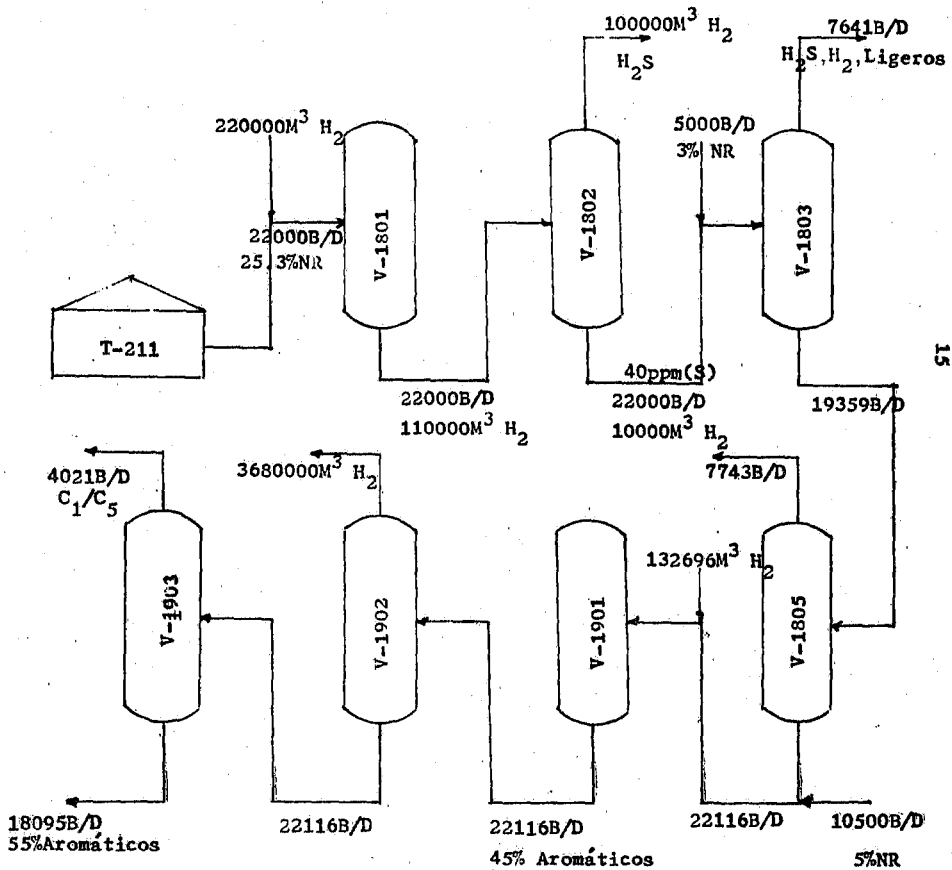
La gasolina primaria que se carga a la hidrodesulfuradora, tiene la siguiente composición:

METANO	$C_1$	0.3
ETANO	$C_2$	0.2
PROPANO	$C_3$	1.5
ISOBUTANO	$iC_4$	1.2
N. BUTANO	$nC_4$	4.3
ISOPENTANO	$iC_5$	4.0
N. PENTANO	$nC_5$	6.4
2,2DIMETILBUTANO	2,2DMB	0.2
2 METIL PENTANO	2MP	5.0
3 METIL PENTANO	3MP	2.2
N HEXANO	$nC_6$	3.4
HEPTANOS Y MAS PESADOS	$C_7^+$	71.3
		<hr/>
		100.0

Se pretende eliminar desde el metano hasta el 3MP para aumentar la carga útil a dicho reactor y en consecuencia que llegue mejor

carga a la reformadora y se puedan producir mayor cantidad de aromáticos.

FIG. 1



T-211 Tanque de almacenamiento de gasolina primaria  
T-100 Tanque flash  
T-150 Torre fraccionadora de ligeros  
V-1801 Hidrodesulfuradora de Gasolina Primaria  
V-1802 Separador de hidrógeno y ac. sulfhídrico  
V-1803 Torre fraccionadora de ligeros  
V-1805 Torre fraccionadora de naftas  
V-1901 Reformadora de naftas ligeras  
V-1902 Torre separadora de hidrógeno  
V-1903 Torre fraccionadora de ligeros



MODIFICACIONES PROPUESTAS AL PROCESO  
ACTUAL

En el proceso actual la gasolina primaria lleva un 25.3% de -- compuestos no reformables lo cual es conveniente eliminar para mejorar todo el proceso, y así, obtener un mayor rendimiento en las instala-- ciones, al mismo tiempo se obtiene una mayor producción de compuestos Aromáticos y de gasolina de alto Octano en las plantas reformadoras - de nafta ligera y nafta pesada respectivamente.

Para lograr lo antes citado se propone modificar el proceso ac-- tual de la siguiente manera (Diagrama 3 y 4)

1.- Calcular una columna de rectificación la cual nos elimine a los componentes no reformables o no deseables por el Domo, y que, - debido a las necesidades actuales tenga como especificación un máximo de 3% de Hexano normal, en los productos del Domo. Esta columna se -- propone colocarla entre el tanque de almacenamiento de la gasolina - primaria y el reactor de la planta hidrosulfurizadora de gasolina - con el fin de aprovechar al máximo las instalaciones.

2.- Cálculo de un tanque Flash para la separación de los com-- puestos mas ligeros con el fin de disminuir el número de platos en la columna de rectificación y con el fin también de trabajar la columna a una presión menor. Este tanque Flash se colocara entre el tanque de almacenamiento de gasolina y la columna de rectificación.

3.- Cálculo del equipo auxiliar necesario que será:

CONDENSADOR DE LOS VAPORES DE DOMO

HERVIDOR DEL LIQUIDO DE FONDOS

BOMBA DE REFLUJO A LA TORRE

BOMBA DE CARGA A LA TORRE

BOMBA DE CARGA A LA PLANTA HIDRODESULFURIZADORA DE GASOLINA

BOMBA DE CARGA AL TANQUE FLASH

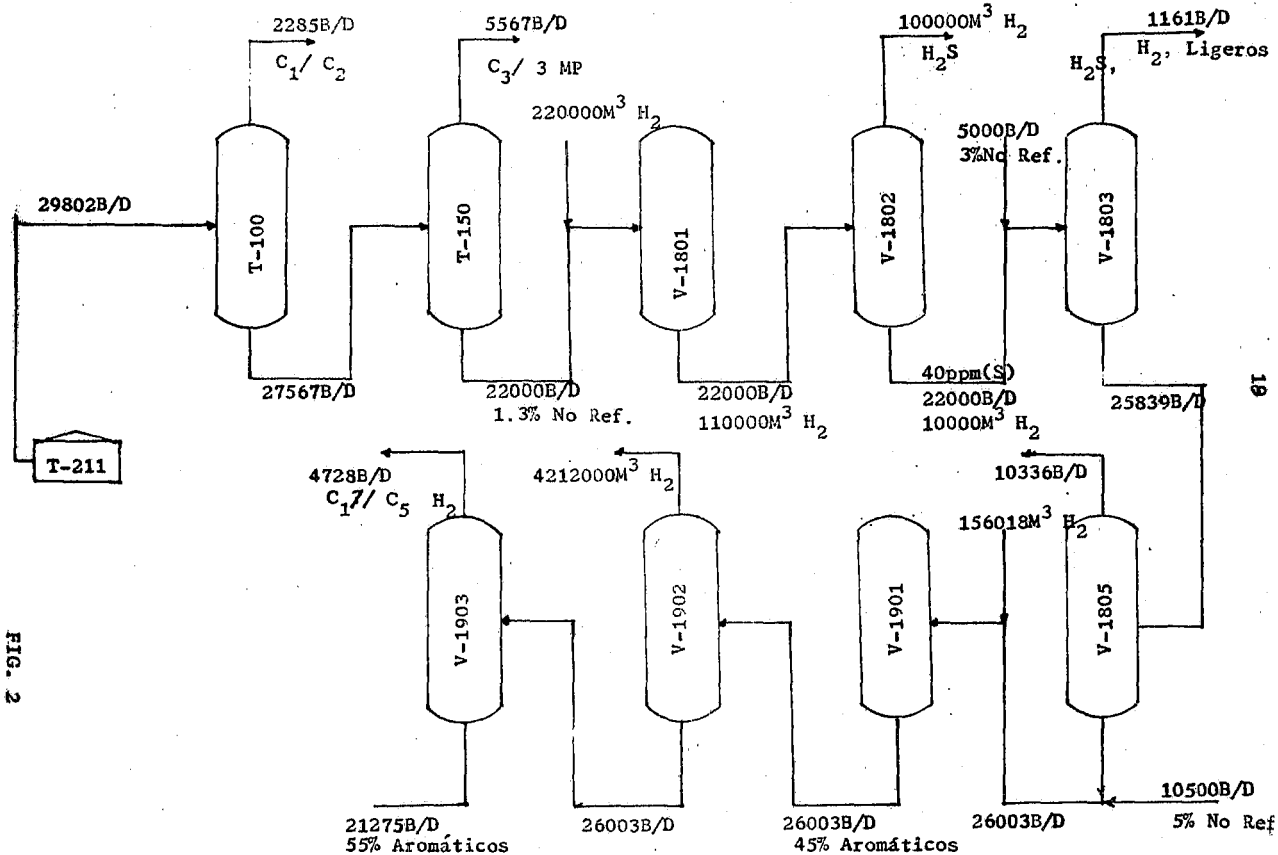
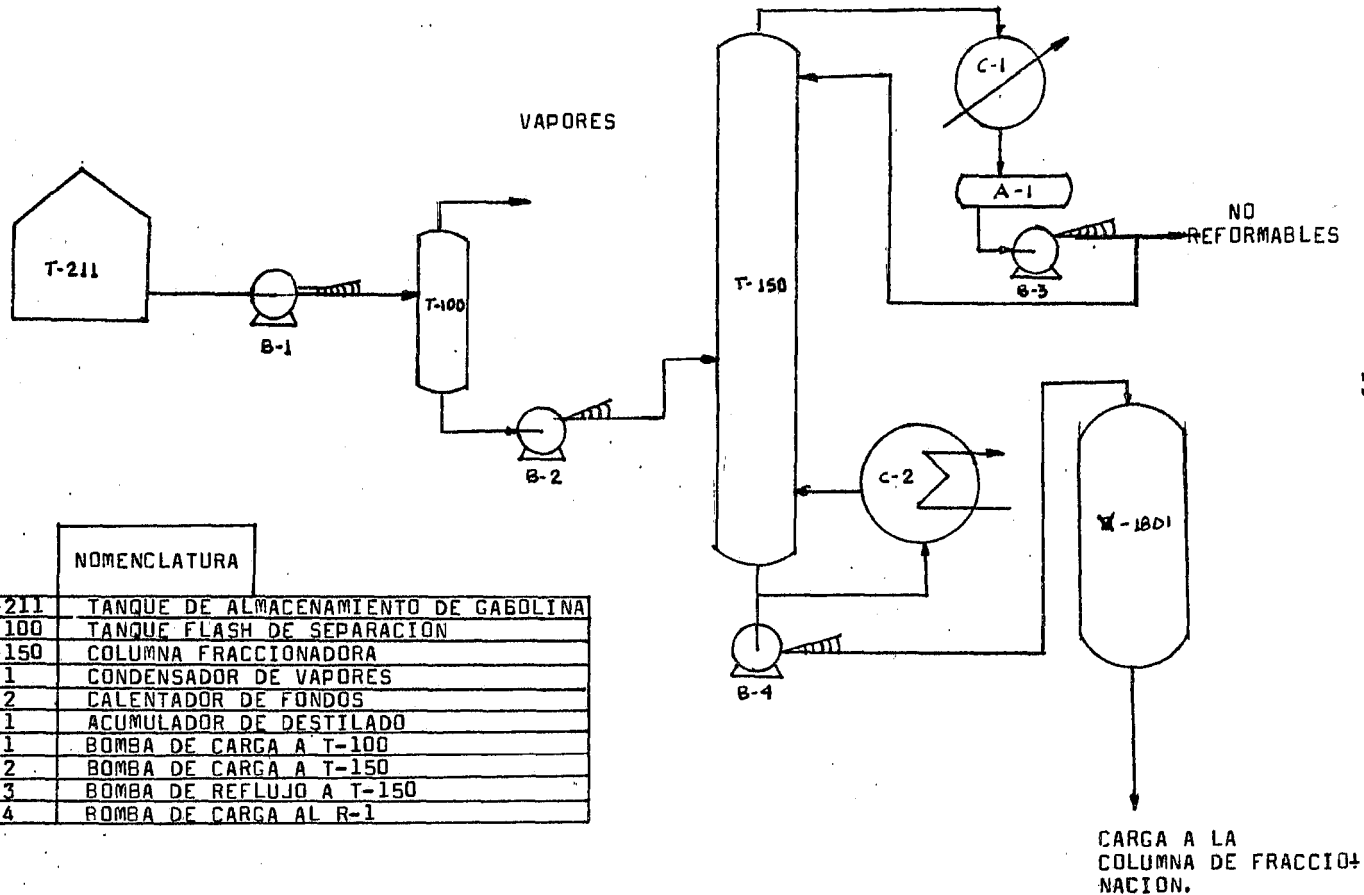


FIG. 2



NOMENCLATURA

T-211	TANQUE DE ALMACENAMIENTO DE GABOLINA
T-100	TANQUE FLASH DE SEPARACION
T-150	COLUMNA FRACCIONADORA
C-1	CONDENSADOR DE VAPORES
C-2	CALENTADOR DE FONDOS
A-1	ACUMULADOR DE DESTILADO
B-1	BOMBA DE CARGA A T-100
B-2	BOMBA DE CARGA A T-150
B-3	BOMBA DE REFLUJO A T-150
B-4	BOMBA DE CARGA AL R-1

FIG. 3

## CAPITULO III

CALCULO DEL EQUIPO NECESARIO  
PARA LAS CONDICIONES PROPUESTAS

- a).- Cálculo del tanque flash
- b).- Cálculo de la Columna de Rectificación
- c).- Cálculo del Equipo Auxiliar:  
Condensador, Reboiler y Bombas

## a).- DESTILACION EN EQUILIBRIO (FLASH)

Aquí en este tipo de destilación el vapor y el líquido se mantienen en íntimo contacto, de tal manera que el vapor formado esté en equilibrio con el líquido residual. En estas condiciones, por un balance de materia referido al componente mas volátil se tiene: (4)

$$F x_f = V y + L x \dots\dots\dots (1)$$

La relación de equilibrio puede expresarse así:

$$\frac{y}{x} = K$$

En donde K puede tener un valor determinado experimentalmente, o un valor calculado para la temperatura y Presión particulares a que el líquido y el vapor se separan. Para el caso de disoluciones ideales a moderadas presiones, cuando x e y se expresan en fracciones molares y L, V y F, son moles:

$$yP = xp$$

$$\frac{y}{x} = \frac{p}{P}$$

Donde:

P = Presión total de destilación

p = Presión parcial del componente de referencia a la temperatura de destilación.

sustituyendo x por y/K y despejando y

$$F x_f = V y + \frac{Y}{K} L$$

$$F x_f K = V y K + y L$$

$$F x_f K = y (V K + L)$$

$$y = \frac{F x_f K}{V K + L} = \frac{F x_f}{V + L/K} = \frac{F}{V} \left( \frac{K x_f}{K + L/V} \right)$$

$$y = 1 = \frac{F}{V} \sum \frac{K x_f}{K + L/V} \dots \dots \dots (2)$$

analogamente, se tiene para x

$$x = 1 = \frac{F}{V} \sum \frac{x_f}{K + L/V} \dots \dots \dots (3)$$

Estas ecuaciones se resuelven por tanteo, suponiendo un valor para el cociente entre el vapor y la alimentación, V/F, los valores - supuesto y calculado de V/F, han de ser bastantes próximos. Conviene tener en cuenta que si los valores supuesto y calculado V/F son tan - distintos que sea necesario otro tanteo, el 2° supuesto debe ser tal que entre el y el primer supuesto se encuentre el valor calculado anterior. Para hallar con facilidad los distintos supuestos, dando buenos resultados representar gráficamente las diferencias entre los valores calculados y supuestos en función de estos últimos.

Por otra parte antes de iniciar el cálculo de una destilación - FLASH, conviene haber determinado ya el punto de rocío y el de Ebullición para estar seguros de que la temperatura y presión se encuentran en la zona bifásica.

## CALCULO DEL PUNTO DE BURBUJA DE LA

ALIMENTACION A LA PRESION DE

$$29.4 \text{ lbs/in}^2 \text{ Y } \sum KX = 1$$

COMPONENTE	XF	K		K	
		90°F	KXF	70 °F	KXF
C <sub>1</sub>	0.003	180.0	0.540	160	0.480
C <sub>2</sub>	0.002	32.0	0.064	120	0.040
C <sub>3</sub>	0.015	9.8	0.147	7.8	0.117
iC <sub>4</sub>	0.012	4.0	0.048	3.0	0.036
NC <sub>4</sub>	0.043	3.0	0.129	2.1	0.090
iC <sub>5</sub>	0.040	1.1	0.044	0.78	0.031
NC <sub>5</sub>	0.064	0.86	0.055	0.58	0.037
22DMB	0.002	0.39	0.001	0.29	0.001
2MP	0.050	0.34	0.017	0.24	0.012
3MP	0.022	0.31	0.007	0.20	0.004
NC <sub>6</sub>	0.034	0.28	0.010	0.17	0.006
C <sub>7+</sub>	0.713	0.03	0.021	0.0163	0.012
				1.083	<u>0.866</u>

Interpolando se tiene una T<sub>BURBUJA</sub> = 84°F

## CALCULO DE LA TEMPERATURA DE ROCIO DE LA

## ALIMENTACION

$$x = \frac{Y}{K} \quad \sum \frac{Y}{K} = .1$$

COMPONENTE	XF	K 200°F	XF/K	K 250°F	XF/K
C <sub>1</sub>	0.003	300.0	0.000010	370	0.000008
C <sub>2</sub>	0.002	70.0	0.000029	96	0.000021
C <sub>3</sub>	0.015	26.0	0.000577	37	0.000405
iC <sub>4</sub>	0.012	13.0	0.000923	20	0.001000
nC <sub>4</sub>	0.043	10.5	0.004095	16	0.003000
iC <sub>5</sub>	0.040	5.4	0.007407	8.8	0.005000
nC <sub>5</sub>	0.064	4.4	0.014545	7.5	0.009000
22DMB	0.002	3.10	0.000645	4.8	0.000417
2MP	0.050	2.60	0.019231	4.3	0.012000
3MP	0.022	2.20	0.010000	3.9	0.006000
nC <sub>6</sub>	0.034	1.90	0.017895	3.6	0.009000
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.713	0.40	1.78250	0.9	0.792000
			<u>1.857857</u>		<u>0.837851</u>

Interpolando se tiene una T<sub>Rocio</sub> = 242°F



## CALCULO DEL TANQUE FLASH

COMPONENTE	XF	K		$V/F=0.07$		$V/F = 0.075$	
		29.4 lb/ln <sup>2</sup> 160°F	KXF	$\frac{KXF}{L/V + K}$		$\frac{KXF}{L/V + K}$	
				$\frac{L}{V} + K$	$\frac{L}{V} + K$	$\frac{L}{V} + K$	$\frac{L}{V} + K$
C <sub>1</sub>	0.003	260	0.780	273.286	0.002854	272.333	0.002864
C <sub>2</sub>	0.002	54	0.108	67.286	0.001605	66.333	0.001628
C <sub>3</sub>	0.015	19	0.285	32.286	0.008827	31.333	0.009096
iC <sub>4</sub>	0.012	9	0.108	22.286	0.004846	21.333	0.005063
nC <sub>4</sub>	0.043	7.2	0.310	20.486	0.015132	19.533	0.015871
iC <sub>5</sub>	0.040	3.3	0.132	16.586	0.007959	15.633	0.008444
nC <sub>5</sub>	0.064	2.7	0.173	15.986	0.010822	15.033	0.011508
22DMB	0.002	1.95	0.004	15.236	0.000263	14.283	0.000280
2MP	0.050	1.58	0.079	14.866	0.005314	13.913	0.005678
3MP	0.022	1.28	0.028	14.566	0.001922	13.613	0.002057
nC <sub>6</sub>	0.034	1.05	0.036	14.336	0.002511	13.382	0.002690
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.18	0.18	0.128	13.466	0.009505	12.513	0.010229

$V/F = 0.07$		0.071560
	Desviación	0.00156
		0.075408
		0.000403

$$F = 100 \text{ moles}$$

$$V = 7$$

$$L = F - V = 93$$

$$\frac{L}{V} = 13.286$$

$$V/F = 0.075$$

$$F = 100$$

$$V = 7.5$$

$$L = F - V = 92.5$$

$$\frac{L}{V} = 12.333$$

## CONTINUA CALCULO TANQUE FLASH

$$P = 29.4 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$F = 100.0 \text{ moles}$$

$$V = 7.5$$

$$L = 92.5$$

Composicion

del

Vapor

$$\sum Y = \frac{F}{V} \sum \frac{KX_F}{K+L/V} = 1$$

Composición

del

Líquido

$$\sum X = \frac{F}{V} \sum \frac{X_F}{K+L/V} = 1$$

COMPONENTE	Y	X
C <sub>1</sub>	0.038	—
C <sub>2</sub>	0.022	—
C <sub>3</sub>	0.121	0.006
iC <sub>4</sub>	0.068	0.008
nC <sub>4</sub>	0.210	0.029
iC <sub>5</sub>	0.113	0.034
nC <sub>5</sub>	0.151	0.057
22DMB	0.004	0.002
2MP	0.075	0.048
3MP	0.027	0.022
nC <sub>6</sub>	0.036	0.034
C <sub>7+</sub>	0.135	0.760
	<u>1.000</u>	<u>1.000</u>

## CALCULO DE LAS DIMENSIONES DEL TANQUE FLASH

El calculo se hará de acuerdo con ecuaciones y consideraciones  
(II)  
propuestas por Adolph D. Scheiman

$$R_d = \frac{V_{LOAD}}{0.178 D^2}$$

en donde:

$V_{LOAD}$  = Velocidad del vapor pies<sup>3</sup>/seg.

$R_d$  = Relación de velocidad

$D$  = Diametro del tanque Flah.

$$V_{LOAD} = v \sqrt{\frac{\rho_v}{\rho_L - \rho_v}}$$

en donde:

$v$  = pies<sup>3</sup>/seg. de vapores

$\rho_v$  = Densidad de los vapores lbs/pie<sup>3</sup>

$\rho_L$  = Densidad del liquido lbs/pie<sup>3</sup>

$$\rho_v = \frac{\text{lbs de vapores}}{\text{pie}^3 \text{ de vapores}} = \frac{22629.144}{73600} = 0.31 \text{ lbs/pie}^3$$

PM Prom. Vapores = 66.40

$$\text{pies}^3 \text{ de Vapores} = \frac{22629.144 \text{ lbs/mol}}{66.40 \text{ hr}} \times 359 \frac{\text{ft}^3}{\text{lb}^3 \text{ mol}} \times \frac{14.7}{29.4} \times \frac{(460 + 160)}{492}$$

$$73600 \frac{\text{pies}^3}{\text{hr}}$$

$$\rho_L = 0.7 \frac{\text{Kg}}{\text{l/t}} \times \frac{2.2 \text{ lbs}}{\text{K/g}} \frac{28.372 \text{ l/t}}{\text{pies}^3} = 43.7 \text{ lbs/pies}^3$$

$$v = 73600 \frac{\text{pies}^3}{\text{hr}} \times \frac{1/\text{hr}}{3600 \text{ seg}} = 20.4 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg.}}$$

El autor (11) recomienda una relación de velocidad de 0.5 para tanques flash que no usen mallas. Entonces se tiene:

$$V_{LOAI} = 20.4 \sqrt{\frac{0.31}{43.7 + 0.31}} = 20.4 \times 0.08453 = 1.72 \text{ pies}^3/\text{seg.}$$

$$D = \sqrt{\frac{1.72}{0.5 \times 0.178}} = 4.4 \text{ pies} = 1.467 \text{ m}$$

Con este valor de 4.4 pies se va a la figura (5) la cual relaciona el diámetro del tanque flash con la altura del tanque de la parte de los vapores. Mediante esa figura (5) se obtiene lo siguiente:

$$H_{\text{vap}} = 3.2 \text{ pies}$$

Para calcular la altura del tanque en la sección de la parte líquida es necesario suponer un tiempo de residencia del líquido, para esto el autor recomienda un tiempo de residencia entre 2 y 5 minutos.

Para este caso se supondrá un  $T_R = 4 \text{ min.}$  entonces se tiene:

$$V_L = 0.785 D^2 h_L$$

en donde:

$V_L$  = Volumen del líquido  $\text{pies}^3$

$h_L$  = Altura del recipiente parte líquida pies

$D$  = Diámetro del tanque flash pies

$$V = 279092.776 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{43.68 \text{ lbs}} \times \frac{1 \text{ hr } 4 \text{ min.}}{60 \text{ min.}} = 425.97 \text{ pies}^3$$

$$h_L = \frac{v}{0.785 D^2} = \frac{425.97}{0.785 (4.37)^2} = 28.4 \text{ pies}$$

Entonces la altura total del tanque flash será:

$$H_v + h_L + 1 = 32.6 \text{ pies} = 10.87 \text{ m.}$$

Se suma 1 pie más, debido a que se recomienda que del punto donde se introduce la alimentación a la parte más alta del líquido que está en el tanque flash, haya 1 pie más de altura con el fin de tratar de evitar arrastrar los vapores por el fondo del tanque flash. Fig. --

La presión será de 20.6 lbs/pulg<sup>2</sup> debido a que la alimentación viene a 50 lbs/pulg<sup>2</sup> y el tanque flash se calculó a 29.4 lbs/pulg<sup>2</sup>.

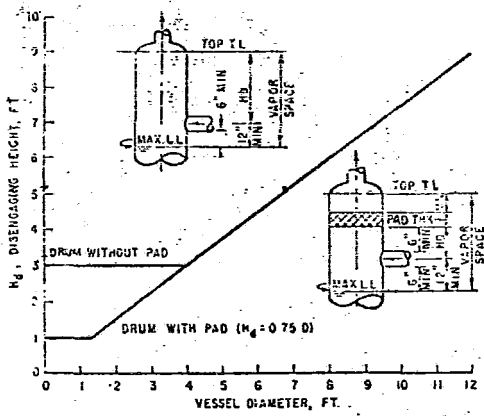


FIG. 5 ALTURA DE DISEÑO RECOMENDADA

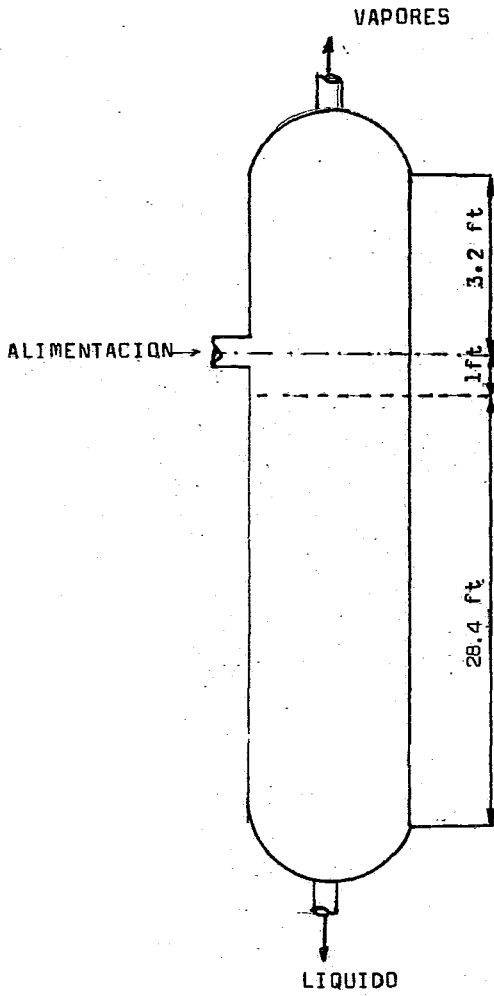


FIGURA # 6

(b) CALCULO DE LA COLUMNA  
DE RECTIFICACION (D<sub>1</sub>C<sub>6</sub>) Y EQUIPO  
AUXILIAR (C)



REFLUJO MINIMO Y PLATOS MINIMOS TEORICOS DE ACUERDO A LAS ECUACIONES PROPUESTAS POR FENSKE, UNDERWOOD Y GILLILAND.

REFLUJO TOTAL - ECUACION DE FENSKE

(2)

Fenske parte de que a reflujo total las corrientes de vapores y líquido que pasan a través de dos platos cualquiera son idénticas en cantidad y composición. Partiendo de lo antes dicho Fenske muestra una ecuación la cual relaciona la separación obtenida entre dos componentes a reflujo total a el Número de platos de Equilibrio. La derivación de la ecuación de Fenske depende de la definición de la volatilidad relativa  $\alpha$  y de la igualdad de composición entre cualesquiera de las dos corrientes pasantes. Y nos muestra una ecuación que es la siguiente:

$$\frac{\text{Moles de } i \text{ en D}}{\text{Moles de } i \text{ en B}} = \alpha_a^N \frac{\text{Moles de } r \text{ en D}}{\text{Moles de } r \text{ en B}} \quad (1)$$

Puede ser expresada también de la siguiente manera:

$$\left( \frac{DX_D}{FX_F - DX_D} \right)_i = \alpha_a^{N_m} \frac{DX_D}{BX_B} \quad (2)$$

$$\alpha_a = \left( \alpha_{\text{DOMO}} \alpha_{\text{MITAD}} \alpha_{\text{FONDO}} \right)^{1/3} \quad (3)$$

REFLUJO MINIMO.- ECUACIONES DE UNDERWOOD

(2)

Las ecuaciones de Underwood nos muestran un método conveniente y rápido para estimar el Reflujo mínimo correspondiente para cualquier separación especificada de dos Componentes llamados usual

mente Clavés en una alimentación de multicomponentes. En dicho método se supone un reflujo molar y volatilidades relativas constantes, además se establece también de que en una columna de multicomponentes se supondrá que a reflujo mínimo existirá una zona de composición constante. Tomando en cuenta lo anterior se manejan las siguientes ecuaciones:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i x_i F}{\alpha_i - \theta} = 1 - q \quad (4)$$

$\theta$  es un artificio matemático que se usa y que se define como raíz común cuyo valor estará entre las volatilidades de los componentes clave ligero y clave pesado;  $q$  es la fracción de la alimentación la cual es líquida a la presión y temperatura del plato de alimentación, teniendo los siguientes casos:

Alimentación líquido Subenfriado:  $q > 1.0$

Alimentación líquido Saturado  $q = 1.0$

Alimentación Parcialmente Vapor  $1.0 > q > 0.0$

Alimentación Vapor Saturado  $q = 0$

Alimentación Vapor Sobrecalentado  $q < 0$

y la siguiente ecuación:

$$\sum_{i=1}^c \frac{\alpha_i (x_i D)^m}{\alpha_i - \theta} = R_m + 1 \quad (5)$$

De acuerdo con las características de la alimentación se obtendrá un cierto valor de  $\theta$  mediante la ecuación (4) ese valor  $\theta$  se aplica en la ecuación (5) para obtener el reflujo mínimo de acuerdo con las condiciones especificadas de los compuestos claves.

## CORRELACION DE GILLILAND

Conociendo  $N_m$  y  $R_m$  se tienen las condiciones que limitan una columna de destilación pero para propósitos prácticos es poco práctico a menos que estas cantidades puedan ser relacionadas al Número de platos teóricos  $N$  y Reflujo Real  $R$ . Gilliland<sup>(2)</sup> presenta una correlación la cual relaciona  $N_m$  y  $R_m$  al Número de platos teóricos actuales y la Relación de Reflujo Real necesaria para obtener la separación deseada. La correlación se muestra en la fig. (7.0) donde están graficados:

$$(N - N_m) / (N + 1) \quad \text{vs.} \quad (R - R_m) / (R + 1)$$

Valores Económicos de diseño de  $R$  usualmente están en un rango de 1.2 a 1.5 veces el Reflujo mínimo.

CALCULO DEL REFLUJO MINIMO POR EL  
METODO DE (FENSKE, UNDERWOOD, GILLILAND)

1.- Suponer cualquier separación deseada de los componentes-claves. En este problema la restricción es, que debido a las necesidades actuales solo el 3% de  $NC_6$  se destile con los productos del Domo.

$$NC_6 = 20.6 \times 0.03 = 0.618$$

COMPONENTE	A	D	E
C <sub>3</sub>	0.6	0.600	
iC <sub>4</sub>	0.8	0.800	
nC <sub>4</sub>	2.9	2.900	
iC <sub>5</sub>	3.4	3.400	
nC <sub>5</sub>	5.7	5.700	
22DMB	0.2	0.200	
2MP	4.8	4.800	
3M <sub>p</sub>	2.2	1.582	0.618
nC <sub>6</sub>	3.4	0.618	2.782
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	76.0		76.000
	100.0	20.600	79.400

2.- Cálculo de la presión de trabajo de la columna. Se considera un condensador total, y los vapores que entre en él, a una temperatura saldrán de él a esa misma temperatura, perdiendo solo el calor latente, de este modo la composición del vapor será igual a la del líquido. Aplicando la ley de Raoult se tiene.

$x_p v = P_t$  y  $x = \frac{P_t Y}{P_v}$ , entonces se supondrá una  $P_t$  y cuando  $\sum x = 1$  se tendrá la  $P_t$  de la torre. La temperatura del Domo de la torre será de  $150^\circ F = 65.5^\circ C$

$$P_t = 30 \text{ lbs/in}^2$$

COMPONENTE	D	Xd	Pv 150°F	Y/ Pv	Pt = 30 lbs/in <sup>2</sup> X	
C <sub>3</sub>	0.600	0.029	350.0	0.000083	0.002490	
iC <sub>4</sub>	0.800	0.039	190.0	0.000205	0.006150	Se supondrá una
nC <sub>4</sub>	2.900	0.141	115.0	0.001226	0.036780	caída de presión en
iC <sub>5</sub>	3.400	0.165	47.0	0.003511	0.105330	el condensador de -
nC <sub>5</sub>	5.700	0.277	38.0	0.007289	0.218670	2 lb/in <sup>2</sup> y de - -
22DMB	0.200	0.010	21.8	0.000459	0.013770	5 lb/in <sup>2</sup> a lo largo
2MP	4.800	0.233	17.2	0.013547	0.406410	de la columna.
3MP	1.582	0.077	15.3	0.005033	0.150990	P <sub>DOMO</sub> = 30+2=32
nC <sub>6</sub>	0.618	0.030	14.0	0.002143	0.064290	P <sub>FONDO</sub> = 32+5=37
	<u>20.600</u>				<u>1.0048</u>	P <sub>T MEDIA</sub> = $\frac{37+32}{2} = 34.5$

$$P_T = 35 \text{ lbs/in}^2$$

## CALCULO DEL PUNTO DE BURBUJA DE LA ALIMENTACION

$$P_T = 35 \text{ lbs/pulg}^2$$

COMPONENTE	Xa	220°F		223°F	
		Pv	PvXa	Pv	PvXa
C <sub>3</sub>	0.006	700	4.200	712	4.272
i C <sub>4</sub>	0.008	325	2.600	330	2.640
n C <sub>4</sub>	0.029	255	7.395	25.8	7.482
i C <sub>5</sub>	0.034	119	4.046	120	4.080
n C <sub>5</sub>	0.057	96	5.472	100	5.700
22DMB	0.002	62.5	0.125	67	0.1340
2MP	0.048	49.0	2.352	51	2.4480
3MP	0.022	45.5	1.001	47	1.0340
nC <sub>6</sub>	0.034	40.5	1.377	42	1.4280
C <sub>7</sub> +	0.760	7.5	5.700	7.90	6.000
	<u>1.000</u>		<u>34.268</u>		<u>35.218</u>

$$T_{\text{BURBUJA}} = \underline{223^\circ\text{F}}$$

## CALCULO DEL PUNTO DE ROCIO DEL DESTILADO.

COMPONENTE	X <sub>d</sub>	P <sub>v</sub>			P <sub>v</sub>		
		160°F	K=P <sub>v</sub> /P <sub>T</sub>	X <sub>d</sub> /K	161°C	K=P <sub>v</sub> /P <sub>T</sub>	X <sub>d</sub> /K
C <sub>3</sub>	0.029	380	10.86	0.002670	390	11.14	0.002603
i C <sub>4</sub>	0.039	162	4.63	0.008423	165	4.71	0.008280
n C <sub>4</sub>	0.141	120	3.43	0.041108	125	3.57	0.039496
i C <sub>5</sub>	0.165	52	1.49	0.110738	54	1.54	0.107143
n C <sub>5</sub>	0.277	42	1.20	0.230833	42	1.20	0.230833
22DMB	0.010	28	0.80	0.012500	28.5	0.81	0.012346
2MP	0.233	20.0	0.57	0.408772	21.0	0.60	0.388333
3MP	0.077	18.5	0.53	0.145283	19.0	0.543	0.141805
nC <sub>6</sub>	0.030	15.7	0.45	0.066667	16.0	0.457	0.065646
				<u>1.026994</u>			<u>0.996485</u>

$$T_{\text{ROCLO}} = 161^\circ\text{F}$$

## CALCULO DEL PUNTO DE BURBUJA DEL RESIDUO

COMPONENTE	B	x <sub>b</sub>	Pv			Pv			T <sub>BURBUJA</sub> =
			310°F	K=Pv/P <sub>T</sub>	Kx <sub>D</sub>	312°F	K=Pv/P <sub>T</sub>	Kx <sub>D</sub>	
3MP	0.618	0.008	132	3.77	0.030	138	3.94	0.032	= 312°F
nC <sub>6</sub>	2.782	0.035	120	3.43	0.120	122	3.49	0.122	
C <sub>7+</sub>	76.000	0.957	30	0857	0.820	31	0.886	0.848	
	79.400	1.000			0.970			1.002	

## CALCULO DE LA VOLATILIDAD RELATIVA PROMEDIO

 $\alpha_a$ COMPONENTE DE REFERENCIA  $nC_6$ 

COMPONENTE	$P_T = 35 \frac{\text{lbs}}{\text{in}^2} \quad 161^\circ\text{F}$		$P_T = 35 \frac{\text{lbs}}{\text{in}^2} \quad 223^\circ\text{F}$		$P_T = 35 \frac{\text{lbs}}{\text{in}^2} \quad 312^\circ\text{F}$		$\alpha_a$
	Pv	$\alpha = \frac{Pv}{Pv_R}$	Pv	$\alpha = \frac{Pv}{Pv_R}$	Pv	$\alpha = \frac{Pv}{Pv_R}$	
$C_3$	890	24.371	715	17.02	1430	11.721	17.70
$iC_4$	165	10.311	330	7.857	725	5.943	8.04
$nC_4$	125	7.811	260	6.190	575	4.713	6.24
$iC_5$	54	3.375	120	2.857	290	2.377	2.87
$nC_5$	42	2.625	100	2.381	260	2.131	2.38
22DMB	28.5	1.781	67	1.595	180	1.475	1.62
2MP	21	1.311	51	1.214	148	1.213	1.25
3MP	19	1.187	47	1.119	138	1.131	1.15
$nC_6$	16.0	1.00	42	1.000	122	1.000	1.00
$C_7+$	235	0.146	7.90	0.188	31	0.254	0.20

donde:

Pv = Presión de vapor del componente.

Pv<sub>R</sub> = Presión de vapor del componente de referencia.



## CALCULO DEL NO. DE PLATOS MINIMOS

Nm A REFLUJO TOTAL DE ACUERDO A LA ECUACION DE FENSKE.

$$\frac{\text{Moles de } i \text{ en D}}{\text{Moles de } i \text{ en B}} = \alpha_a^{Nm} \frac{\text{moles de } r \text{ en D}}{\text{moles de } r \text{ en B}} \dots (1)$$

Donde:

i = Componente clave ligero

r = Componente clave pesado

Nm = No. de Platos Míminos a reflujo total

$\alpha_a$  = Promedio de las volatilidades relativas del componente clave ligero.

Datos:

$$\alpha_a = 1.15$$

$$\text{Moles de } i \text{ en D} = 1.582$$

$$\text{Moles de } i \text{ en B} = 0.618$$

$$\text{Moles de } r \text{ en D} = 0.618$$

$$\text{Moles de } r \text{ en B} = 2.782$$

Sustituyendo en (1)

$$\frac{1.582}{0.618} = 1.15^{Nm} \frac{0.618}{2.782}$$

$$1.15^{Nm} = \frac{1.582 \times 2.782}{(0.618)^2} = \frac{4.401}{0.382} = 11.52$$

$$Nm \log 1.15 = \log 11.52$$

$$Nm \times 0.0610 = 1.062$$

$$Nm = \frac{1.062}{0.061} = 17.4$$

$$\underline{\underline{0.061}}$$

Mediante la siguiente ecuación se calculará la separación de los componentes relacionados al número de platos Mínimos.

$$\left( \frac{DX_d}{FX_F - DX_d} \right)_i = \alpha_a^{N_m} \frac{DX_{rD}}{BX_{rB}}$$

$$\frac{DX_{rD}}{BX_{rB}} = \frac{0.618}{2.782} = 0.2221$$

$$\left( \frac{DX_d}{FX_F - DX_d} \right)_i = \alpha_a^{N_m} (0.2221) \quad 17.4$$

$$DX_{id} = \frac{0.2221 \alpha_a^{17.4}}{1 + 0.2221 \alpha_a^{17.4}} \times FX_{iF}$$

COMPONENTE	$\alpha_a$	$\alpha_a^{17.4}$	$0.2221 \alpha_a^{17.4}$	$FX_F$	$DX_d$	$BX_b$	$X_d$	$X_b$
C <sub>3</sub>	17.7	52.4x10 <sup>17</sup>	11.63 x 10 <sup>17</sup>	0.6	0.6		0.030	
iC <sub>4</sub>	8.04	24.2x10 <sup>14</sup>	5.37 x 10 <sup>14</sup>	0.8	0.8		0.040	
nC <sub>4</sub>	6.24	32.93x10 <sup>12</sup>	7.31 x 10 <sup>12</sup>	2.9	2.9		0.143	
iC <sub>5</sub>	2.87	60.73x10 <sup>6</sup>	13.50 x 10 <sup>6</sup>	3.4	3.4		0.168	
nC <sub>5</sub>	2.38	35.19x10 <sup>5</sup>	5.59 x 10 <sup>5</sup>	5.7	5.7		0.282	
22 DMB	1.62	3650	810.665	0.2	0.2		0.010	
2MP	1.25	44.5	9.883	4.8	4.4	0.400	0.218	0.005
3MP	1.15	11.4	2.5319	2.2	1.577	0.623	0.078	0.008
nC <sub>6</sub>	1.00	1.000	0.2221	3.4	0.618	2.782	0.031	0.035
C <sub>7+</sub>	0.20	3.27x10 <sup>-13</sup>	0.73x10 <sup>-13</sup>	76.0		76.000		0.952
				<u>100.0</u>	<u>20.195</u>	<u>79.805</u>	<u>1.000</u>	<u>1.000</u>

Estos serán las nuevas Composiciones del Domo y Fondo de la Torre.

COMPON.	1.055=θ		1.0557 = θ		1.0556 = θ		
	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha X_F}{\alpha - \theta}$	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha X_F}{\alpha - \theta}$	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha X_F}{\alpha - \theta}$	
C <sub>3</sub>	16.645	0.006380	16.6443	0.006381	16.6444	0.006381	
iC <sub>4</sub>	6.985	0.009208	6.9843	0.009209	6.9844	0.009209	
nC <sub>4</sub>	5.185	0.034901	5.1843	0.034905	5.1844	0.034905	
iC <sub>5</sub>	1.325	0.102385	1.3243	0.102439	1.3244	0.102431	<u>θ = 1.0556</u>
nC <sub>5</sub>	1.325	0.102385	1.3243	0.102439	1.3244	0.102431	
22DMB	0.565	0.005735	0.5643	0.005742	0.5644	0.005741	
2MP	0.195	0.307692	0.1943	0.308801	0.1944	0.308642	
3MP	0.095	0.266316	0.0943	0.268293	0.0944	0.268008	
nC <sub>6</sub>	0.055	-0.618182	0.0557	-0.610413	0.0556	-0.611511	
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.855	-0.177778	0.8557	-0.177632	0.8556	-0.177653	
	<u>-0.009580</u>		<u>+0.001509</u>		<u>+0.000068 = 0</u>		

CALCULADO  $\theta$  SE CALCULA EL REFLUJO MINIMO  $L/D = R_m$

$$1 + R_m = \frac{\alpha x_d}{\alpha - \theta}$$

COMPONENTE	$x_d$	$\alpha$	$\alpha x_d$	$\alpha - \theta$	$\frac{\alpha x_d}{\alpha - \theta}$
$C_3$	0.030	17.7	0.531	16.6444	0.031903
$iC_4$	0.040	0.04	0.322	6.9844	0.046103
$nC_4$	0.143	6.24	0.892	5.1844	0.172055
$iC_5$	0.168	2.87	0.482	1.8144	0.265653
$nC_5$	0.282	2.38	0.671	1.3244	0.506645
22DMB	0.010	1.62	0.016	0.5644	0.028349
2MP	0.2180	1.25	0.273	0.1944	1.404321
3MP	0.078	1.15	0.090	0.0944	0.953390
$nC_6$	0.031	1.00	0.031	0.0556	0.557554

$$\underline{2.850865 = R_m + 1}$$

$$R_m = 2.850865 - 1 = \underline{1.850865}$$

$$\underline{R_m = 1.851 = \frac{L}{D}}$$

Según estos autores (Fenske, Underwood y Gilliland), el reflujo real varía de 1.2 a 1.5 veces el mínimo. De acuerdo a esto tomare - 1.4 veces el  $R_m$  como el real.

$$R_{\text{Real}} = 1.4 R_m = 1.4 \times 1.851 = \underline{2.591}$$

Mediante un balance en el condensador se tiene:

$$V = L + D$$

$$\frac{L}{D} = 2.591 \therefore L = D \times 2.591 \therefore L = 20.195 \times 2.591$$

$$L = 52.325$$

$$V = 52.325 + 20.195 = 72.52$$

$$\frac{R - RM}{R + 1} = \frac{2.591 - 1.851}{3.591} = \frac{0.74}{3.591} = 0.206$$

De la gráfica se tiene: (7)

$$\frac{N - Nm}{N + 1} = 0.425$$

$$0.425N + 0.425 = N - Nm$$

$$Nm + 0.425 = N - 0.425 N$$

$$17.4 + 0.425 = 0.575 N$$

$$17.825 = 0.575 N$$

$$N = \frac{17.825}{0.575} = \underline{\underline{31 \text{ Platos}}}$$

## DESIGN OF EQUILIBRIUM STAGE PROCESSES

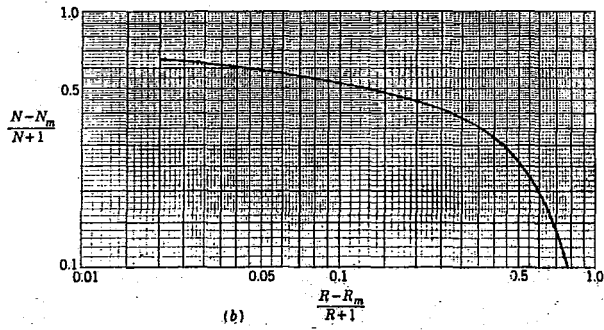
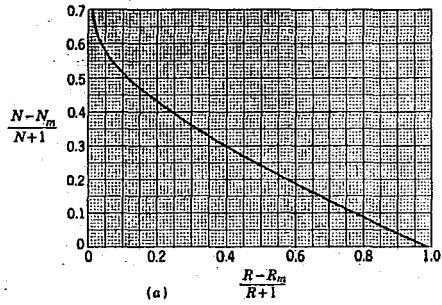


FIG. 7 (a) CARTA DE GUILILLAND ; (b) CARTA DE GUILILLAND  
SOBRE ESCALA LOGARITMICA.

CALCULO DEL No. DE PLATOS, PLATO A PLATO

Mediante un balance de materia en el condensador se tiene:

$$L + D = V$$

$$\frac{L}{D} = 2.591$$

$$D = 20.195$$

$$L = 20.195 \times 2.591 = 52.325$$

$$V = 52.325 + 20.195 = 72.52$$

$$\frac{L}{V} = \frac{52.325}{72.520} = 0.722$$

CALCULO DEL REFLUJO DE LA SECCION DE AGOTAMIENTO.

$$(L/V)_m = (L + A) / V = (52.325 + 100) / 72.52 = 2.100$$

$$(R/V)_m = 79.805 / 72.52 = 1.10$$

CALCULO DEL No. DE PLATOS A PARTIR DE LA COMPOSICION DEL RESIDUO.

Mediante un balance de materia en una sección de la columna-abajo del plato de alimentación, se obtienen las ecuaciones que relacionan la composición del vapor de un plato m en función de la composición del líquido del plato superior (m+1) tales ecuaciones son:

$$Y_m = (L/V)_{X_{m+1}} - (R/V)_m X_r$$

$$\underline{Y_m = 2.1 X_{m+1} - 1.10 X_r}$$

Ecuación General de la sección de agotamiento.

Sustituyendo los valores de  $X_r$  y despejando.

( $X_{m+1}$ ) se tiene:

$$\begin{aligned} \underline{2MP}: X(m+1)_{2MP} &= ( Y_{m_{2MP}} + 1.10 \times 0.005 ) / 2.1 \\ &= ( Y_{m_{2MP}} + 0.0055 ) / 2.1 \quad 2MP \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \underline{3MP}: X(m+1)_{3MP} &= ( Y_{m_{3MP}} + 1.10 \times 0.008 ) / 2.1 \\ &= ( Y_{m_{3MP}} + 0.0088 ) / 2.1 \quad 3MP \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \underline{nC_6}: X(m+1)_{nC_6} &= ( Y_{m_{nC_6}} + 1.10 \times 0.035 ) / 2.1 \\ &= ( Y_{m_{nC_6}} + 0.0385 ) / 2.1 \quad nC_6 \end{aligned}$$

$$\begin{aligned} \underline{C_7^+}: X(m+1)_{C_7^+} &= ( Y_{m_{C_7^+}} + 1.10 \times 0.952 ) / 2.1 \\ &= ( Y_{m_{C_7^+}} + 1.0472 ) / 2.1 \end{aligned}$$

$$( X_{3MP} )_A / ( X_{nC_6} )_A = \frac{2.2}{3.4} = 0.647 \dots (a)$$

(a) Relación del componente clave ligero al componente clave pesado en la mezcla de alimentación.

Se tendrá el plato de alimentación cuando:

$$( X_{3MP} )_{P-A} / ( X_{nC_6} )_{P-A} \cong ( X_{3MP} )_A / ( X_{nC_6} )_A.$$



$$P_T = 35 \text{ lbs/pulg}^2$$

## CALCULO DE LA SECCION DE AGOTAMIETO

COMPONENTE	X <sub>r</sub>	Pv 320°F	PvX <sub>r</sub>	Y <sub>r</sub>	X <sub>1</sub>	Pv 300°F	PvX <sub>1</sub>	Y <sub>1</sub>	X <sub>2</sub>
2MP	0.005	160	0.800	0.020	0.012	130	1.560	0.044	0.024
3MP	0.008	150	1.200	0.031	0.019	120	2.280	0.065	0.035
nC <sub>6</sub>	0.035	130	4.550	0.117	0.074	108	7.992	0.228	0.127
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.952	34	32.368	0.832	0.895	26	23.270	0.663	0.814
	1.000		38.918	1.000	1.000		35.102	1.000	1.000
COMPONENTE	X <sub>2</sub>	Pv 280°F	PvX <sub>2</sub>	Y <sub>2</sub>	X <sub>3</sub>	Pv 280°F	PvX <sub>3</sub>	Y <sub>3</sub>	X <sub>4</sub>
2MP	0.024	105	2.520	0.077	0.040	105	4.200	0.108	0.054
3MP	0.035	96	3.360	0.102	0.053	96	5.088	0.131	0.067
nC <sub>6</sub>	0.127	85	10.725	0.326	0.174	85	14.790	0.382	0.200
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.814	20	16.280	0.495	0.733	20	14.660	0.379	0.679
	1.000		32.955	1.000	1.000		38.738	1.000	1.000
COMPONENTE	X <sub>4</sub>	Pv 270°F	PvX <sub>4</sub>	Y <sub>3</sub>	X <sub>5</sub>	Pv 260°F	PvX <sub>5</sub>	Y <sub>4</sub>	X <sub>6</sub>
2MP	0.054	95	5.13	0.139	0.069	82	5.658	0.163	0.080
3MP	0.067	86	5.762	0.156	0.079	76	6.004	0.172	0.086
nC <sub>6</sub>	0.200	72	14.400	0.391	0.205	67	13.735	0.395	0.207
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.679	17	11.543	0.314	0.647	14.5	9.382	0.270	0.627
	1.000		36.835	1.000	1.000		34.779	1.000	1.000
COMPONENTE	X <sub>6</sub>	Pv 260°F	PvX <sub>6</sub>	Y <sub>5</sub>	X <sub>7</sub>	Pv 260°F	PvX <sub>7</sub>	Y <sub>6</sub>	X <sub>8</sub>
2MP	0.080	82	6.560	0.182	0.090	82	7.380	0.201	0.099
3MP	0.086	76	6.536	0.181	0.090	76	6.840	0.186	0.093
nC <sub>6</sub>	0.207	67	13.869	0.385	0.202	67	13.534	0.369	0.194
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.627	14.5	9.092	0.252	0.618	14.5	8961	0.244	0.614
	1.000		36.057	1.000	1.000		36.715	1.000	1.000
COMPONENTE	X <sub>8</sub>	Pv 260°F	PvX <sub>8</sub>	Y <sub>7</sub>	X <sub>9</sub>	Pv 260°F	PvX <sub>9</sub>	Y <sub>8</sub>	X <sub>10</sub>
2MP	0.099	82	8.118	0.219	0.107	82	8.774	0.235	0.115
3MP	0.093	76	7.068	0.191	0.095	76	7.220	0.194	0.097
nC <sub>6</sub>	0.194	67	12.998	0.350	0.185	67	12.395	0.333	0.177
C <sub>7</sub> <sup>+</sup>	0.614	14.5	8.903	0.240	0.613	14.5	8.889	0.238	0.611
	1.000		37.087	1.000	1.000		37.278	1.000	1.000

## CONTINUA CALCULO DE LA SECCION DE AGOTAMIENTO

$$P_T = 35 \text{ lbs/pulg}^2$$

COMPONENTE	X <sub>10</sub>	Pv			Y <sub>9</sub>	X <sub>II</sub>	Pv			X <sub>12</sub>
		260	PvX <sub>10</sub>				260	PvX <sub>II</sub>	Y <sub>10</sub>	
2MP	0.115	82	9.430	0.251	0.122	82	10.004	0.266	0.130	
3MP	0.097	76	7.372	0.196	0.098	76	7.448	0.198	0.099	
nC <sub>6</sub>	0.177	67	11.859	0.316	0.169	67	11.323	0.301	0.162	
C <sub>7</sub> <sup>+6</sup>	0.611	14.5	8.859	0.237	0.611	14.5	8.860	0.235	0.609	
	1.000		37.520	1.000	1.000		37.635	1.000	1.000	

COMPONENTE	X <sub>12</sub>	Pv			Y <sub>II</sub>	X <sub>13</sub>	Pv			X <sub>14</sub>
		260	PvX <sub>12</sub>				256 °F	PvX <sub>13</sub>	Y <sub>13</sub>	
2MP	0.130	82	10.66	0.281	0.137	80	10.96	0.301	0.146	
3MP	0.099	76	7.524	0.199	0.099	74	7.326	0.201	0.100	
nC <sub>6</sub>	0.162	67	10.854	0.287	0.155	65	10.075	0.277	0.150	
C <sub>7</sub> <sup>+6</sup>	0.609	14.5	8.831	0.233	0.609	13.2	8.039	0.221	0.604	
	1.000		37.869	1.000	1.000		36.400	1.000	1.000	

$$(X_{3MP})_A / (X_{nC_6})_A = \frac{2.2}{3.4} = 0.647$$

$$(X_{3MP})_{P-14} / (X_{nC_6})_{P-14} = \frac{0.100}{0.150} = 0.666$$

0.666 > 0.647      Por lo tanto el plato

de alimentación será en el Plato Teórico No. 14

## CALCULO DE LA SECCION DE RECTIFICACION

Mediante un balance en el condensador se tiene:

$$V = L + D$$

$$Y_n \quad V = L X_{n+1} + D x_d \dots\dots\dots(1)$$

Dividiendo entre V se tiene:

$$Y_n = \frac{(L)}{V} X_{n+1} + \frac{(D)}{V} x_d \dots\dots\dots(2)$$

Ecuación general de la línea de Operación en la sección de -  
rectificación.

De los cálculos antes obtenidos se tiene:

$$L = 52.325$$

V = 72.520      sustituyendo estos valores en la ecuación (2) se --

D = 20.195      tiene:

$$Y_n = \frac{(52.325)}{72.520} X_{n+1} + \frac{(20.195)}{72.520} x_d$$

$$Y_n = 0.722 X_{n+1} + 0.278 x_d \dots\dots\dots(3)$$

sustituyendo los valores de  $x_d$  en esta ecuación se  
tiene:

$$\begin{aligned} C_3: \quad Y_{nC_3} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.030) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.00834 \end{aligned} \quad \underline{\hspace{1cm}} \quad C_3$$

$$\begin{aligned} iC_4: \quad Y_{niC_4} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.040) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.0111 \end{aligned} \quad \underline{\hspace{1cm}} \quad iC_4$$

$$\begin{aligned} nC_4: \quad \bar{y}_{nC_4} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.143) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.039754 \end{aligned}$$


---

$nC_4$

$$\begin{aligned} iC_5: \quad Y_{n_{iC_5}} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.168) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.046704 \end{aligned}$$


---

$iC_5$

$$\begin{aligned} nC_5: \quad Y_{nC_5} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.282) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.278396 \end{aligned}$$


---

$nC_5$

$$\begin{aligned} 22DMB: \quad Y_{n_{22DMB}} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.10) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.002780 \end{aligned}$$


---

$22DMB$

$$\begin{aligned} 2MP: \quad Y_{n_{2MP}} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.218) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.60604 \end{aligned}$$


---

$2MP$

$$\begin{aligned} 3MP: \quad Y_{n_{3MP}} &= 0.722 X_{n+1} + 0.278 (0.078) \\ &= 0.722 X_{n+1} + 0.021684 \end{aligned}$$


---

$3MP$

$$\begin{aligned} nC_6: \quad Y_{nC_6} &= 0.272 X_{n+1} + 0.278 (0.031) \\ &= 0.272 X_{n+1} + 0.008618 \end{aligned}$$


---

$nC_6$

## CALCULO DE LA SECCION DE RECTIFICACION

$$P_T = 35 \text{ lbs/pulg}^2$$

COMPONENTE	Y	Pv 160°F	$X = \frac{Y P_T}{P_v}$	Y <sub>1</sub>	Pv 175°F	$X_1 = \frac{Y_1 P_T}{P_v}$	Y <sub>2</sub>
C <sub>3</sub>	0.030	380	0.002763	0.010335	450	0.000804	0.008920
iC <sub>4</sub>	0.040	162	0.008642	0.017360	195	0.003116	0.013370
nC <sub>4</sub>	0.143	120	0.041708	0.069267	150	0.016302	0.051524
iC <sub>5</sub>	0.168	52	0.113077	0.128346	65	0.069109	0.096601
nC <sub>5</sub>	0.282	42	0.235000	0.248066	48	0.180881	0.208992
22DMB	0.010	28	0.012500	0.011805	35	0.0118050	0.011303
2MP	0.218	20	0.381500	0.336047	26	0.452371	0.387216
3MP	0.078	18.5	0.147568	0.128228	24	0.186999	0.156697
nC <sub>6</sub>	0.031	15.7	0.069108	0.058514	20	0.102400	0.082551
	1.000		1.011866	1.008568		1.023787	1.017174
COMPONENTE	Y <sub>2</sub>	Pv 180°F	$X_2 = \frac{Y_2 P_T}{P_v}$	Y <sub>3</sub>	Pv 185	$X_3 = \frac{Y_3 P_T}{P_v}$	Y <sub>4</sub>
C <sub>3</sub>	0.00892	470	0.000664	0.008849	500	0.000617	0.008785
iC <sub>4</sub>	0.013370	206	0.002272	0.012760	220	0.002030	0.012586
nC <sub>4</sub>	0.051524	159	0.011342	0.047943	170	0.009871	0.046881
iC <sub>5</sub>	0.096601	70	0.048300	0.081577	70	0.040788	0.076153
nC <sub>5</sub>	0.208992	56	0.136620	0.177036	60	0.103271	0.152958
22DMB	0.011303	38	0.010411	0.010297	40.5	0.008899	0.009205
2MP	0.387216	27.5	0.492820	0.416420	30	0.485823	0.411368
3MP	0.156697	25.5	0.215074	0.176967	27.5	0.225231	0.184301
nC <sub>6</sub>	0.08255	22.0	0.131331	0.103439	24.0	0.150849	0.117531
			1.042834	1.035253		1.027379	1.019768
COMPONENTE	Y <sub>4</sub>	Pv 185°F	$X_4 = \frac{Y_4 P_T}{P_v}$	Y <sub>5</sub>	Pv 187°F	$X_5 = \frac{Y_5 P_T}{P_v}$	Y <sub>6</sub>
C <sub>3</sub>	0.008785	500	0.000615	0.008784	510	0.000603	0.008775
iC <sub>4</sub>	0.012586	220	0.002002	0.012565	228	0.001029	0.012513
nC <sub>4</sub>	0.046881	170	0.009652	0.046723	175	0.009345	0.046501
iC <sub>5</sub>	0.076153	70	0.038077	0.074196	75	0.034625	0.071703
nC <sub>5</sub>	0.152958	60	0.089226	0.142817	62.5	0.079978	0.136140
22DMB	0.009205	40.5	0.007955	0.008524	41.6	0.007172	0.007958
2MP	0.411368	30	0.479929	0.407113	31	0.459644	0.392467
3MP	0.184301	27.5	0.234565	0.191040	28.4	0.235437	0.191670
nC <sub>6</sub>	0.117531	24.0	0.171399	0.132368	24.7	0.187566	0.144041
			1.03342	1.02413		1.016299	1.011768

## CONTINUA CALCULO SECCION DE RECTIFICACION

COMPONENTE	$Y_{14}$	$P_v$ 190°F	$X_{14} = \frac{Y_{14} P_T}{P_v}$	$Y_{15}$	$P_v$ 190°F	$X_{15} = \frac{Y_{15} P_T}{P_v}$	$Y_{16}$
C <sub>3</sub>	0.008766	520	0.000590	0.008766	520	0.000590	0.008766
iC <sub>4</sub>	0.012430	240	0.001813	0.012429	240	0.0018130	0.0124290
nC <sub>4</sub>	0.046251	180	0.008993	0.046247	180	0.008992	0.046246
iC <sub>5</sub>	0.068485	80	0.029962	0.068337	80	0.029897	0.068290
nC <sub>5</sub>	0.128768	65	0.069337	0.128457	65	0.069169	0.128336
22DMB	0.006875	43	0.005596	0.006820	43	0.005551	0.006788
2MP	0.324745	32	0.355190	0.317051	32	0.346775	0.310976
3MP	0.182780	29.5	0.216858	0.178255	29.5	0.211489	0.174379
nC <sub>6</sub>	0.229749	25.7	0.312888	0.234523	25.7	0.319389	0.239217
			<u>1.001227</u>	<u>1.000885</u>		<u>0.993665</u>	<u>0.995427</u>

COMPONENTE	$Y_{16}$	$P_v$ 190°F	$X_{16} = \frac{Y_{16} P_T}{P_v}$	$Y_{17}$
C <sub>3</sub>	0.008766	520	0.000590	0.008766
iC <sub>4</sub>	0.0124290	240	0.0018130	0.012439
nC <sub>4</sub>	0.046246	180	0.046246	0.073144
iC <sub>5</sub>	0.068290	80	0.029877	0.068275
nC <sub>5</sub>	0.128336	65	0.069104	0.128289
22DMB	0.004788	43	0.005525	0.042671
2MP	0.310976	32	0.340130	0.306178
3MP	0.174379	29.5	0.206890	0.171059
nC <sub>6</sub>	0.239217	25.7	0.325782	0.243833
			<u>1.025915</u>	<u>1.054644</u>

En el plato de alimentación se tiene que la Relación de los componentes claves es:

$$(Y_{3MP})_P / (Y_{nC_6})_A = \underline{0.726}$$

Entonces el No. de platos en la Sección de Rectificación se tendrá cuando:

$$(Y_{3MP})_{P-A} / (Y_{nC_6})_{P_A} \leq (Y_{3MP})_A / (Y_{nC_6})_A$$

PLATO 17

$$(Y_{3MP})_{17} / (Y_{nC_6})_{17} = 0.171059 / 0.243833 = \underline{0.701}$$

Por lo tanto la Sección de Rectificación constará de 17 platos Teóricos.

CALCULO DE LA EFICIENCIA DE PLATOS A PARTIR DE LAS CORRELACIONES EMPIRICAS DE DRICKAMER - BRADFORD.

(2)  
Ellos desarrollaron una correlación simple entre la Eficiencia de plato  $E_o$  y la viscosidad. El cálculo de la viscosidad se hará de acuerdo a la composición de la alimentación y se hará a la temperatura promedio del Domo y Fondo. Fig (8).

$$U_L = U_1 X_1 + U_2 X_2 + U_3 X_3 + \dots + U_n X_n$$

Donde:

$U_L$  = Viscosidad promedio (Centipoises)

$U_1$  = Viscosidad del componente a la temperatura promedio

$X_F$  = Fracción mol del componente en la alimentación

$T_{\text{DOMO}} = 160^\circ\text{F}$

$T_{\text{PROMEDIO}} = 240^\circ\text{F}$

$T_{\text{FONDO}} = 320^\circ\text{F}$

COMPONENTE	$X_F$	$U_{240^\circ\text{F}}$	$UX_F$
$C_3$	0.006	0.0001	
$iC_4$	0.008	0.0810	0.001
$nC_4$	0.029	0.0900	0.003
$iC_5$	0.034	0.1098	0.004
$nC_5$	0.057	0.1220	0.007
22DMB	0.002	0.1360	
2MP	0.048	0.1440	0.007
3MP	0.022	0.1530	0.003
$nC_6$	0.034	0.1700	0.006
$C_7$	0.760	0.2300	0.175
			<u><math>U_L = 0.206</math></u>

Con este valor de  $U_L = 0.206$  se obtiene una eficiencia de 58% en gráficas (9)

## THAT EFFICIENCY

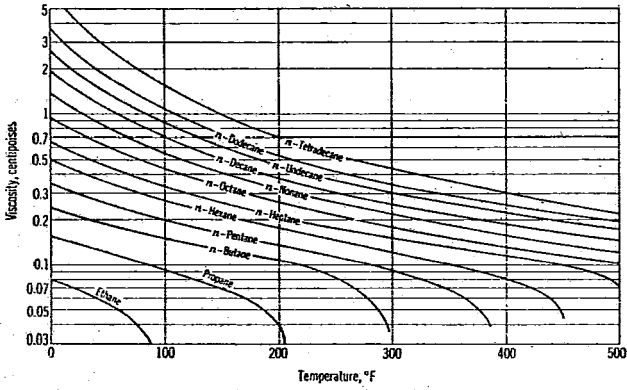


FIG. 8 VISCOSIDADES PARA HIDROCARBUROS



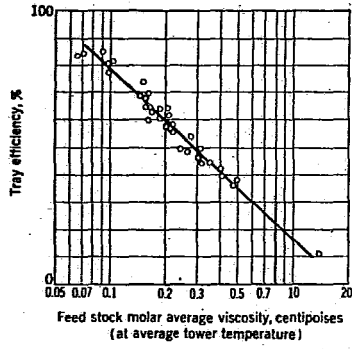


FIG. 9 CORRELACION DE DRICKAMER-BRADIORD PARA LA EFICIENCIA TOTAL  $E_D$  DE LA COLUMNA

NUMERO DE PLATOS REALES

SECCION DE RECTIFICACION :  $17/0.58 = 29.3 = 30$

SECCION DE AGOTAMIENTO :  $14/0.58 = 24.1 = 24$

PLATO REAL DE ALIMENTACION: No. 24 ( a partir del fondo )

## BALANCE GENERAL DE MATERIA

CARGA AL TANQUE FLASH = 28593.00  $\frac{\text{bls}}{\text{Día}}$

$29802 \frac{\text{bls}}{\text{Día}} \times 159 \frac{\text{lbs}}{\text{bls}} = 4\,738\,518 \text{ lbs/día}$

$4\,738\,518 \frac{\text{lbs}}{\text{Día}} \times 0.6946 \frac{\text{Kg}}{\text{lbs}} = 3,291\,511.79 \frac{\text{Kg}}{\text{Día}}$

$3,291\,511.79 \frac{\text{kg}}{\text{Día}} \times 2.2 \frac{\text{lbs}}{\text{kg}} \times \frac{\text{Día}}{24 \text{ Hrs}} = 301,721.92 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}}$

De acuerdo al cálculo efectuado anteriormente (TANQUE FLASH) se tiene que el 7.5% se flashea y el resto 92.5% sale como líquido y va como carga a la columna desisohexanizadora.

VAPORES :  $301,721.92 \times 0.075 = 22629.144 \text{ lbs/hr}$

LIQUIDO :  $301,721.92 \times 0.925 = 279,092.776 \text{ lbs/hr}$   
 $301,721.920 \text{ lbs/hr}$

De acuerdo a lo anterior irán como carga a la columna de rectificación 279,092.776 lbs/hr.

BALANCE GENERAL DE MATERIA EN LA  
COLUMNA DE RECTIFICACION

$$\text{Alimentación} = \frac{279,092.776 \text{ lbs/hr}}{104,754.165 \text{ /lbs md}} = 2664.268 \text{ lbs mol/hr}$$

ALIMENTACION

COMPONENTE	XF	PM	PM <sub>promedio</sub>	lbs mol/hr
C <sub>3</sub>	0.006	44.00	0.264	15.985
iC <sub>4</sub>	0.008	58.12	0.465	21.314
nC <sub>4</sub>	0.029	58.12	1.685	77.264
iC <sub>5</sub>	0.034	72.15	2.453	90.585
nC <sub>5</sub>	0.057	72.15	4.113	151.863
22DMB	0.002	86.17	0.172	5.329
2MP	0.048	86.17	4.136	127.885
3MP	0.022	86.17	1.896	58.614
nC <sub>6</sub>	0.034	86.17	2.930	90.585
C <sub>7+</sub>	0.760	114.0	86.640	2024.843
	<u>1.000</u>		<u>104.754</u>	<u>2664.268</u>

De las lbs mol/hr Alimentadas el 20.195 % se destilará y el resto o sea 79.805% será el Residuo.

$$\text{DESTILADO} = 2664.268 \times 0.20195 = 538.049$$

$$\text{RESIDUO} = 2664.268 \times 0.79805 = \frac{2126.219}{2664.268}$$

COMPONENTE	$x_d$	lbsmol/ hr	$x_b$	lbs mol/ hr
C <sub>3</sub>	0.030	16.141		
iC <sub>4</sub>	0.040	21.522		
nC <sub>4</sub>	0.143	76.941		
iC <sub>5</sub>	0.168	90.392		
nC <sub>5</sub>	0.282	151.730		
22DMB	0.10	5.380		
2MP	0.218	117.295	0.005	10.631
3MP	0.078	41.968	0.008	17.010
nC <sub>6</sub>	0.031	16.680	0.035	74.418
C <sub>7+</sub>			0.952	2024.160
	<u>1.000</u>	<u>538.049</u>	<u>1.000</u>	<u>2126.219</u>

## CALCULO DEL DIAMETRO DE LA COLUMNA

La masa velocidad de los vapores de la columna esta dada por la siguiente ecuación empírica<sup>(1)</sup>.

$$W/a = K_1 \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}$$

en donde:

W = lbs de vapor/hr

a = sección de la torre en pies<sup>2</sup>

$K_1$  = Constante que depende del espacio entre platos  
y del tipo de plato.

$\rho_v$  = Densidad del vapor lbs/pie<sup>3</sup>

$\rho_L$  = Densidad del liquido lbs/pie<sup>3</sup>

## CALCULO DE LA DENSIDAD DEL VAPOR:

Moles de vapores = Ma x V/100

en donde:

Ma = Moles alimentadas

V = Vapores por cada 100 moles

Moles de Vapores = 2664.268 x 72.52 = 1932.127 lbs mol/hr

PM medio de los vapores = 104.754

GASTOS DE VAPOR W = 1932.127 x 104.754 = 202,398.032 lbs/hr

## VOLUMEN DEL VAPOR

$$V = 1932.127 \frac{\text{lbs/mol}}{\text{hr}} \times 359 \frac{\text{pies}^3}{\text{lb/mol}} \times \frac{(14.7)}{(35)} \frac{(240 + 460)}{(492)} = \underline{414,441.24} \text{ pies}^3$$

$$\rho_v = \frac{W}{V} = \frac{202,398.032}{414,441.24} = 0.488 \text{ lbs/pie}^3$$

$$\rho_L = 0.720 \text{ Kg/lt} \times \frac{2.2 \text{ lbs}}{\text{Kg}} \times \frac{28.372 \text{ lbs}}{\text{pie}^3} = 45.56 \text{ lbs/pie}^3$$

Se supondrá un espacio entre platos de 22 pulgadas, y el tipo de platos será de platos con cachuchas de burbujeo, entonces de acuerdo a lo anterior se obtiene un valor de  $K_1 = 730$  en graficas.

$$\frac{W}{a} = K \sqrt{\rho_v (\rho_L - \rho_v)}$$

$$= 730 \sqrt{0.488 (45.56 - 0.488)}$$

$$W/a = 3423.77$$

$$a = \frac{W}{3423.77} = \frac{202,398.032}{3423.77} = 59.11 \text{ pies}^2$$

$$a = \frac{\pi D^2}{4} \quad D = \sqrt{\frac{a}{0.785}} = \sqrt{\frac{59.11}{0.785}} = 8.67 \text{ pies}$$

$$D = 8.67 \text{ pies} = 2.89 \text{ metros}$$

## C) EQUIPO AUXILIAR

Como equipo auxiliar de una columna de Rectificación se tiene un condensador<sup>(3)</sup> el cual como su nombre lo indica, condensará los --- productos del domo que entrarán a él a su temperatura de rocío 160°F y saldrán de él a tanques de almacenamiento a 105°F. El rango de condensación es de 160°F a 120°F por lo tanto habrá un subenfriamiento de -- 15°F. Además como medio refrigerante se tiene agua a una temperatura -- de 90°F. la cual se eleva hasta 105°F durante la operación.

## VAPOR A CONDENSADOR

$$W = (72.52 \times 2664.268 \times 73.49) / 100 = 142.4 \times 10^3$$

$$W = 142,400 \text{ lbs/hr} = \underline{64545} \text{ Kg/hr.}$$

El calculo del calor total en el condensador se hará sumando -- el calor de condensación y el calor de subenfriamiento ya que dichos -- calores se usarán mas tarde en calculos que nos ayudarán a comprobar -- si el coeficiente global de transmisión de calor supuesto inicialmente es el verdadero. De acuerdo a lo anterior se tiene:

$$Q_T = Q_C + Q_S$$

## CALCULO DEL CALOR DE CONDENSACION

$$Q_C = W \Delta H_C$$

$$\Delta H_C = H_{\text{vap}} \left| \begin{array}{l} 160^\circ\text{F} \\ 35 \text{ lbs}/\text{in}^2 \end{array} \right. H_L \left| \begin{array}{l} 120^\circ\text{F} \end{array} \right.$$

CALCULO DEL CALOR QUE LLEVAN LOS VAPORES POR  
 lb.  $\Delta H_c$

COMPONENTE	% MOL X	PM	m	a % Peso	160°F H <sub>v</sub> 35 lbs/in <sup>2</sup>	120°F H <sub>L</sub>	$\Delta H$	$\Delta H_c = \sum \Delta H_a$
C <sub>3</sub>	00.030	44.09	1.32	1.80	315	185	130	2.34
iC <sub>4</sub>	0.040	58.12	2.32	3.17	305	165	140	4.44
nC <sub>4</sub>	0.143	58.12	8.31	11.31	330	171	159	17.98
iC <sub>5</sub>	0.168	72.15	12.12	16.50	315	160	155	25.58
nC <sub>5</sub>	0.282	72.15	20.35	27.69	330	162	168	46.52
22DMB	0.010	86.17	0.86	1.17	322	155	167	1.92
2MP	0.218	86.17	18.79	25.57	322	155	167	42.70
3MP	0.078	86.17	6.72	9.15	322	155	167	15.28
nC <sub>6</sub>	0.031	86.17	2.67	3.64	322	157	168	6.12

73.46 100.00

162.91  $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$

90.4  $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$

$$Q_c = 142,400 \times 162.91 = \underline{23,198,348} \text{ Btu/hr} = \underline{5,845,993} \text{ Kcal/hr}$$

CALCULO DEL CALOR DE SUBENFRIAMIENTO

$$Q_s = W \Delta H_s$$

$$\Delta H_s = H_L \Big|_{120^\circ\text{F}} - H_L \Big|_{105^\circ\text{F}}$$



CALCULO DEL CALOR QUE LLEVAN LOS VAPORES POR  
 1 lb.  $\Delta H_c$

COMPONENTE	% MOL X	PPM	m	a % Peso	160°F H <sub>v</sub> 35 lbs/in <sup>2</sup>	120°F H <sub>L</sub>	$\Delta H$	$\Delta H_c = \sum \Delta H^a$
C <sub>3</sub>	00.030	44.09	1.32	1.80	315	185	130	2.34
iC <sub>4</sub>	0.040	58.12	2.32	3.17	305	165	140	4.44
nC <sub>4</sub>	0.143	58.12	8.31	11.31	330	171	159	17.98
iC <sub>5</sub>	0.168	72.15	12.12	16.50	315	160	155	25.58
nC <sub>5</sub>	0.282	72.15	20.35	27.69	330	162	168	46.52
22DMB	0.010	86.17	0.86	1.17	322	155	167	1.92
2MP	0.218	86.17	18.79	25.57	322	155	167	42.70
3MP	0.078	86.17	6.72	9.15	322	155	167	15.28
nC <sub>6</sub>	0.031	86.17	2.67	3.64	322	157	168	6.12

73.46 100.00

162.91  $\frac{\text{BTU}}{\text{lb}}$

90.4  $\frac{\text{Kcal}}{\text{Kg}}$

$$Q_c = 142,400 \times 162.91 = \underline{23,198,348} \text{ Btu/hr} = \underline{5,845,993} \text{ Kcal/hr}$$

CALCULO DEL CALOR DE SUBENFRIAMIENTO

$$Q_s = W \Delta H_s$$

$$\Delta H_s = H_L \left| \begin{array}{l} 120^\circ\text{F} \\ - \\ H_L \end{array} \right| \begin{array}{l} 105^\circ\text{F} \\ - \\ H_L \end{array}$$

CALCULO DEL CALOR QUE LLEVA EL CONDENSADOR POR lbs y KG.  $\Delta H_s$ 

COMPONENTE	a % peso	$H_L$   120°F	$H_L$   105°F	$\Delta H$	$\Delta H_s = \sum \Delta H \times a$
C <sub>3</sub>	1.80	185	175	10	0.18
iC <sub>4</sub>	3.17	165	156	9	0.29
nC <sub>4</sub>	11.31	171	161	10	1.13
iC <sub>5</sub>	16.50	160	150	10	1.65
nC <sub>5</sub>	27.69	162	155	7	1.94
22BMB	1.17	155	145	10	0.12
2MP	25.57	155	145	10	2.56
3MP	9.15	155	145	10	0.92
nC <sub>6</sub>	3.64	157	147	10	0.36
<u>100.00</u>					9.15 $\frac{\text{Btu}}{\text{lb}} =$ 5.07 $\frac{\text{Kcal}}{\text{kg}}$

$$Q_s = 142,400 \times 9.15 = 1,302,960 \text{ Btu/hr} = \underline{328,346 \text{ Kcal/hr}}$$

$$Q_T = Q_C + Q_s = 23,198,384 + 1,302,960 = \frac{24,501,344 \text{ Btu/hr}}{6,174,339 \text{ Kcal/hr}}$$

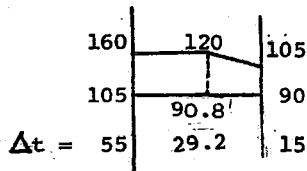
## AGUA DE ENFRIAMIENTO NECESARIO

$$Q_T = W C_p \Delta t$$

$$W_{H_2O} = \frac{Q_T}{c_p \Delta t} = \frac{24,501,344}{1 \times (105-90)} = 1,633,422.9 \text{ lbs/hr.} \\ = 742,464.0 \text{ Kg/hr.}$$

$$\text{DURANTE LA CONDENSACION } \Delta t_{H_2O} = \frac{23,198,324}{1,633,422.9} = 14.2^\circ\text{F}$$

$$105 - 14.2 = 90.8^\circ\text{F}$$



$$\Delta t_{c_m} = \frac{55 - 29.2}{2.3 \log \frac{55}{29.2}} = \frac{25.8}{0.63} = 40.9$$

$$\Delta t_{s_m} = \frac{29.2 - 15}{2.3 \log \frac{29.2}{15}} = \frac{14.2}{0.745} = 19.1$$

## CONDENSACION

$$\Delta t_c = 40.9 \quad q / \Delta t_{c_m} = \frac{23,198.384}{40.9} = 567,197.65 \text{ Btu/hr}^\circ\text{F}$$

## SUBENFRIAMIENTO

$$\Delta t_s = 19.1 \quad q_s / \Delta t_{s_m} = \frac{1,302,960}{19.1} = \frac{68,217.80}{635,315.45} \text{ Btu/hr}^\circ\text{F}$$

$$\Delta T_{mT} = Q_T \frac{\sum q}{\Delta t} = \frac{24,501,344}{635,415.45} = 38.6^\circ\text{F}$$

## CALCULO DE LA SUPERFICIE DE CALENTAMIENTO.

La cantidad de calor que se tiene que transmitir a través de la superficie de calefacción esta expresada en la siguiente ecuación.

$$Q_T = A_T U \Delta T_{mT}$$

En donde:

$Q_T$  = Calor transmitible Btu/hr

$A_T$  = Area total de transmisión de calor pies<sup>2</sup>

$\Delta T_{mT}$  = Diferencia media logarítmica de temperatura °F

$U$  = Coeficiente global de transmisión de calor  
Btu/hr-pie<sup>2</sup> °F

Ciertos autores <sup>(3)</sup> recomiendan una U entre 75 y 150 para aquellos hidrocarburos ligeros cuya viscosidad sea menor de 0.5Cp.

Tabla (1) Suponiendo una U= 100 Btu/hr ft<sup>2</sup>°F

$$A_T = \frac{24\ 501\ 344}{100 \times 38.6} = 6348.0 \text{ pies}^2 = 590 \text{ m}^2$$

Se usaran tubos Admiralty de 3/4" BWG 16 y de 16 pies de longitud debido a que es el tipo comunmente usado en la industria petrolera.

Area de un tubo  $a_L = \pi Dh = 0.1963 \times 16 = 3.14 \text{ pies}^2$  Tabla (2)

$$N_T = \frac{A_T}{a_L} = \frac{6348.0}{3.14} = 2022 \text{ tubos}$$

Se colocaran tres unidades en serie con  $N_T=674$  y de un solo paso. Se colocaran tres unidades en serie debido a condiciones de espacio y de un solo paso para tener menores pérdidas por fricción.

FLUIDO FRIO: Tubos Agua

$$a'_t = 0.302$$

Donde :

$$a'_t = \text{Area de flujo por tubo (in}^2\text{)} = \pi D^2/4 \text{ Tabla (2)}$$

$$at = N_T a'_t / 144 \quad n = 674 \times 0.302 / 144 \times 1$$

$$at = 1.41 \text{ pies}^2$$

$$G_T = W / at = \frac{1\ 633\ 422.9}{1.41} = 1,158,456 \frac{\text{lbs}}{\text{hr pie}^2}$$

**TABLA 1. VALORES APROXIMADOS DE LOS COEFICIENTES TOTALES PARA DISEÑO. LOS VALORES INCLUYEN UN FACTOR DE OBSTRUCCION TOTAL DE 0.003 Y CAIDA DE PRESION PERMISIBLE DE 5 A 10 LB/PLG<sup>2</sup> EN LA CORRIENTE QUE CONTROLE**

**Enfriadores**

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Metanol	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Amoniaco	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Sustancias orgánicas ligeras <sup>1</sup>	Agua	75-150
Sustancias orgánicas medias <sup>2</sup>	Agua	50-125
Sustancias orgánicas pesadas <sup>3</sup>	Agua	5- 75
Gases	Agua	2- 50
Agua	Salmuera	100-200
Sustancias orgánicas ligeras	Salmuera	40-100

**Calentadores**

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Vapor de agua	Agua	200-700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Metanol	200-700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Amoniaco	200-700 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Soluciones acuosas:	
Vapor de agua	menos de 2.0 cp	200-700
Vapor de agua	Más de 2.0 cp	100-500 <sup>4</sup>
Vapor de agua	Sustancias orgánicas ligeras	50-100
Vapor de agua	Sustancias orgánicas medias	100-200
Vapor de agua	Sustancias orgánicas pesadas	6-60
Vapor de agua	Gases	5-50 <sup>5</sup>

**Intercambiadores**

Fluido caliente	Fluido frío	$U_D$ total
Agua	Agua	250-500 <sup>4</sup>
Soluciones acuosas	Soluciones acuosas	250-500 <sup>4</sup>
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas ligeras	40-75
Sustancias orgánicas medias	Sustancias orgánicas medias	20-60
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas pesadas	10-40
Sustancias orgánicas pesadas	Sustancias orgánicas ligeras	30-60
Sustancias orgánicas ligeras	Sustancias orgánicas pesadas	10-40

<sup>1</sup> Las sustancias orgánicas ligeras son fluidos con viscosidades menores de 0.5 centipoises e incluyen benceno, tolueno, acetona, etanol, metil-etil-cetona, gasolina, kerosén y nafta.

<sup>2</sup> Las sustancias orgánicas medias tienen viscosidades de 0.5 a 1.0 centipoises e incluyen kerosén, strawoil, gasoil caliente, aceite de absorbedor caliente y algunos crudos.

<sup>3</sup> Sustancias orgánicas pesadas tienen viscosidades mayores de 1.0 centipoises e incluyen gasoil frío, aceites lubricantes, petróleo combustible, petróleo crudo reducido, breas y asfaltos.

<sup>4</sup> Factor de obstrucción 0.001.

<sup>5</sup> Caída de presión de 20 a 30 lb/plg<sup>2</sup>.

<sup>6</sup> Estas tasas están influenciadas grandemente por la presión de operación.

## PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

**TABLA 2. DATOS DE TUBOS PARA CONDENSADORES  
E INTERCAMBIADORES DE CALOR**

Tubo DE, plg	BWG	Espesor de la pared,	DI, plg	Área de flujo por tubo, plg <sup>2</sup>	Superficie por pie lin. pies <sup>2</sup>		Peso por pie lineal, lb. de acero	
					Exterior	Interior		
½	12	0.109	0.282	0.0625	0.1309	0.0748	0.493	
	14	0.083	0.334	0.0876		0.0874	0.403	
	16	0.065	0.370	0.1076		0.0969	0.329	
	18	0.049	0.402	0.127		0.1052	0.258	
	20	0.035	0.430	0.145		0.1125	0.190	
¾	10	0.134	0.482	0.182	0.1963	0.1263	0.965	
	11	0.120	0.510	0.204		0.1335	0.884	
	12	0.109	0.532	0.223		0.1393	0.817	
	13	0.095	0.560	0.247		0.1466	0.727	
	14	0.083	0.584	0.268		0.1529	0.647	
	15	0.072	0.608	0.289		0.1587	0.571	
	16	0.065	0.620	0.302		0.1623	0.520	
	17	0.058	0.634	0.314		0.1660	0.469	
1	8	0.165	0.670	0.355	0.2618	0.1754	1.61	
	9	0.148	0.704	0.389		0.1843	1.47	
	10	0.134	0.732	0.421		0.1916	1.36	
	11	0.120	0.760	0.455		0.1990	1.23	
	12	0.109	0.782	0.479		0.2048	1.14	
	13	0.095	0.810	0.515		0.2121	1.00	
	14	0.083	0.834	0.546		0.2183	0.890	
	15	0.072	0.856	0.576		0.2241	0.781	
	16	0.065	0.870	0.594		0.2277	0.710	
1¼	17	0.058	0.884	0.613	0.3271	0.2314	0.639	
	18	0.049	0.902	0.639		0.2361	0.545	
	8	0.165	0.920	0.665		0.3271	0.2409	2.09
	9	0.148	0.954	0.714			0.2498	1.91
	10	0.134	0.982	0.757			0.2572	1.75
11	0.120	1.01	0.800	0.2644	1.58			
12	0.109	1.03	0.836	0.2701	1.45			
13	0.095	1.06	0.884	0.2775	1.28			
14	0.083	1.08	0.923	0.2839	1.13			
15	0.072	1.11	0.960	0.2896	0.991			
16	0.065	1.12	0.985	0.2932	0.900			
1½	17	0.058	1.13	1.01	0.3925	0.2969	0.808	
	18	0.049	1.15	1.04		0.3015	0.688	
	8	0.165	1.17	1.075		0.3925	0.3063	2.57
	9	0.148	1.20	1.14			0.3152	2.34
10	0.134	1.23	1.19	0.3225	2.14			
11	0.120	1.26	1.25	0.3296	1.98			
12	0.109	1.28	1.29	0.3356	1.77			
13	0.095	1.31	1.35	0.3430	1.56			
14	0.083	1.33	1.40	0.3492	1.37			
15	0.072	1.36	1.44	0.3555	1.20			
16	0.065	1.37	1.47	0.3587	1.09			
18	17	0.058	1.38	1.50	0.3623	0.978		
	18	0.049	1.40	1.54	0.3670	0.831		

donde:

$$W = \text{lbs/ hr. agua}$$

$$a_t = \text{Area total de flujo de los tubos}$$

VELOCIDAD DEL AGUA A TRAVES DE LOS TUBOS

$$v = \frac{G_T}{3600 \rho} = \frac{1,158,456}{3600 \times 62.4} = \frac{5.2 \text{ pies}}{\text{seg}}$$

$$\rho = \text{densidad del agua lbs/pie}^3$$

de tablas :

$$I D = D_i = 0.62 \quad h_i = 1220 \text{ Btu/hr pie}^2 \text{°F GRAFICA (10)}$$

$$O D = D_o = 0.75 \quad h_{iO} = h_i \times ID/OD = \frac{1008.5}{0.62/0.75} \text{ Btu/hr pie}^2 \text{°F}$$

Se permite una caída de presión entre 5-10 lbs/pulg<sup>2</sup> por dentro de los tubos.

$$\Delta P_t = \frac{f G_T^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_I \times S \rho t}$$

en donde:

$f$  = factor de fricción  $f$  (Re) (fig 11)

$G_T$  = Masa velocidad lbs/hr pie<sup>2</sup>

$L$  = Longitud de los tubos

$n$  = Número de pasos

$D_I$  = Diámetro interior pies

$S$  = Gravedad específica

$\rho t$  = Relación de Viscosidades

$$Re = D_I \frac{G_T}{\mu} = \frac{0.62}{12} \times \frac{1158456}{1.77} = 48,700$$

## PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

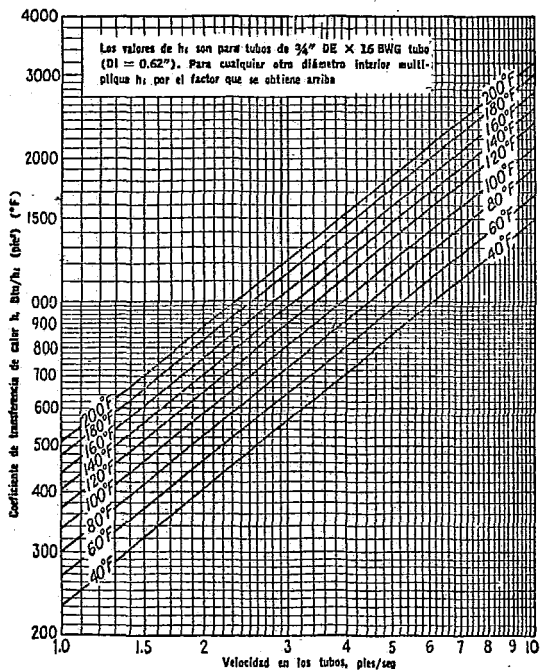
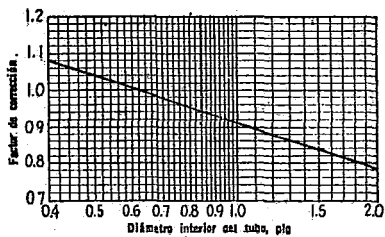


FIG. 10 Curva de transferencia de calor, agua en los tubos. [Adaptada de Eagle y Ferguson, Proc Roy., Soc. A127, 540 (1930)]



APPENDICE

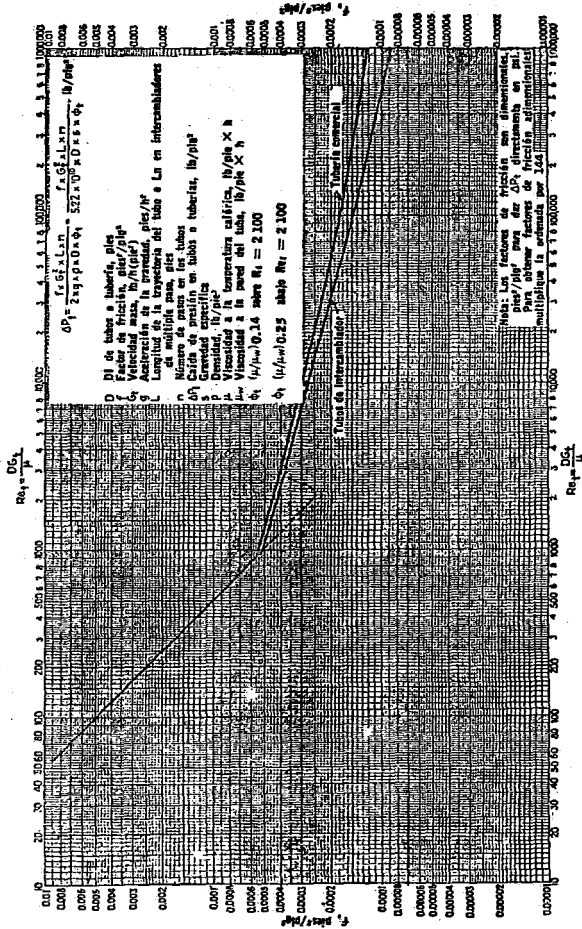


Fig. 14. Factores de fricción, para lado de tubo. (Standards Exchanger Manufacturers Association, 2a. ed., New York, 1949)

$$\mu_{105^{\circ}\text{F}} = 0.73 \text{ C}_{\text{Poises}} \times 2.42 \frac{\text{lb}}{\text{hr pie}}$$

Para  $Re = 48,700$  se tiene  $f = 0.00018$  (Figura 11)

$$\Delta P_t = \frac{0.00018 \times (1158456)^2 \times 16 \times 1 \times 12}{5.22 \times 10^{10} \times 0.62 \times 1 \times 1} = 1.66 \text{ lbs/pulg}^2$$

$\Delta P_r$  = Perdida de presión por retorno (Figura 12)

$$\Delta P_r = \left( \frac{4n}{s} \right) \left( \frac{V^2}{2g} \right) \left( \frac{V^2}{2g} \right)^f (G_T) = 0.17$$

$$\Delta P_r = 4 \times 0.17 = 0.68$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 1.66 + 0.68 = 2.34 \text{ lbs/pulg}^2/\text{Unidad}$$

Pero son 3 Unidades por lo tanto:

$$\Delta P_T = 2.34 \times 3 = 7 \text{ lbs/pulg}^2$$

Como ya se dijo antes se colocaran 3 unidades en serie de ----  
 $N_T = 674$  y de 1 paso. De este número de tubos y de Un paso se ve en -  
 la tabla (3) que la cantidad mas cercana es de 657 tubos de 3/4 pulg.  
 D.E en arreglo en cuadro de 1 pulgada y que nos dan una coraza de 31-  
 pulg. D.I.

Con estos tubos 657 se calculará el area de transmisión y con-  
 ella se recalcula la U supuesta inicialmente.

$$A_D = 657 \times 16 \times 0.1963 = 2063.5$$

$$U_D = \frac{Q_T}{A_D \Delta t_{m_T}} = \frac{24,501,344}{3 \times 2063.5 \times 38.6} = 102$$

## PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

**TABLA 3** DISPOSICION DE LOS ESPEJOS DE TUBOS (CUENTA DE TUBOS). ARREGLO EN CUADRO

Tubos de $\frac{3}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de 1' plg						Tubos de 1" DE, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{4}$ plg					
Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P	Coraza DI, plg	1-P	2-P	4-P	6-P	8-P
8	32	26	20	20		8	21	10	14		
10	52	52	40	36		10	32	32	26	24	
12	81	76	68	68	60	12	48	45	40	38	30
13 $\frac{1}{4}$	97	90	82	76	70	13 $\frac{1}{4}$	61	56	52	48	44
15 $\frac{1}{4}$	137	124	110	108	108	15 $\frac{1}{4}$	81	78	68	68	64
17 $\frac{1}{4}$	177	166	158	150	142	17 $\frac{1}{4}$	112	112	96	90	82
19 $\frac{1}{4}$	224	220	204	192	188	19 $\frac{1}{4}$	138	132	128	122	116
21 $\frac{1}{4}$	277	270	246	240	234	21 $\frac{1}{4}$	177	166	158	152	148
23 $\frac{1}{4}$	341	324	308	302	292	23 $\frac{1}{4}$	213	208	192	184	184
25	413	394	370	356	346	25	260	252	238	226	222
27	481	460	432	420	408	27	300	288	278	268	260
29	558	526	480	468	456	29	341	326	300	294	286
31	657	640	600	580	560	31	400	398	380	368	358
33	749	718	688	676	648	33	465	460	432	420	414
35	845	824	780	766	748	35	522	518	488	484	472
37	934	914	886	866	838	37	590	574	502	544	532
39	1040	1024	982	968	948	39	665	644	624	612	600

Tubos de $1\frac{1}{4}$ " DE, arreglo en cuadro de $1\frac{9}{16}$ plg						Tubos de $1\frac{1}{2}$ " DE, arreglo en cuadro de $1\frac{1}{8}$ plg					
10	18	12	10			12	16	16	12	12	
12	30	24	22	16	16	12	22	22	16	16	
13 $\frac{1}{4}$	32	30	30	22	22	13 $\frac{1}{4}$	22	22	16	16	
15 $\frac{1}{4}$	44	40	37	35	31	15 $\frac{1}{4}$	29	29	25	24	22
17 $\frac{1}{4}$	56	53	51	48	44	17 $\frac{1}{4}$	39	39	34	32	29
19 $\frac{1}{4}$	78	73	71	64	56	19 $\frac{1}{4}$	50	48	45	43	39
21 $\frac{1}{4}$	96	90	86	82	78	21 $\frac{1}{4}$	62	60	57	54	50
23 $\frac{1}{4}$	127	112	106	102	96	23 $\frac{1}{4}$	78	74	70	66	62
25	140	135	127	123	115	25	94	90	86	84	78
27	166	160	151	146	140	27	112	108	102	98	94
29	193	188	178	174	160	29	131	127	120	116	112
31	226	220	209	202	193	31	151	146	141	138	131
33	258	252	244	238	226	33	176	170	164	160	151
35	293	287	275	268	258	35	202	196	188	182	170
37	334	322	311	304	293	37	224	220	217	210	202
39	370	362	348	342	330	39	252	246	237	230	224

## PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

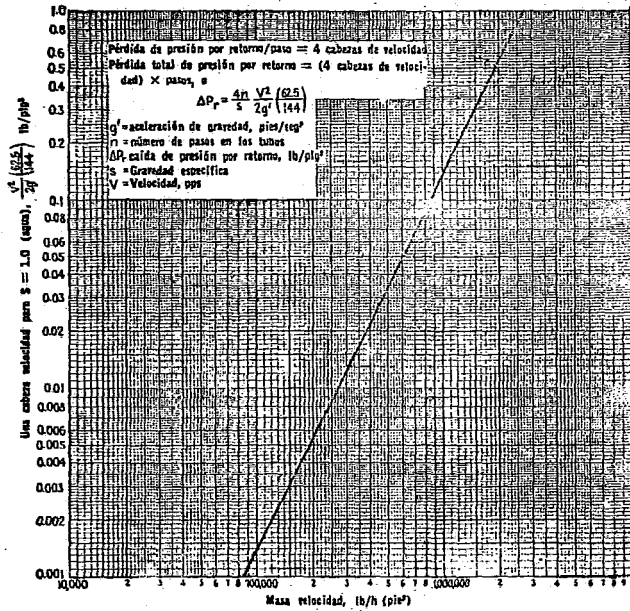


Fig. 12. Pérdida de presión por retorno, lado de tubos

## COMPROBACION DE LA U SUPUESTA INICIALMENTE

## FLUIDO CALIENTE: CORAZA, HIDROCARBUROS

Como hay subenfriamiento se supondrá que la condensación ocurre al 70 %.

$$G'' = \frac{W}{L (NT)^{2/3}}$$

$$N_{\Gamma} = 674 \times 0.70 = 471.8$$

$$N_{\Gamma} = (471.8)^{2/3} = 60.5$$

$$L = 3 \times 16 = 48 \text{ pies}$$

$$G'' = \frac{142,400}{48 \times 60.5} = 49.04 \frac{\text{lbs}}{\text{hr pie}}$$

$$\text{Suponiendo } h_o = 250$$

Temperatura promedio del vapor condensante

$$T_v = (160 - 120) / 2 = 140^{\circ}\text{F}$$

$$t_w = t_a + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_v - t_a)$$

$t_w$  = temperatura de la pared del tubo

$t_a$  = temperatura promedio del fluido frio.

$$t_w = 97.5 + \frac{250}{1008.5 + 250} (140 - 97.5)$$

$$t_w = 97.5 + \frac{250}{1258.5} (42.5)$$

$$t_w = 106^{\circ}\text{F}$$

$$t_f = (T_v + t_w) / 2 = 123^{\circ}\text{F}$$

A esta temperatura final se encuentran las siguientes propiedades de los vapores. fig. (13)

$$K_{123^{\circ}\text{F}} = 0.076 \text{ Btu/hr pie}^2 \text{ (}^{\circ}\text{F/pie)}$$

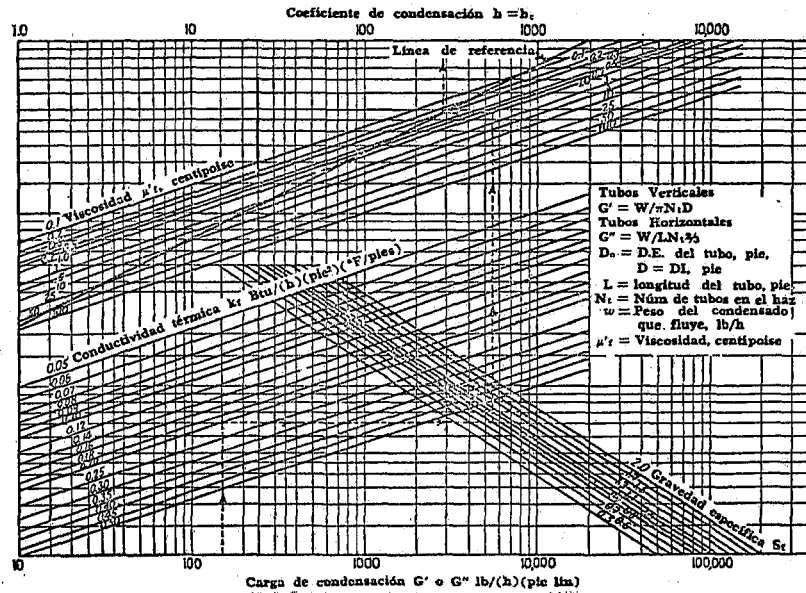


FIG. 13 COEFICIENTES DE CONDENSACION



$$S_{pgrf} = 0.594$$

$$\mu_{123^{\circ}F} = 0.18 \text{ cpóises}$$

Con estas 3 propiedades y mediante la gráfica (13.0) se obtiene  $h_o = 250$  la cual checa con el valor supuesto inicialmente.

El Coeficiente Total Limpio de Condensación.

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1008.5 \times 250}{1008.5 + 250} = 200.34$$

Superficie limpia requerida para condensación  $A_c$

$$A_c = \frac{q_c}{U_c \times (\Delta t_m)_c} = \frac{23,198,384}{200.34 \times 40.9} = 2831.18 \text{ pies}^2$$

SUBENFRIAMIENTO: (Convección libre  $h_o = 50$ )

Coeficiente total limpio para subenfriamiento  $A_s$

$$U_s = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = \frac{1008.5 \times 50}{1008.5 + 50} = 47.64$$

Superficie Limpia requerida para subenfriamiento  $A_s$

$$A_s = \frac{q_s}{U_s (\Delta t_m)_s} = \frac{1,302,960}{47.64 \times 19.1} = 1431.94 \text{ pies}^2$$

Superficie total limpia Requerida:

$$A_c = A_c + A_s = 2831.18 + 1431.94 = 4263.12 \text{ pies}^2$$

Coeficiente total limpio balanceado  $U_C$

$$U_C = \frac{\sum UA}{\sum AC} = \frac{200.34 \times 2831.18 + 47.64 \times 1431.94}{4263.12}$$

$$U_C = 149$$

COMPROBANDO EL  $U_D$  Supuesto Inicialmente

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{U_C} + RD \quad \therefore R_D = 0.003$$

$$\frac{1}{U_D} = \frac{1}{149} + 0.003 = 0.00671 + 0.003 = 0.009711$$

$$U_D = \frac{1}{0.009711} = \frac{103}{0.008911} \text{ siendo este valor satisfactorio}$$

Comprobación del porcentaje supuesto de 70% para que ocurriera la condensación.

$$\% C_{\text{Ond}} = \frac{Ac}{AC} \times 100 = \frac{2831.18}{4263.12} \times 100 = \underline{67\%}$$

Valor bastante cercano al supuesto.



CALCULO DEL HERVIDOR DE LA MEZCLA DE  
HIDROCARBUROS

BALANCE DE CALOR EN LA COLUMNA

$$\begin{aligned} \text{Entra} &= \text{Sale} \\ Q_a + Q_h &= Q_c + Q_r + Q_d \end{aligned}$$

en donde:

$Q_a$  = Calor que entra con la alimentación

$Q_h$  = Calor dado en el hervidor

$Q_c$  = Calor quitado en el Condensador

$Q_r$  = Calor que sale con el Residuo

$Q_d$  = Calor que sale con el destilado

Calculo de  $Q_a$ . a 223°F

COMPONENTE	$X_a$	PM	lbs	%W	$H_L$	223°F Btu/lb	$H_T = \sum H_L \times W$
$C_3$	0.006	44.09	0.26	0.3	370		1.11
$iC_4$	0.008	58.12	0.46	0.4	235		0.94
$nC_4$	0.029	58.12	1.69	1.6	240		3.84
$iC_5$	0.034	72.15	2.45	2.3	225		5.18
$nC_5$	0.057	72.15	4.11	3.9	230		8.97
22DMB	0.002	86.17	0.17	0.2	220		0.44
2MP	0.048	86.17	4.14	4.0	220		8.80
3MP	0.022	86.17	1.90	1.8	220		3.96
$nC_6$	0.034	86.17	2.93	2.8	222		6.22
	0.760	114.00	86.64	82.7	207		171.19
	1.000			100.0			210.65 Btu lb

$$Q_a = W_{HT} = 279,092.776 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \times 210.65 \frac{\text{Btu}}{\text{lb}}$$

$$Q_a = \frac{58,790,729.80}{\text{hr}} \text{ Btu}$$

$$Q_c = \frac{24,501,344.00}{\text{hr}} \text{ Btu/hr}$$

Calculo de Qd .

COMPONENTE	W	$\cdot 105^\circ\text{F}$ $H_L \text{ Btu/lb}$	$H_T = \sum H_L W$
C <sub>3</sub>	0.0180	175	3.15
iC <sub>4</sub>	0.0317	156	4.95
nC <sub>4</sub>	0.1131	161	18.21
iC <sub>5</sub>	0.1650	150	24.75
nC <sub>5</sub>	0.2769	155	42.92
22DMB	0.0117	145	1.70
2MP	0.2557	145	37.08
3MP	0.0915	145	13.27
nC <sub>6</sub>	0.0364	147	5.35
	<u>1.0000</u>		<u>151.38 Btu/lb</u>

$$Q_d = D^{H_T} = 39,654.6 \times 151.38 = \underline{6,002,913.33} \text{ Btu/hr}$$

$$W_V = 142,400$$

$$L/D = 2.591$$

$$D = \frac{142400}{3.591} = 39,654.6 \text{ lbs/hr}$$

CALCULO DE Qr

COMPONENTE	Xr	PM	lbs	W	$320^\circ\text{F}$ $H_L$	$H_T = \sum H_L \times W$
2MP	0.005	86.17	0.43	0.004	283	1.13
3MP	0.008	86.17	0.69	0.006	285	1.71
nC <sub>6</sub>	0.035	86.17	3.01	0.027	290	7.83
C <sub>7+</sub>	0.952	141.00	108.53	0.963	271	260.97
			<u>112.66</u>	<u>1.000</u>		<u>271.64 Btu/lb</u>

$$Q_r = R H_T = 239,438.176 \times 271.64 = \underline{65,040,938.32} \text{ Btu/hr}$$

## CALCULO DE Qh

$$Q_h = Q_c + Q_r + Q_d - Q_a$$

$$Q_h = 95,545,195.65 - 58,790,729.80$$

$$Q_h = \underline{36,754,465.85} \text{ Btu/hr.}$$

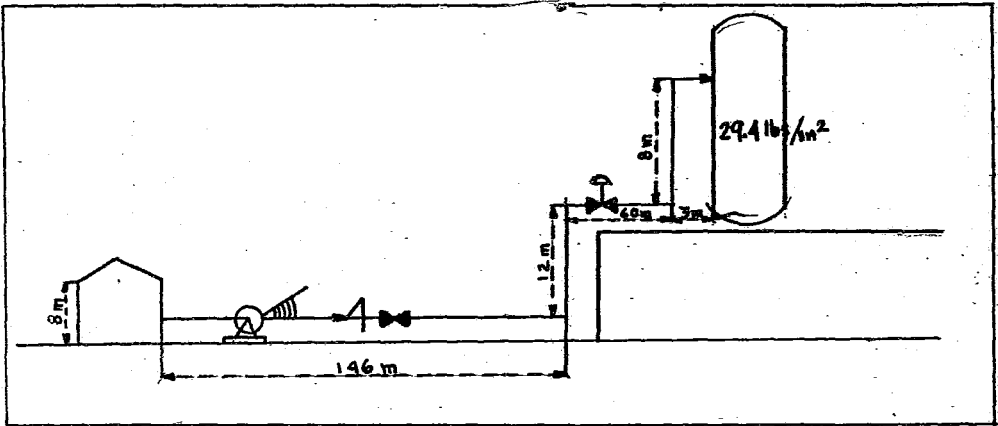
## CALCULO DEL AREA DE CALEFACCION

El valor máximo de  $Q/A$  (Btu/hr pie<sup>2</sup>) para hervidores de circulación natural que manejan hidrocarburos, es de 12,000  $\frac{\text{Btu}}{\text{hr pie}^2}$ ; por lo tanto el area de calefacción será:

$$A = Q_h / (Q_h/A) = \frac{36,754,465.85}{12,000} = 3062.87 \text{ pies}^2$$

Consumo de vapor de 150 lbs/pulg<sup>2</sup> ( $\lambda = 863.6 \text{ Btu/lb}$ )

$$W_v = \frac{Q_h}{\lambda} = \frac{36,754,465.85}{863.6} = 42,559.5 \text{ lbs/hr} = 19,350 \text{ kg/hr}$$

CALCULO BOMBA DE ALIMENTACIONAL TANQUE FLASH

Longitud de la Tuberia = 237 m = 778 pies

Accesorios:

- 1 Valvula Automatica  $Leq_1$   
 de control de Flujo  $60 \text{ lbs/in}^2$   $\frac{144 \text{ in}^2}{\text{pie}^2} \times \frac{\text{pie}^3}{0.72 \times 62.4 \text{ lbs}} = 192 \text{ pies}$
- 1 Valvula check 50 pies
- 1 Valvula de Compuerta 200 pies
- 4 Codos de 90° 180 pie.

$$\rho_{\text{Gasolina}} = 0.6946 \text{ g/cm}^3$$

$$\mu_{100^\circ\text{F}} = 0.440 \text{ C poises}$$

GASTO POR BOMBEAR

$$W = 301,721.92 \text{ lbs/hr}$$

$$G = 301,721.92 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \times \frac{1}{0.6946 \times 62.4 \text{ lbs/pie}^3} \times \frac{28.372 \text{ lts}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{Gal}}{3.785 \text{ lts}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}}$$

$$G = 870.15 \text{ GPM} (1.94 \text{ pies}^3/\text{seg})$$

Tuberia por Utilizar

El Diametro de la tuberia se estimó mediante un nomograma en función del gasto y de la densidad del fluido (Fig. 14)

D = 8 pulg. Diametro Nominal = 8.625 D.E.

Cedula 40 (D.I. = 7.981 pulg - S-40pulg<sup>2</sup>)

(D.I. = 0.665 pies - S-0.347 pies<sup>2</sup>)

## VELOCIDAD

$$V = G/S = \frac{1.94 \text{ pies}^3}{0.347 \text{ seg pies}^2} = 5.49 \text{ pies /seg}$$

## NUMERO DE REYNOLDS

$$Re = (DV \rho / \mu)$$

$$Re = (0.665 \times 5.49 \times 0.69 \times 62.4) / (0.44 \times 0.000674)$$

$$Re = 543,376.2$$

$$f = 0.0032 (\text{Fig. 15})$$

## PERDIDAS POR FRICCIÓN EN LA TUBERIA

$$F = (2 f l v^2) / Dg$$

en donde:

L = longitud total equivalente pies

f = factor de fricción

v = velocidad del fluido pies/seg

D = diametro interior de la tubería pies

g = factor dimensional 32.2 pies/seg<sup>2</sup>

$$L = 778 \text{ pies} + 192 + 50 + 200 + 180 = 1400 \text{ pies}$$

ECONOMIC PIPE DIAMETER **Fig. 14**

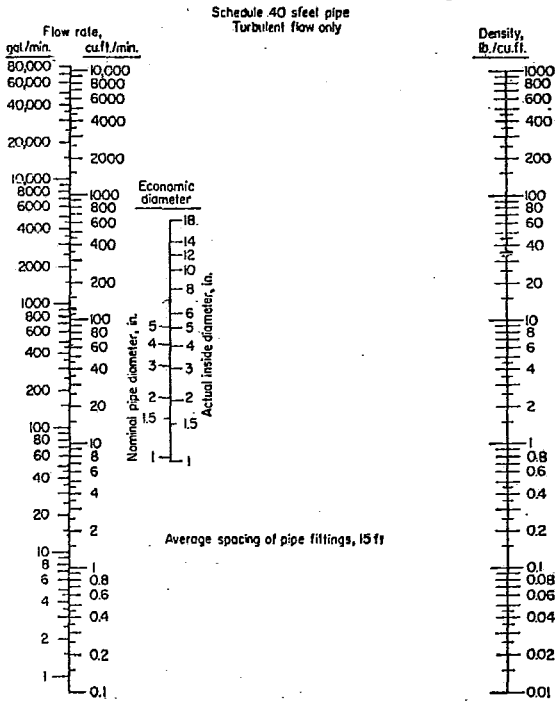


FIG. 14 DIAMETRO ECONOMICO DE TUBERIA

FLUID DYNAMICS

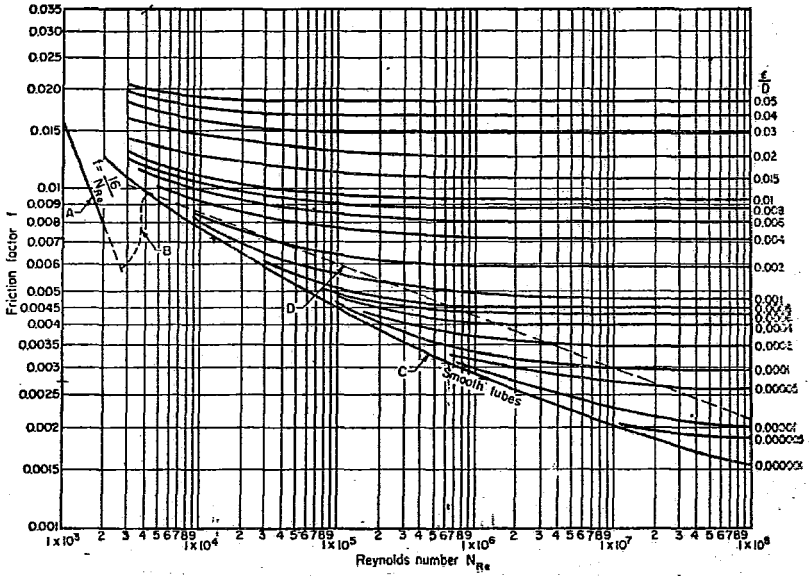


FIG. 15 FACTOR DE FRICCIÓN DE FANNING

$$F = (2 \times 3.2 \times 10^3 \times 1.4 \times 10^3 \times 5.59) / 0.665 \times 32.2$$

$$F = 13.17 \text{ pies}$$

#### BALANCE DE ENERGIA MECANICA

$$W = (X_2 - X_1) + (V_2^2/2g - V_1^2/2g) + (P_2/\rho_2 - P_1/\rho_1) + F$$

$$X_1 = 8m \quad X_2 - X_1 = 14m = 45.9 \text{ pies}$$

$$X_2 = 22m$$

$$V_1^2/2g = 0$$

$$V_2^2/2g = \frac{5.59^2}{2 \times 32.2} = \frac{31.25}{64.4} = 0.485 \text{ pies}$$

$$P_1 = 0$$

$$P_2 = \frac{50}{0.6946 \times 62.4} \times 144 = 165.85 \text{ pies}$$

$$W = 45.9 + 0.485 + 165.85 + 13.17$$

$$W = 225.4 \text{ pies}$$

#### GASTO MASA

$$W = (870.15 \times 0.6946 \times 62.4) / (7.48 \times 60) = 84.03 \text{ lbs/seg}$$

$$W = 84.03 \frac{\text{lbs}}{\text{seg}} \times 224.45 \text{ pies} = 18861.67 \text{ lbs } \frac{\text{pie}}{\text{seg}}$$

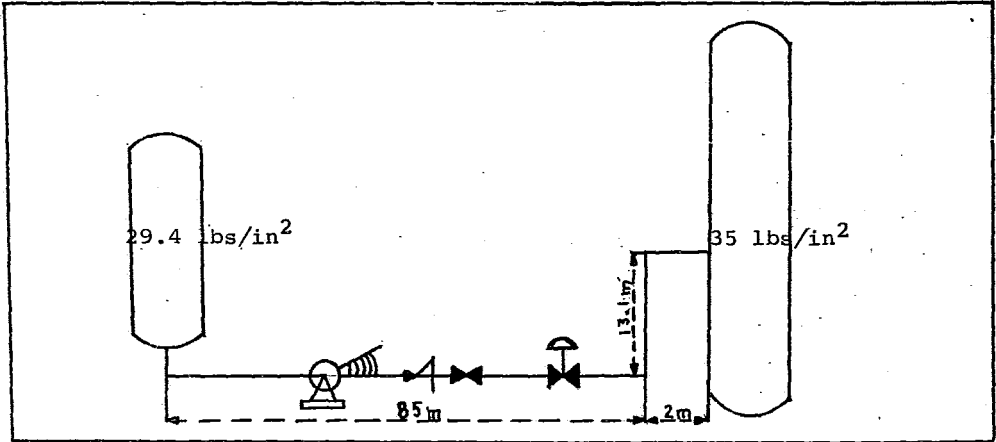
SUPONIENDO UNA EFICIENCIA DE 65%

$$1HP = 550 \text{ lbs pie/seg}$$

$$HP = \frac{18861.67}{550 \times 0.65} = 52.76 \text{ HP}$$



CALCULO DE LA BOMBA DE CARGA A  
LA TORRE DESISOHEXANIZADORA.



$$L_{\text{TOTAL}} = 100.1 \text{ m} = 328 \text{ pies. } \rho = 0.650 \quad \mu = 0.34 \text{ C poises } 160^{\circ}\text{F}$$

GASTO POR BOMBLEAR

$$W = 279,092.776 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \times \frac{1}{0.70 \times 62.4 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}} \times \frac{28.372 \text{ H}_5 \times \text{Gal}}{\text{pie}^3 \times 3.785 \text{ l}^3} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min.}}$$

$$W = \frac{2.79 \times 10^5 \times 28.4}{4.368 \times 10^1 \times 3.785 \times 6.0 \times 10^1} = 798.57 \text{ GPM} \quad 1.78 \text{ lft}^3/\text{seg}$$

El diametro de la tuberia se estima mediante un nomograma función del gasto y de la densidad del fluido.

$$D = 8 \text{ pulg } \text{Diametro Nominal} \quad 8.625 \text{ D.E.}$$

$$DI = 0.665 \text{ pies} - S - 0.347 \text{ pies}^2$$

Accesorios	leg
1 Valcula Automatica	192 pies
1 Valvula Check	50 pies
1 Valvula Compuerta	200 pies
2 Codos de 90°	<u>90 pies</u>
	532 pies

L

$$\text{Total} = 328 + 532 = 860 \text{ pies}$$

$$V = G/s = \frac{1.78}{0.347} = 5.1 \text{ pies /seg}$$

NUMERO DE REYNOLDS

$$Re = (DV\rho / \mu)$$

$$Re = (0.665 \times 5.1 \times 0.70 \times 62.4) / (0.34 \times 0.000674)$$

$$Re = 647 \text{ 093}$$

$$f = 0.003$$

PERDIDAS POR FRICCIÓN EN LA TUBERIA

$$F = (2 f l V^2) / Dg$$

$$F = (2 \times 3 \times 10^{-3} \times 8.6 \times 10^2 \times 5.1^2) / 0.665 \times 32.2$$

$$F = 6.3 \text{ pies}$$

BALANCE DE ENERGIA MECANICA

$$W = (X_2 - X_1) + (V_2^2 / 2g - V_1^2 / 2g) + (P_2 / \rho - P_1 / \rho) + F$$

$$X_1 = 0$$

$$X_2 = 7.1m = 23.35 \text{ pies}$$

$$V_1^2 / 2g = 0$$

$$V_2^2 / 2g = 5.1^2 / 2 \times 32.2 = 0.40 \text{ pies}$$

$$P_1 = 29.4 \left( P_2 - P_1 \right) = 20.3 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \times \frac{1}{43.68 \text{ lb/pie}^3} \times 3 \frac{144 \text{ pulg}^2}{\text{pie}^2} = 72 \text{ pies}$$

$$P_2 = 35.0$$

$$W = 6.3 + 23.35 + 0.404 + 66.9 = 96.95 \text{ pies}$$

GASTO MASA

$$1.78 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} \times 0.70 \times 62.4 \frac{\text{lbs}}{\text{pies}^3} = 77.75 \text{ lbs/seg}$$

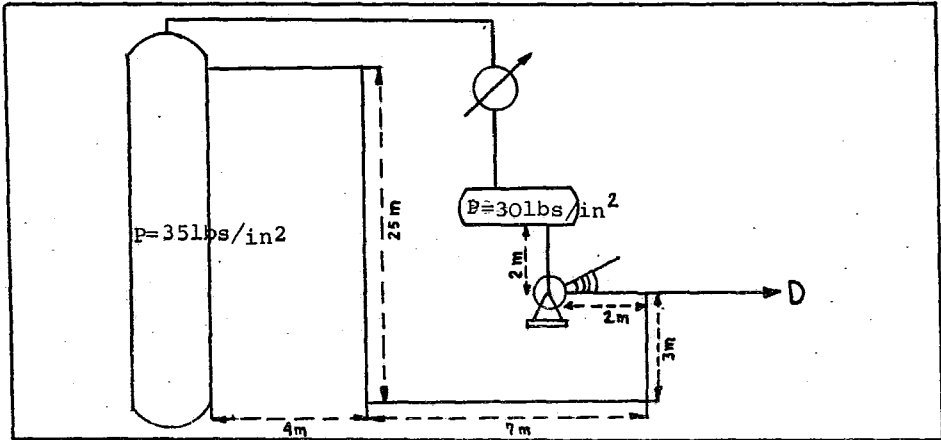
$$W = 77.75 \frac{\text{lbs}}{\text{seg}} \times 96.95 \text{ pies} = 7537.9 \frac{\text{lbs-pie}}{\text{seg}}$$

SUPONIENDO UNA EFICIENCIA DE 65%

$$\text{IHP} = 550 \text{ lbs pie/seg}$$

$$\text{HP} = \frac{7537.9}{550 \times 0.65} = \underline{21.08 \text{ HP}}$$

CALCULO DE LA BOMBA DE REFLUJO A LA  
TORRE DESISOHEXANIZADORA.



$$L_T = 43\text{m} = 141 \text{ pies}$$

$$\rho = 0.600$$

$$\mu_{105^\circ\text{F}} = 0.2 \text{ c poises}$$

GASTO POR BOMBLEAR

$$W = 142,400 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \times \frac{1}{0.6 \times 62.4} \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} \times 28.372 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} \times \frac{\text{Gal}}{3.785 \text{ lbs}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}}$$

$$W = \frac{14.24 \times 10^4 \times 28.372}{3.74 \times 10^1 \times 3.785 \times 6 \times 10^1} = \frac{404}{85.2} = 4.74 \times 10^2$$

$$W = \underline{474 \text{ GPM}} = \underline{1.059 \text{ ft}^3/\text{seg}}$$

Diametro de la tubería:  $f$  (W y  $\rho$ )

$$D = 6 \text{ pies} \quad D_e = 6.625$$

Ced 40 (DI = 6.065 pulgadas  $s = 25 \text{ pulg}^2$ )

$$(DI = 0.506 \text{ pies} \quad s = 0.174 \text{ pies}^2)$$

Accesorios	Seq
1 Valv. Automatica	192 pies
1 Valv. Check	50 pies
1 Valv., Compuesta	250 pies
3 Codos 90°	135 pies
1 T	35 pies
	<u>612 pies</u>

$$L_t = 141 \text{ pies} + 612 \text{ pies} = 753$$

$$V = G/S = \frac{1.059}{0.174} = \frac{10.59 \times 10^{-1}}{1.74 \times 10^{-1}} = 606 \text{ pies/seg}$$

#### NUMERO DE REYNOLDS

$$Re = (DV \rho) / \mu$$

$$Re = (0.506 \times 6.06 \times 0.6) / 0.2 \times 0.000674$$

$$Re = (5.06 \times 10^{-1} \times 6.06 \times 10^{-1}) / 2 \times 10^{-1} \times 6.74 \times 10^{-4}$$

$$Re = 184 \times 10^{-2} / 13.48 \times 10^{-5} = 13.69 \times 10^3$$

$$Re = 13690$$

$$f = 0.0072$$

#### PERDIDAS POR FRICCIÓN EN LA TUBERÍA

$$F = (2 f l V^2) / Dg$$

$$F = 2 \times 7.2 \times 10^{-3} \times 7.53 \times 10^2 \times 6.06^2 / 0.506 \times 32.2$$

$$F = 398.20 / 16.3 = 24.4 \text{ pies}$$

## BALANCE DE ENERGIA MECANICA

$$W = (X_2 - X_1) + (V_2^2/2g - V_1^2/2g) + (P_2/\rho - P_1/\rho) + F$$

$$X_1 = 7\text{m}$$

$$X_2 = 27\text{m} = (27-7) = 20\text{m} = 65.60 \text{ pies}$$

$$V_1^2/2g = 0$$

$$V_2^2/2g = 6.06^2 / 2 \times 32.2 = 36.8 / 64.4 = 0.571 \text{ pies}$$

$$P_1 = 30 \text{ lbs/pulg}^2 \left( \frac{P_2 - P_1}{\rho} \right) = \frac{5 \text{ lbs}}{\text{pulg}^2} \times 144 \frac{\text{pulg}^2}{\text{pie}^2} \times \frac{1 \text{ pie}^3}{37.4 \text{ lbs}} = 19.25 \text{ pies}$$

$$P_2 = 35 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$W = 65.60 + 0.571 + 19.25 + 24.4 = 109.821 \text{ pies}$$

## GASTO MASA

$$1.059 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} \times \frac{0.60 \times 62.4}{\text{pie}^3} \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} = 39.6 \text{ lbs/seg}$$

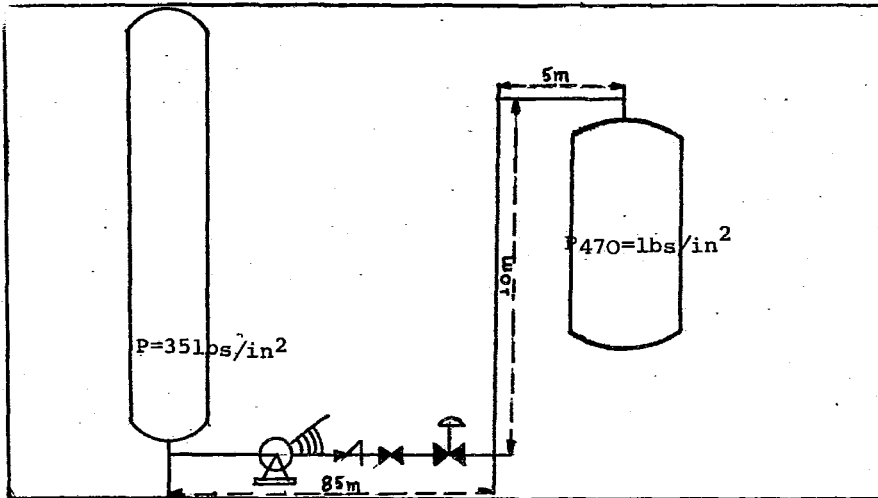
$$W = 39.6 \frac{\text{lbs}}{\text{seg}} \times 109.821 \text{ pies} = 4340 \frac{\text{lbs pie}}{\text{seg}}$$

PONIENDO UNA EFICIENCIA DE 65 %

$$\text{IHP} = 550 \text{ lbs pie/seg}$$

$$\text{HP} = \frac{4340}{550 \times 0.65} = 12.2 \text{ HP}$$

CALCULO DE LA BOMBA DE LOS PRODUCTOS DEL  
FONDO DE LA TORRE DESISOHEXANIZADORA



$$\rho = 0.542 \quad \mu = 0.15 \text{ C poises}$$

Longitud de la tubería = 100 m = 328 pies

GASTO POR BOMBEAR

$$W = 239,438.176 \frac{\text{lbs}}{\text{hr}} \times \frac{1}{0.72} \times \frac{1}{62.4} \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} \times \frac{28.372 \text{ lbs}}{\text{pie}} \times \frac{\text{Gal}}{3.785 \text{ lbs}} \times \frac{\text{hr}}{60 \text{ min}}$$

$$W = 692.55 \frac{\text{Gal}}{\text{min}} = 1.54 \text{ pies}^3/\text{seg}$$

Diametro de la tubería  $f(W \text{ y } \rho)$

$$D = 8 \text{ pulg. Diametro Nominal } D_e = 8.625$$

$$D = 0.665 \text{ pies } S = 0.347 \text{ pies}^2$$

Accesorios	leg
1 Valv. Automatica	192 pies
1 Valv. Check	50 pies
1 Valv. Compuesta	200 pies
3 Codos 90°	135 pies
	<hr/> 77 pies

$$L_{\text{Total}} = 328 + 577 = 905 \text{ pies}$$

$$V = G/S = 1.54/0.347 = 4.44 \text{ pies/seg}$$

#### NUMERO DE REYNOLDS

$$Re = (DV\rho/\mu)$$

$$Re = 0.665 \times 4.44 \times 0.72 \times 62.4 / (0.15 \times 0.000674)$$

$$Re = (6.65 \times 10^{-1} \times 4.44 \times 4.49 \times 10^1) / 10.1 \times 10^{-5}$$

$$Re = 13.13 \times 10^5 = 1313000$$

$$f = 0.0027$$

#### PERDIDAS POR FRICCION EN LA TUBERIA

$$F = (2 f l V^2) / Dg$$

$$F = (2 \times 2.7 \times 10^{-3} \times 9.05 \times 10^2 \times 4.44^2) / 0.665 \times 32.2$$

$$F = 4.50 \text{ pies}$$

#### BALANCE DE ENERGIA MECANICA

$$W = (X_2 - X_1) + (V_2^2/2g - V_1^2/2g) + (P_2/\rho - P_1/\rho) + F$$

$$X_1 = 0.$$



$$x_2 = 10m = 32.8 \text{ pies}$$

$$v_1^2/2g = 0$$

$$v_2^2/2g = 4.44^2 / 2 \times 32.2 = 0.306 \text{ pies}$$

$$P_1 = 20.3 \text{ lbs/pulg}^2 \quad P_2 - P_1 = 449.7 \frac{\text{lb}}{\text{pulg}^2} \times \frac{144 \text{ pulg}^2}{\text{pie}^2} \times \frac{1}{0.72 \times 62.4 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3}} \cdot 3 \text{ pies}$$

$$P_2 = 470 \text{ lbs/pulg}^2$$

$$W = 4.50 + 32.8 + 0.306 + 1441.3 = 1478.9 \text{ pies}$$

GASTO MASA

$$1.54 \frac{\text{pies}^3}{\text{seg}} \times 0.72 \times 62.4 \frac{\text{lbs}}{\text{pie}^3} = 69.19 \text{ lbs/seg}$$

$$W = 69.19 \text{ lbs/seg} \times 1478.9 \text{ pies} = 102\,325.09 \frac{\text{lbs pies}}{\text{seg}}$$

SUPONIENDO UNA EFICIENCIA DE 65 %

$$\text{IHP} = 550 \text{ lbs pies/seg}$$

$$\text{HP} = \frac{102325.09}{550 \times 0.65} = 351 \text{ HP}$$

## ESTIMACION DE COSTOS

Estimación de la inversión de instalación.

(8,9)

Algunos investigadores en esta materia, han desarrollado métodos simplificados para estimar la inversión de las plantas de proceso, basándose para ello en estudios que se han hecho en plantas de diferentes capacidades y de diferentes tipos de proceso, concluyendo con una serie de correlaciones entre los diferentes costos -- que implica la construcción de una planta de proceso; tales correlaciones están expresadas graficamente o mediante factores, los cuales simplifican aún más la estimación.

## ESTIMACION DEL COSTO DEL EQUIPO PRINCIPAL:

El cálculo se hará de acuerdo al sistema de índices del cual se tiene la siguiente ecuación:

$$E_x = E_y \frac{N_x}{N_y}$$

Donde:

$N_y$  = Valor del Índice para el año y

$N_x$  = Valor del Índice para el año x

$E_y$  = Costo del equipo para el año y

$E_x$  = Costo del equipo para el año x

## CAPITULO 5

## COSTO DEL EQUIPO PRINCIPAL

Columna desisohexanizadora	2 470 000
Tanque flash	230 000
Condensador	720 000
Acumulador	170 000
Hervidor	660 000
Bomba de carga al tanque flash	90 000
Bomba de carga a la columna	55 000
Bomba de fondos de la columna	360 000
Bomba de reflujo a la columna	30 000
	<hr/>
	4 785 000
Tubería e instrumentación	2 000 000
	<hr/>

SUBTOTAL \$ 6 785 000

## COSTO DE OPERACION

Mantenimiento	339 250
Servicios auxiliares:	
Vapor	200 560
Agua de enfriamiento	8 454 690
Energía eléctrica	541 416
Mano de obra : ( 3 turnos)	

3 Operadores especialistas	231 444
9 Operadores de segunda	594 540
Depreciación	678 500
	<hr/>
	11 040 400 \$/ Año

## CAPITULO 6

C O N C L U S I O N E S

- 6.1 De realizarse el proyecto, se incrementará la carga de naftas ligeras de 22,116 B/D a 26,003 B/D que dará lugar a un aumento en la producción de aromáticos del 17.57% -- que equivale a producir 11,701 B-D en lugar de 9,952 B/D que es la producción actual.
- 6.2 La fraccionadora V-1805 que esta diseñada para manejar 19,000 B/D de carga, con la modificación propuesta, tendrá que manejar 25,839 B/D lo cual representa un incremento del 36% arriba de la capacidad de diseño. Sin embargo, por estudios y corridas de prueba que se han hecho, se han llegado a manejar hasta 28,000 B/D, debido a un gran sobrediseño que tienen casi todos los equipos.
- Por lo que atañe a la reformadora de naftas ligeras, - esta planta tendrá que trabajar a una capacidad de 26,000 B/D. o sea 4,003 B/D más para la que esta diseñada, pero se tiene también un buen margen de sobrediseño, como en el caso anterior.
- 6.3 La carga a la hidródesulfuradora de gasolina que actualmente maneja un volumen inútil de 5,566 B/D, que representan el 25.3% de compuestos ligeros que trae la gasolina primaria, despues de la modificación propuesta, solo recibiría 286 B/D de ligeros, que daría un aumento de carga útil de 5,280 B/D.
- 6.4 El aumento en las ganancias es obvio, puesto que al aumentar la producción de aromáticos, aumentan las ventas y en consecuencia también las ganancias. Sin embargo, para poder cuantificarlas, habría que hacer un estudio económico más completo que desde luego no se hizo para esta tesis, por considerarse una labor que requiere atención especial, y consecuentemente, unicamente se sacaron costos de

operación así como de instalación de equipo.

## B I B L I O G R A F I A .

1.- NELSON, W.L.

PETROLEUM REFINERY ENGINEERING

MC. GREW-HILL, NEW YORK (1958)

2.- SMITH, B.D.

DESIGN OF EQUILIBRIUM STAGE PROCESSES

MC. GREW-HILL, NEW YORK (1963)

3.- KERN? D.D.

PROCESOS DE TRANSFERENCIA DE CALOR

C.C.S.A., MEXICO, D.F. (1974)

4.- BROWN? G.G.

UNIT OPERATIONS

J. WILEY, NEW YORK (1956)

5.- PERRY, J.H.

CHEMICAL ENGINEERS' HANDBOOK

MC. GREW-HILL, NEW YORK (4th EDITION)

6.- OCON Y TOJO

PROBLEMAS DE INGENIERIA QUIMICA

AGUILAR, MADRID (1963)

7.- NGSMA ( NATURAL GASOLINE SUPPLY MEN'S ASSOCIATION )

TULSA, OKLAHOMA (1951)

8.- PETERS, M. S.

PLANT DESIGN AND ECONOMICS FOR CHEMICAL ENGINEERS

MC. GREW-HILL, NEW YORK (1968)

9.- ARIES & NEWTON

CHEMICAL ENGINEERING COST ESTIMATION

MC. GREW-HILL, NEW YORK (1955)

10.- MANUAL API (AMERICAN PETROLEUM INSTITUTE)

11.- SHEIMAN, A.D.

HYDROCARBON PROCESSING 43, 5 (1964)

12.- INDICES ECONOMICOS DEL BANCO DE MEXICO

( 1977).