

UNIVERSIDAD NACIONAL DE INGENIERIA

FACULTAD DE PETROLEO

**INFORME TECNICO-ECONOMICO SOBRE
EL DISEÑO DE UN SISTEMA DE
REFRIGERACION PARA UNA PLANTA
DE ABSORCION DE GAS NATURAL**

JULIO FELIPA CABRERA

PROMOCION 1956

INFORME TECNICO-ECONOMICO SOBRE EL DISEÑO DE UN
SISTEMA DE REFRIGERACION PARA UNA PLANTA DE
ABSORCION DE GAS NATURAL

O B J E T O

El propósito del presente estudio es determinar el método más práctico de incrementar la recuperación de propano y de butano en una planta de absorción de gas natural.

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

1. Desde el punto de vista técnico-económico, la instalación de un sistema de refrigeración en la planta de absorción de gas natural en estudio es el método más práctico de incrementar la recuperación de propano y de butano.
2. El incremento de la producción de propano y de butano debido a la refrigeración sería de 350 barriles por día.
3. Se puede usar como refrigerante el propano comercial que se obtiene de los estabilizadores.
4. Se obtiene un mayor rendimiento en la absorción si, además del aceite pobre y del aceite semi-rico, se refrigera el gas rico.
5. Reacondicionando dos compresores disponibles de 230 BHP cada uno para usarlos en el sistema de refrigeración, se puede refrigerar 234,000 galones por día de aceite pobre de 72°F a 30°F, 257,000 galones por día de aceite semi-rico de 52°F a 30°F y de 20,000 MPC por día de 88°F a 50°F. Con estas temperaturas, la temperatura promedio de absorción sería de 50°F.
6. Se puede aprovechar la baja temperatura del aceite rico que sale del absorbedor para sub-enfriar al aceite pobre antes de refrigerarlo.
7. No hay necesidad de reformar el absorbedor para refrigerar al aceite semi-rico, porque en el diseño inicial se previó tal operación, existiendo las conexiones necesarias para ello.
8. Para disminuir la inversión en el sistema de refrigeración, se puede utilizar equipo que está fuera de uso, tales como dos compresores de 230 BHP y separadores. Se necesitan comprar:

D I S C U S I O N

A. INTRODUCCION

La creciente demanda de propano y butano para usos industriales y domésticos, así como la aparición de novísimas técnicas de recuperación secundaria de petróleo a base de la inyección de estos productos en los reservorios, crean el incentivo económico para que los productores inviertan sus capitales para remodelar o modernizar las instalaciones existentes, con el fin de incrementar la recuperación de estos productos.

Existen diferentes métodos para incrementar la absorción de propano y butano contenidos en el gas natural, los métodos más importantes son los siguientes:

1. El empleo de un aceite pobre de menor peso molecular.
2. El mejoramiento del sistema de enfriamiento del gas rico y del aceite pobre, para bajar la temperatura de absorción.
3. El incremento de la circulación del aceite pobre.
4. El incremento de la presión de absorción; y
5. La refrigeración del gas rico y del aceite pobre.

Para comprender mejor en qué se basan estos métodos para incrementar la eficiencia de absorción, debemos saber que esta eficiencia es función del factor de absorción, A, y cuánto mayor sea este factor mayor será la eficiencia de absorción, como lo muestra la Figura 3. La expresión que sirve para calcular el factor de absorción es la siguiente:

$$A = \frac{3.156 \text{ S G}}{\text{MK}}$$

M y S son el peso molecular y la gravedad específica del aceite de absorción.

G es la relación galones de aceite pobre por MPC de gas tratado.

K es la constante de equilibrio a las condiciones promedias de presión y temperatura del absorbedor.

Veamos ahora la discusión de cada método y la forma en que influyen en el factor de absorción.

El uso de un aceite pobre de menor peso molecular hace que el

denominador sea menor, también cambia la gravedad específica, pero es menos sensible que el peso molecular, siendo el resultado final un mayor factor de absorción. Este método es el más simple de aplicar, puesto que no hay que hacer cambios en el equipo, sino simplemente cambiar el aceite. No se puede usar un aceite de muy bajo peso molecular, porque sino parte del aceite se volatilizará y se perderá en el gas residuo del absorbedor; el aceite pobre usado generalmente es un kerosene de 42°API, que al presente es el más apropiado.

El mejoramiento del sistema de enfriamiento dá por resultado que el absorbedor trabaje a una temperatura menor, consiguiéndose una mayor absorción, porque a menor temperatura la constante de equilibrio, que está en el denominador es menor, como lo muestra la Figura 3. La menor temperatura que se puede alcanzar está limitada por la temperatura ambiente. En la planta que se está analizando ya se ha alcanzado la temperatura límite.

El incremento de la circulación de aceite hace aumentar la recuperación, porque la relación galones de aceite pobre por MPC de gas tratado, que está en el numerador, se hace mayor. El incremento de la circulación de aceite está limitado por la capacidad de la torre de destilación (alambique) y de las bombas existentes; generalmente no es económico la instalación de equipo adicional de destilación.

El incremento de la presión de absorción hace que el factor de absorción sea menor, dando como resultado una mayor eficiencia de absorción. Este método es generalmente el menos aplicable en plantas existentes, porque se necesitaría invertir un equipo de compresión adicional y en el cambio de absorbedor para la nueva presión, inversión que podría ser anti-económica.

Por último, con la refrigeración se obtienen temperatura mucho .
simo más bajas que la obtenida en el caso del mejoramiento del equipo de enfriamiento, con el consiguiente aumento en la eficiencia de absorción. Este método es el que mejor se adapta a la planta bajo estudio, ya que no se necesita hacer cambios fundamentales en el proceso de absorción, sino conectar los fluidos que entran al absorbedor al sistema de refrigeración.

En la planta de absorción bajo estudio ya se han aplicado los métodos 1 y 2; podría incrementarse la circulación de aceite, pero al presente la torre de destilación está trabajando con toda su capacidad; en cuanto a un incremento en la presión de absorción, tal cambio sería no-económico. En cuanto a la refrigeración, en este caso particular, está favorecida porque se dispone de cierto equipo que está fuera de uso (compresores y separadores) que se podrían utilizar en el sistema de refrigeración, además el diseño del absorbedor permite retirar aceite semi-rico de la parte media para refrigerarlo y después regresarlo a la torre, consiguiéndose así una mayor eficiencia de la absorción.

B. DESCRIPCION DEL SISTEMA DE REFRIGERACION

El sistema de refrigeración consiste básicamente del equipo de compresión, torre de lavado, condensadores, sub-enfriadores, evaporadores y chillers (ver Figuras 1 y 2). El proceso es el siguiente: el refrigerante en estado de vapor es comprimido, este vapor al pasar por los cilindros de compresión disuelve parte del aceite lubricante que, si no es retirado del sistema, ensucia el equipo de transferencia de calor y altera las propiedades del refrigerante, bajando grandemente la eficiencia del sistema; para remover el aceite lubricante o cualquier otra impureza que pudiera contener el refrigerante, este pasa a la torre de lavado, la cual contiene tres o cuatro platos de burbujeo o una sección equivalente de "Raschig rings"; para que esta separación se produzca, se inyecta por el tope de la torre una cantidad de propano, lo suficiente para traer a los vapores a un punto cercano al punto de saturación, de manera que las impurezas se condensen y caigan al fondo, de donde pueden ser eliminadas. Los vapores, casi a su punto de saturación, pasan a los condensadores, luego el condensado pasa al acumulador; parte del líquido del acumulador es tomado por una bomba pequeña para ser inyectado en la torre de lavado. La otra parte del líquido pasa por los sub-enfriadores, luego por un estrangulador o válvula de control que produce una caída de presión brusca, en seguida el líquido pasa a los evaporadores, donde se expande y se vaporiza a la altura media de los chillers, obteniendo su calor de vaporización a expensas del calor sensible de los fluidos (gas o aceite) que circulan por los tubos de los chillers, produciéndose así la refrigeración de esos fluidos; los vapores producidos salen por el tope y pasan a los sub-enfriadores, donde se calientan a expensas del refrigerante líquido, para pasar luego a los compresores y repetir el ciclo.

El absorbedor procesa 20 millones por día de gas natural, la circulación de aceite pobre es de 234,000 galones por día. Con la refrigeración se podría bajar la temperatura de absorción de 108°F a 50°F, consiguiéndose un incremento en la recuperación del 30%. El aceite pobre sería refrigerado a 30°F, lo mismo que el aceite rico; el gas rico sería refrigerado a 50°F; con el gas rico no se ha ido a una temperatura inferior porque a menos de 50°F hay peligro de formación de hidratos (la temperatura crítica para la formación de hidratos del gas procesado es de 45°F).

COMPRESOR TORRE DE LAVADO ACUMULADOR EVAPORADOR

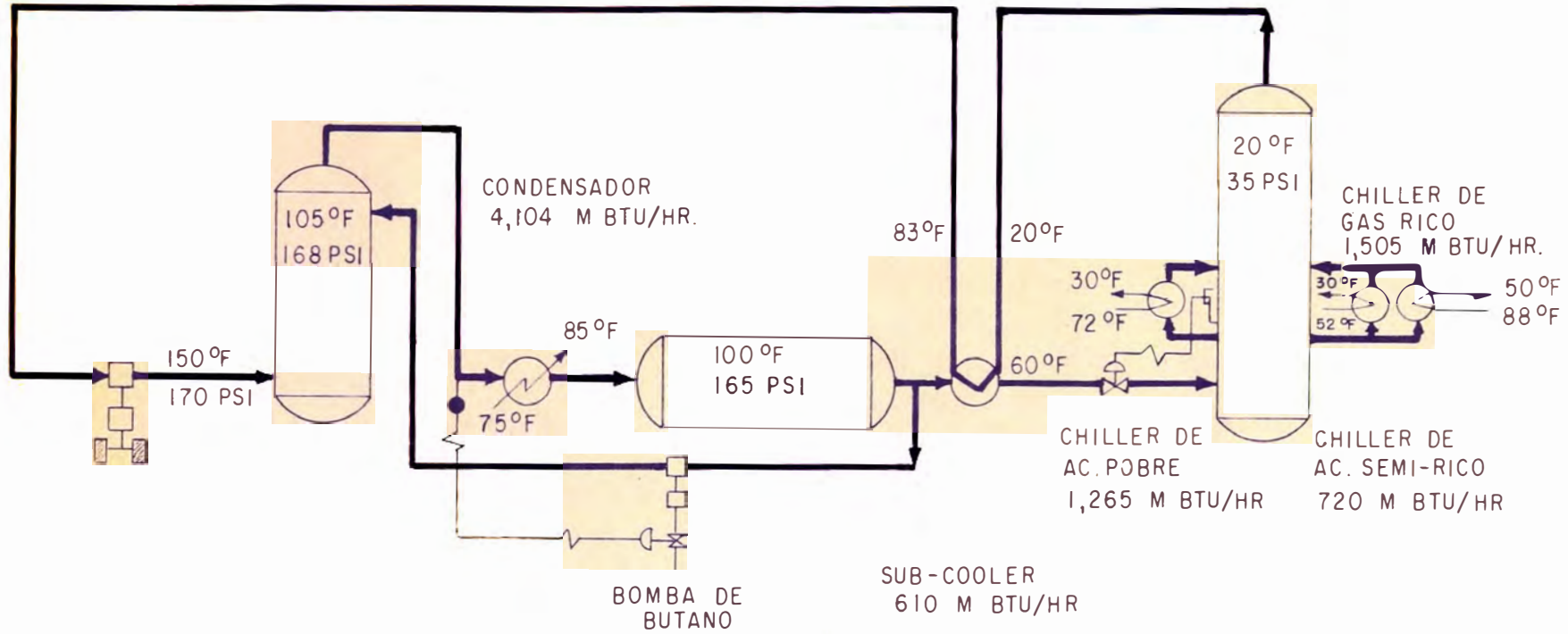


DIAGRAMA SIMPLIFICADO
DEL
SISTEMA DE REFRIGERACION

FIGURA 1

COMPRESORES

Rc = 4.11
 CAP = 4,890 MS.CF/D
 BHP = 460

TORRE DE LAVADO

42" Ø X 18'
 DP = 220 PSI
 DT = 170 °F

ACUMULADOR

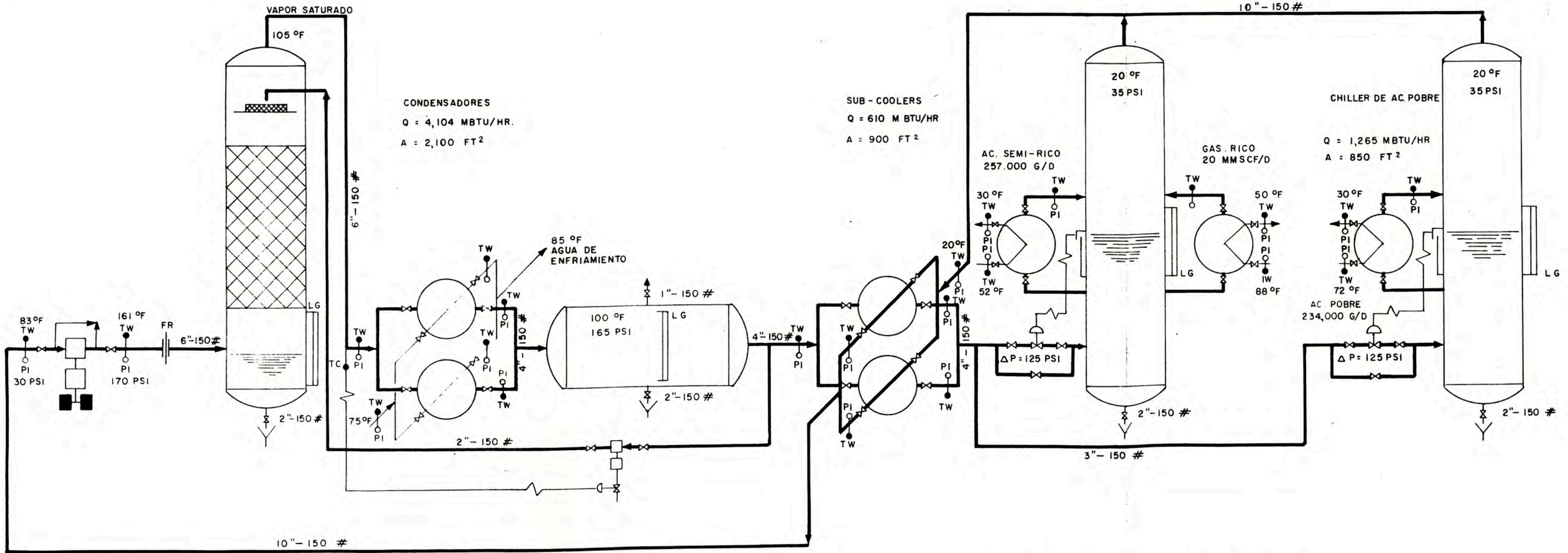
36" Ø X 18'
 DP = 220 PSI
 DT = 120 °F

EVAPORADOR

48 Ø X 20'
 DP = 100 PSI
 DT = 50 °F

EVAPORADOR

48 Ø X 20'
 DP = 100 PSI
 DT = 50 °F



CONDENSADORES
 Q = 4,104 MBTU/HR.
 A = 2,100 FT²

SUB-COOLERS
 Q = 610 M BTU/HR
 A = 900 FT²

AC. SEMI-RICO
 257,000 G/D

GAS. RICO
 20 MMSCF/D

CHILLER DE AC. POBRE
 Q = 1,265 MBTU/HR
 A = 850 FT²

BOMBA DE PROPANO
 9 GPM ΔP = 10 PSI
 SP. GR. =

CHILLER DE AC SEMI-RICO
 Q = 720 M BTU/HR
 A = 650 FT²

CHILLER DE GAS RICO
 Q = 1,505 M BTU/HR
 A = 1,300 FT²

DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE REFRIGERACION

C. CALCULOS DE CONDENSACION Y DE ABSORCION

1. Composición y Características del Gas Natural Procesado

<u>Componente</u>	<u>Composición</u>		<u>Cálculo del Peso Molecular</u>	
	<u>Mol.%</u>	<u>MPC/D</u>	<u>PM</u>	<u>(PM)(Mol.%)</u>
C ₁	30.57	16,114	16.04	12.92
C ₂	6.11	1,222	30.07	1.84
C ₃	4.86	972	44.09	2.14
i-C ₄	1.44	238	58.12	0.84
n-C ₄	1.86	372	58.12	1.08
i-C ₅	1.29	258	72.15	0.93
n-C ₅ ⁺	2.57	514	86.17	2.21
CO ₂	0.20	40	44.01	0.09
O ₂	0.30	60	32.00	0.10
N ₂	0.80	160	28.02	<u>0.22</u>
TOTAL	100.00	20,000		22.37

Peso Molecular = 22.37

$$\text{Gravedad específica} = \frac{\text{PM (gas)}}{\text{PM (aire)}} = \frac{22.37}{28.9}$$

$$S = 0.77$$

2. Peso Molecular del Aceite Pobre

Densidad del Aceite 41° API a 60°F

Punto de ebullición medio volumétrico

t₁₀ 456°F

t₅₀ 482°F

t₉₀ 524°F

$$\begin{aligned} \text{B.P.} &= \frac{t_{10} + 2 t_{50} + t_{90}}{4} \\ &= \frac{456 + 2 \times 482 + 524}{4} = 486^{\circ}\text{F} \end{aligned}$$

Pendiente de la curva ASTM

t_{10}	456°F
t_{70}	489°F

$$s' = \frac{t_{70} - t_{10}}{60} = \frac{489 - 456}{60} = 0.55$$

corrección para obtener el punto de ebullición promedio = 7°F

Punto de ebullición promedio = 493°F

Peso molecular del aceite pobre = 198

3. Condensación debido a la Compresión

Cuando se comprime el gas rico y luego se le enfría, parte del gas se condensa. Para estimar la cantidad condensada se usan las conocidas fórmulas siguientes:

$$F = L + V$$

$$V_n = \frac{K_n F_n}{\frac{L}{V} + K_n}$$

$$V = \sum V_n$$

F = número total de moles

L = moles de líquido formado

V = moles de vapor

F_n = número total de moles de componente n

V_n = moles de vapor del componente n en el vapor

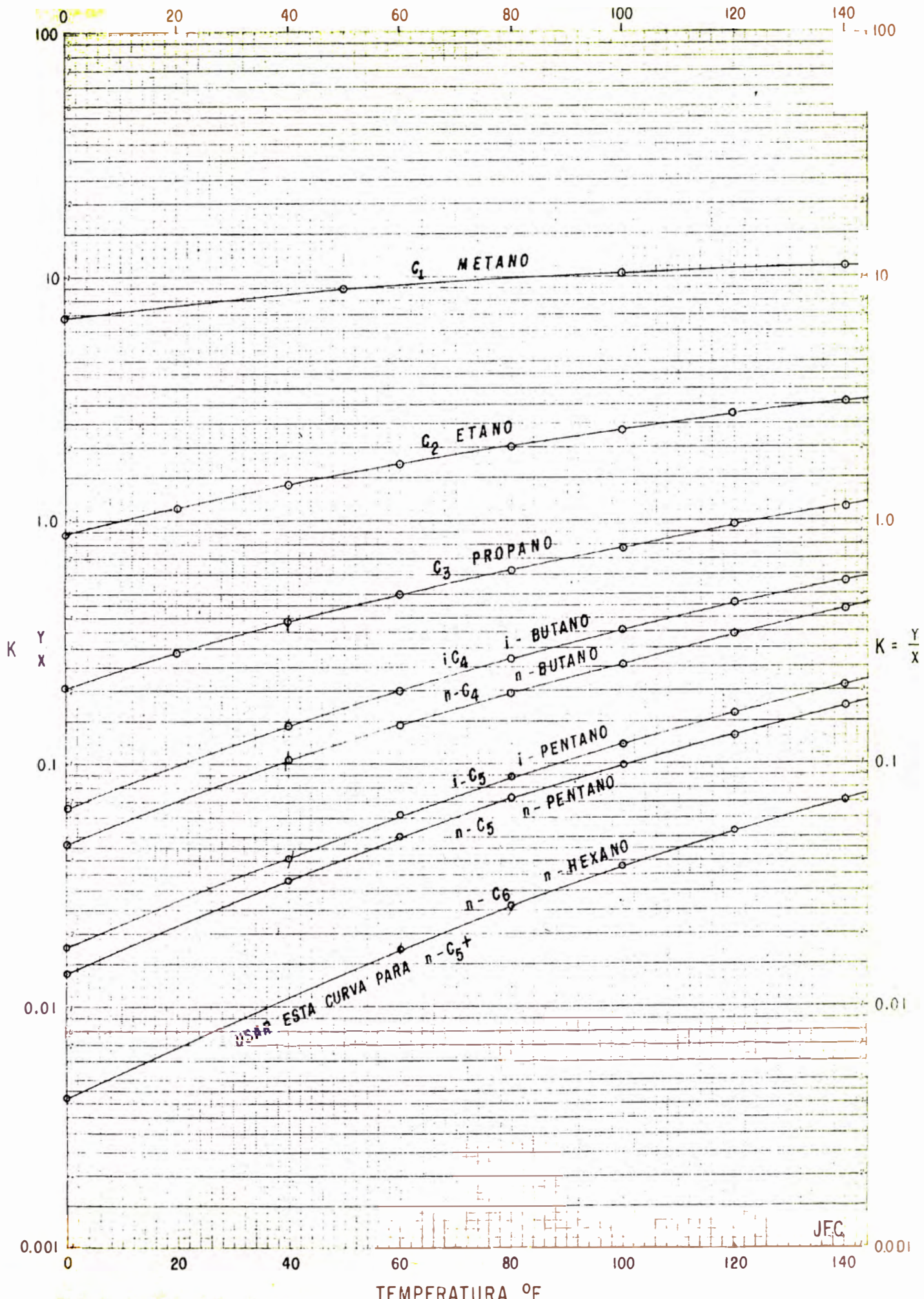
K_n = constante de equilibrio para el componente n a las condiciones de condensación.

La deducción de esta fórmula está detalladamente explicada en "Petroleum Refinery Engineering" por W. L. Nelson.

Para resolver esta ecuación se sigue el siguiente procedimiento:

1. Se asume un valor de V , entonces $L = F - V$ ó $L = 100 - V$
2. Se calcula la relación $\frac{L}{V}$
3. Se determinan las constantes de equilibrio para cada componente a las condiciones dadas.
4. Se calculan $V_1, V_2 \dots$ y V_n
5. Si el valor calculado de V no es igual al valor de V asumido (el error permisible es de 0.1 por ciento), se debe asumir otro valor de V hasta hallar el valor correcto.

TEMPERATURA °F



CONSTANTES DE EQUILIBRIO PARA UNA PRESION DE 265 PSIA (BASADAS EN UNA PRESION DE CONVERGENCIA DE 2,000 PSIA)

a. Cálculo de la Condensación debido a la Compresión

Asumiendo $V=98.5$
 $L = 0.0152$

Comp.	F Mol%	250# K 35°F	K x F	Asumiendo $V=98.5$ $L = 0.0152$		V	V%	L
				$\frac{L}{V} + K$				
C ₁	80.57	10.01	806.51	10.0252		80.45	81.67	0.12
C ₂	6.11	2.10	12.83	2.1152		6.07	6.16	0.04
C ₃	4.86	0.66	3.21	0.6752		4.75	4.82	0.11
i-C ₄	1.44	0.290	0.418	0.3052		1.37	1.39	0.07
n-C ₄	1.86	0.210	0.391	0.2252		1.74	1.77	0.12
i-C ₅	1.29	0.096	0.124	0.1112		1.12	1.14	0.17
n-C ₅ ⁺	2.57	0.029	0.075	0.0142		1.70	1.73	0.87
CO ₂	0.20	-	-	-		0.20	0.20	-
O ₂	0.30	-	-	-		0.30	0.31	-
N ₂	0.80	-	-	-		0.80	0.81	-
TOTAL	100.00					98.50	100.00	1.50
MPC/D	20,000					19,700		300

b. Producto Condensado

Comp.	L	MPC/D	Gal/MPC	Gal/Día	Moles/Hr.	Lbs/Hr.
C ₁	0.12	24	16.9	406	2.6	42
C ₂	0.04	8	25.2	202	0.9	27
C ₃	0.11	22	27.4	603	2.4	106
i-C ₄	0.07	14	32.4	454	1.6	93
n-C ₄	0.12	24	31.6	758	2.7	157
i-C ₅	0.17	34	36.4	1,234	3.7	267
n-C ₅ ⁺	0.87	174	41.5	7,221	19.1	1,646
TOTAL	1.50	300	-	10,878	33.0	2,338

$$M = \frac{2,338}{33.0} = 70.9$$

5. Absorción

Los cálculos de absorción se han hecho a base del método de Kremser-Brown. Existen muchísimos métodos para calcular la absorción, pero generalmente son demasiado complejos; se ha escogido el método de Kremser-Brown por ser el más sencillo y porque con el agregado de la eficiencia en los platos para cada componente se obtienen resultados bastante aceptables para los fines prácticos.

La deducción de la ecuación de la absorción está detalladamente explicada en "Petroleum Refinery Engineering" por W. L. Nelson. La ecuación de la absorción es la siguiente:

$$E_a = \frac{Y_{n+1} - Y_1}{Y_{n+1} - Y_0} = \frac{A^{n+1} - A}{A^{n+1} - 1} \quad \text{eficiencia de absorción}$$

Nomenclatura:

- A = factor de absorción
- Y_1 = mol fracción del componente en el gas que deja el plato tope del absorbedor.
- Y_{n+1} = mol fracción del componente en el gas rico que está entrando al absorbedor.
- Y_0 = mol fracción del componente en el gas que está en equilibrio con el aceite pobre entrando al absorbedor.
- n = número de platos teóricos.

Esta ecuación está resuelta gráficamente en la Figura 4. El método común de aplicar esta ecuación es despreciar Y_0 , que generalmente es muy bajo, y usar el valor A calculado a una temperatura promedio de la torre.

El factor de absorción A se puede expresar de la siguiente manera:

$$A = \frac{L}{KV} = \frac{3.156 S G}{MK}$$

- G = galones de aceite por MPC de gas
- K = constante de equilibrio a las condiciones promedias del absorbedor.
- M = peso molecular del aceite de absorción
- S = gravedad específica del aceite.

La temperatura promedio de la torre es aproximadamente el promedio de las temperaturas de los platos del tope y del fondo del absorbedor; si no se tienen estas temperaturas, se puede usar las temperaturas del gas seco y del aceite rico.

Eficiencia de los Platos en los Absorbedores - Se usan tres tipos de eficiencia de platos:

- a. eficiencia local
- b. eficiencia
- c. eficiencia total del plato.

En los cálculos de absorción se usa el concepto de eficiencia total del plato. Esta eficiencia se define como la relación de platos teóricos a platos reales para una separación dada.

En pruebas para determinar la eficiencia de los platos de los absorbedores se ha determinado que la correlación de O'Connell rinde mejores resultados que la correlación basada únicamente en la viscosidad (eficiencia = $0.17 - \log \mu$).

El grupo O'Connell está compuesto de los términos siguientes:

$$\frac{K M \mu}{d}$$

Esta correlación ha sido plotada en la figura 5. El significado de cada término es:

- d = densidad lbs/PC del aceite pobre
- M = peso molecular del aceite
- K = constante de equilibrio del componente a las condiciones promedias.
- μ = viscosidad del aceite a las condiciones promedias de la torre.

En las tablas de los cálculos de absorción se puede apreciar el procedimiento seguido en los cálculos.

Los datos básicos del absorbedor se ponen en la parte superior de la tabla.

En la columna 1 se pone la composición en mol% del gas rico.

En la columna 2 van las constantes de equilibrio para cada componente, se obtienen de la Figura 3.

En la columna 3 se ponen los valores del factor de absorción calculados por medio de la ecuación:

$$A = \frac{3.156 S G}{MK}$$

En la columna 4 se ponen los valores del grupo O'Connell

$$= \frac{K M \nu}{d}$$

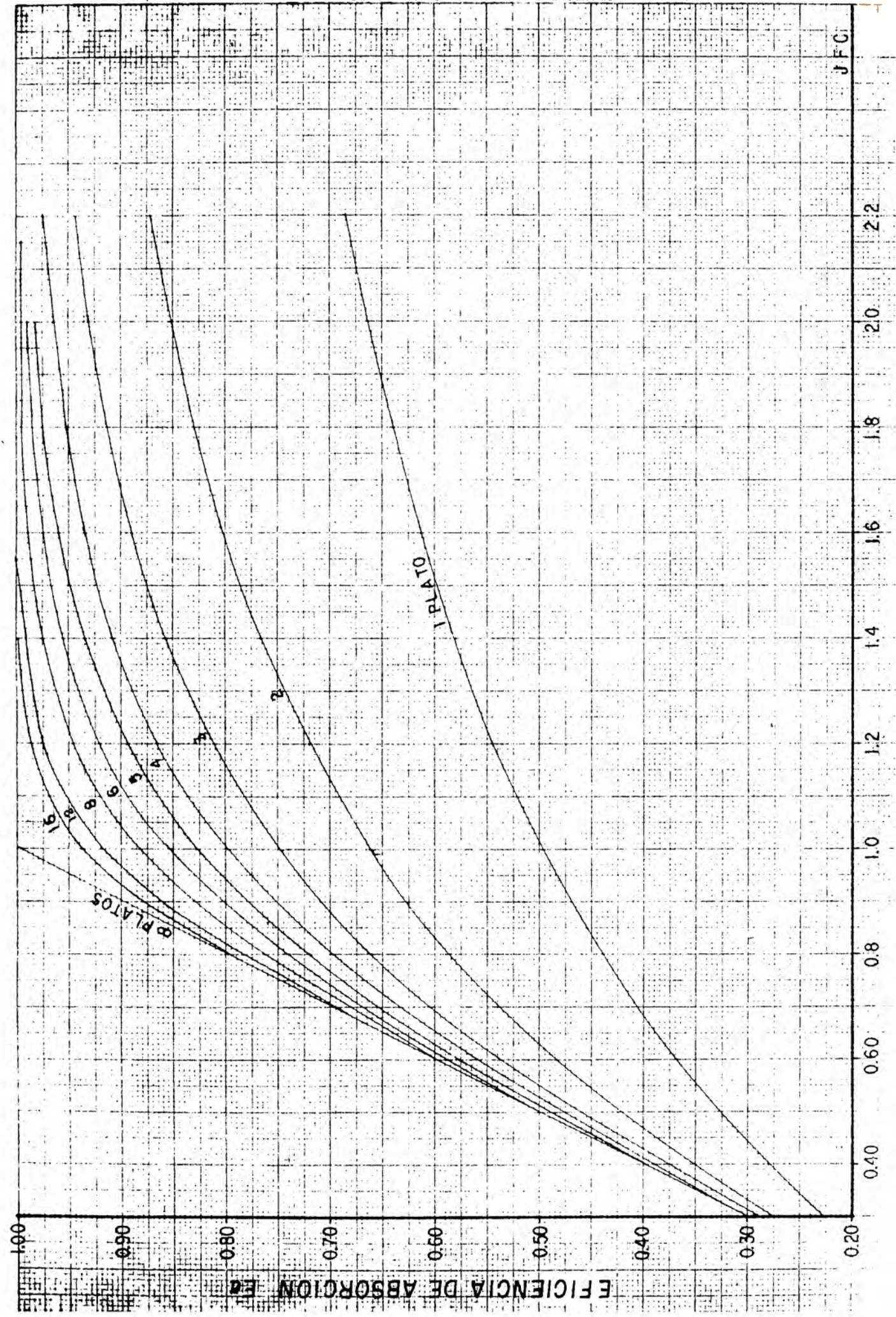
En la columna 5 van los valores de la eficiencia del plato, valores obtenidos de la Figura 5.

En la columna 6 van los platos teóricos necesarios, que es el producto del número de platos de absorbedor por la eficiencia.

En la columna 7 se ponen los valores de la eficiencia de absorción, obtenidos de la Figura 4.

En la columna 8 van las moles absorbidas, producto de las columnas 1 y 7.

En la columna 9 van las moles de gas residuo, es la diferencia entre las columnas 1 y 8.



FACTOR DE ABSORCION "A"

FIGURA 4

EFICIENCIA PARA ABSORBEDORES
CORRELACION DE O'CONNELL

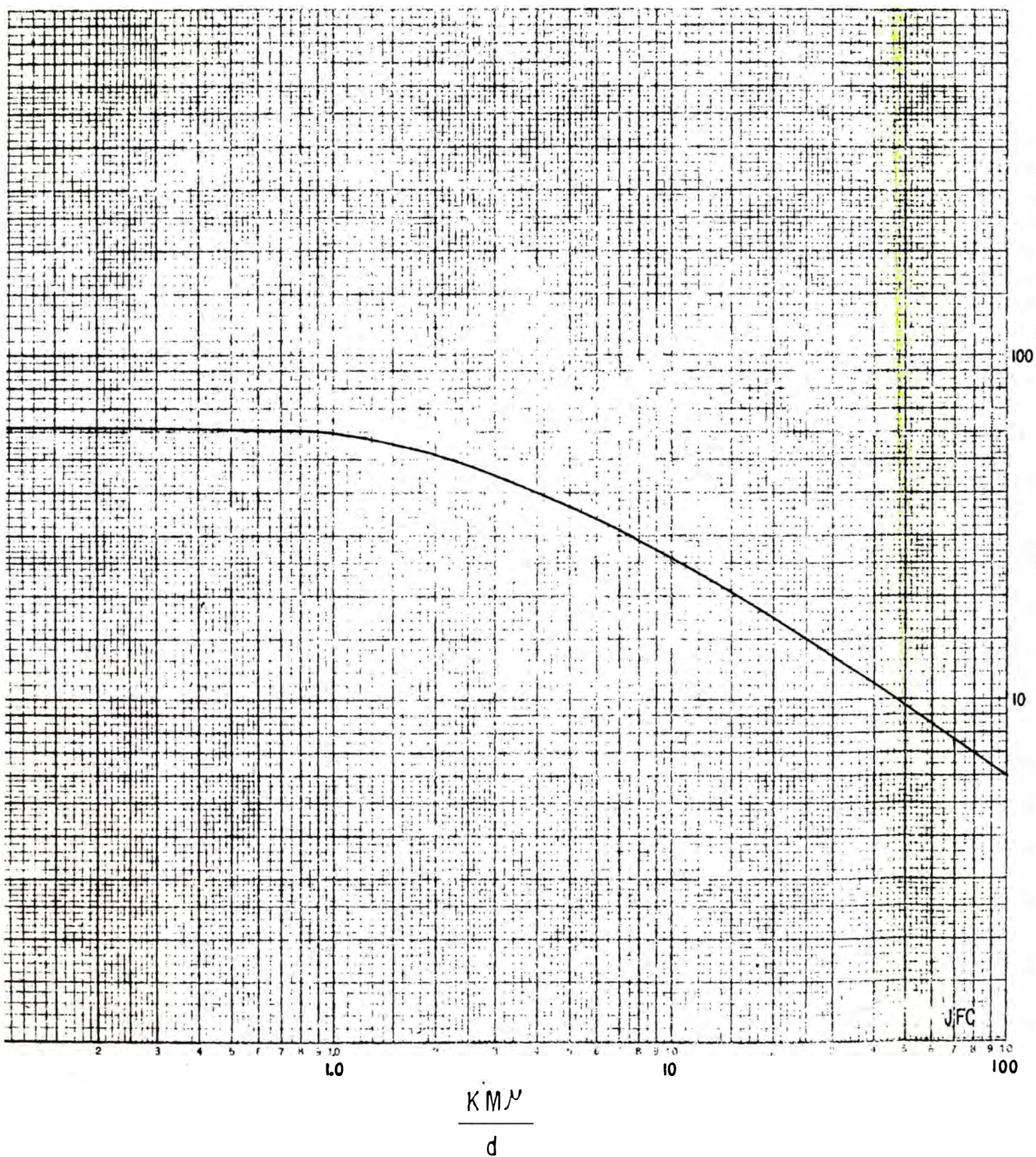


FIGURA 5

a. Absorción con las Condiciones Presentes

Datos:

Presión de Trabajo	250#	Temp. promedio de absorción	108°F
Gas rico entrando	85°F	Gas pobre saliendo	106°F
Aceite pobre entrando	85°F	Aceite rico saliendo	110°F
Gravedad del ac. pobre	41°API	Número de platos	30

<u>Comp.</u>	<u>Mol.%</u>	<u>250# K 108°F</u>	<u>A=0.170 K</u>	<u>3.29 K</u>	<u>Ef. plato %</u>	<u>n</u>	<u>Ea</u>	<u>Gas Abs.</u>	<u>Gas Res.</u>
C ₁	81.67	10.02	0.017	32.97	12	3.6	0.017	1.39	80.28
C ₂	6.16	2.40	0.071	7.90	29	8.7	0.071	0.44	5.72
C ₃	4.82	0.80	0.213	2.63	47	14.1	0.213	1.03	3.79
i-C ₄	1.39	0.36	0.472	1.18	58	17.4	0.472	0.66	0.73
n-C ₄	1.77	0.265	0.642	0.87	60	18	0.642	1.14	0.63
i-C ₅	1.14	0.127	1.339	0.42	60	18	0.999	1.14	-
n-C ₅₊	1.73	0.039	4.359	0.13	60	18	1.000	1.73	-
CO ₂	0.20	-	-	-	-	-	-	-	0.20
O ₂	0.31	-	-	-	-	-	-	-	0.31
N ₂	0.81	-	-	-	-	-	-	-	0.81
TOTAL	100.00							7.53	92.47
MPC/D	19,700							1,483	18,217

$$G = \frac{234,000}{19,700} = 11.88$$

$$A = \frac{3.156 \times 0.78 \times 11.88}{172 \text{ K}} = \frac{0.170}{\text{K}}$$

$$\frac{172 \times 0.93 \text{ K}}{48.67} = 3.29 \text{ K}$$

b.- Balance de Materia

<u>Comp.</u>	<u>GAS RICO</u>			<u>GAS POBRE</u>			<u>ACEITE RICO</u>		
	<u>Mol.%</u>	<u>Moles/hr.</u>	<u>Lbs/hr.</u>	<u>Mol.%</u>	<u>Moles/hr.</u>	<u>Lbs/hr.</u>	<u>Mol.%</u>	<u>Moles/hr.</u>	<u>Lbs/hr.</u>
C ₁	81.67	1,768.5	28,372	86.80	1,738.7	27,889	6.03	30.1	483
C ₂	6.16	133.4	4,011	6.19	123.9	3,725	1.90	9.5	286
C ₃	4.82	104.4	4,603	4.10	82.1	3,620	4.47	22.3	983
C ₄	1.39	30.1	1,749	0.80	15.8	918	2.87	14.3	831
n-C ₄	1.77	38.3	2,226	0.68	13.6	790	4.95	24.7	1,436
i-C ₅	1.14	24.7	1,782	-	-	-	4.95	24.7	1,782
n-C ₅ †	1.73	37.4	3,223	-	-	-	7.50	37.4	3,223
CO ₂	0.20	4.3	189	0.22	4.3	189	-	-	-
O ₂	0.31	6.7	214	0.39	6.7	214	-	-	-
N ₂	0.81	17.5	490	0.87	17.5	490	-	-	-
Sub-Total	100.00	2,165.6	46,859	100.00	2,002.6	37,835	32.67	163.0	9,024
Ac. Pobre	-	-	-	-	-	-	67.33	336.0	66,600
TOTAL	100.00	2,165.6	46,859	100.00	2,002.6	37,835	100.00	499.0	75,624

	<u>MPC/D</u>	<u>GPD</u>	<u>M</u>	<u>S</u>	<u>°API</u>
Gas Rico	19,700	-	21.65	0.75	-
Gas Pobre	18,217	-	18.91	0.65	-
Fracc. Abs.	1,483	45,989	55.36	0.567	118
Ac. Pobre	-	234,000	198	0.82	41
Ac. Rico	-	279,989	152	0.78	50

c.- Balance de Calor en el Absorbedor

<u>ENTRADA</u>	<u>Lbs/hr.</u>	<u>M</u>	<u>°API</u>	<u>Estado</u>	<u>Temp. °F</u>	<u>Btu/lb</u>	<u>MBtu/lb</u>
Gas Rico	46,859	21.65	-	G	85	325	15,230
Aceite Pobre	66,600	198	41	L	85	113	<u>7,520</u>
TOTAL							22,750
 <u>SALIDA</u>							
Gas Pobre	37,835	18.91	-	G	105	343	12,980
Aceite Rico	75,624	152	50	L	110	129	<u>9,760</u>
TOTAL							22,740

d.- Producto Absorbido

<u>Comp.</u>	<u>Gas Abs.</u>	<u>MFC/D</u>	<u>Gal/MFC</u>	<u>Gal/día</u>	<u>Moles/hr.</u>	<u>Lbs/hr.</u>
C ₁	1.39	273.7	16.9	4,626	30.1	483
C ₂	0.44	86.6	25.2	2,182	9.5	286
C ₃	1.03	202.9	27.4	5,560	22.3	983
i-C ₄	0.66	130.0	32.4	4,212	14.3	831
n-C ₄	1.14	224.5	31.6	7,094	24.7	1,436
i-C ₅	1.14	224.5	36.4	8,172	24.7	1,782
n-C ₅ †	<u>1.73</u>	<u>340.8</u>	<u>41.5</u>	<u>14,144</u>	<u>37.4</u>	<u>3,223</u>
TOTAL	7.53	1483.0		45,990	163.0	9,024

ENTALPIA DE VAPORES A 250

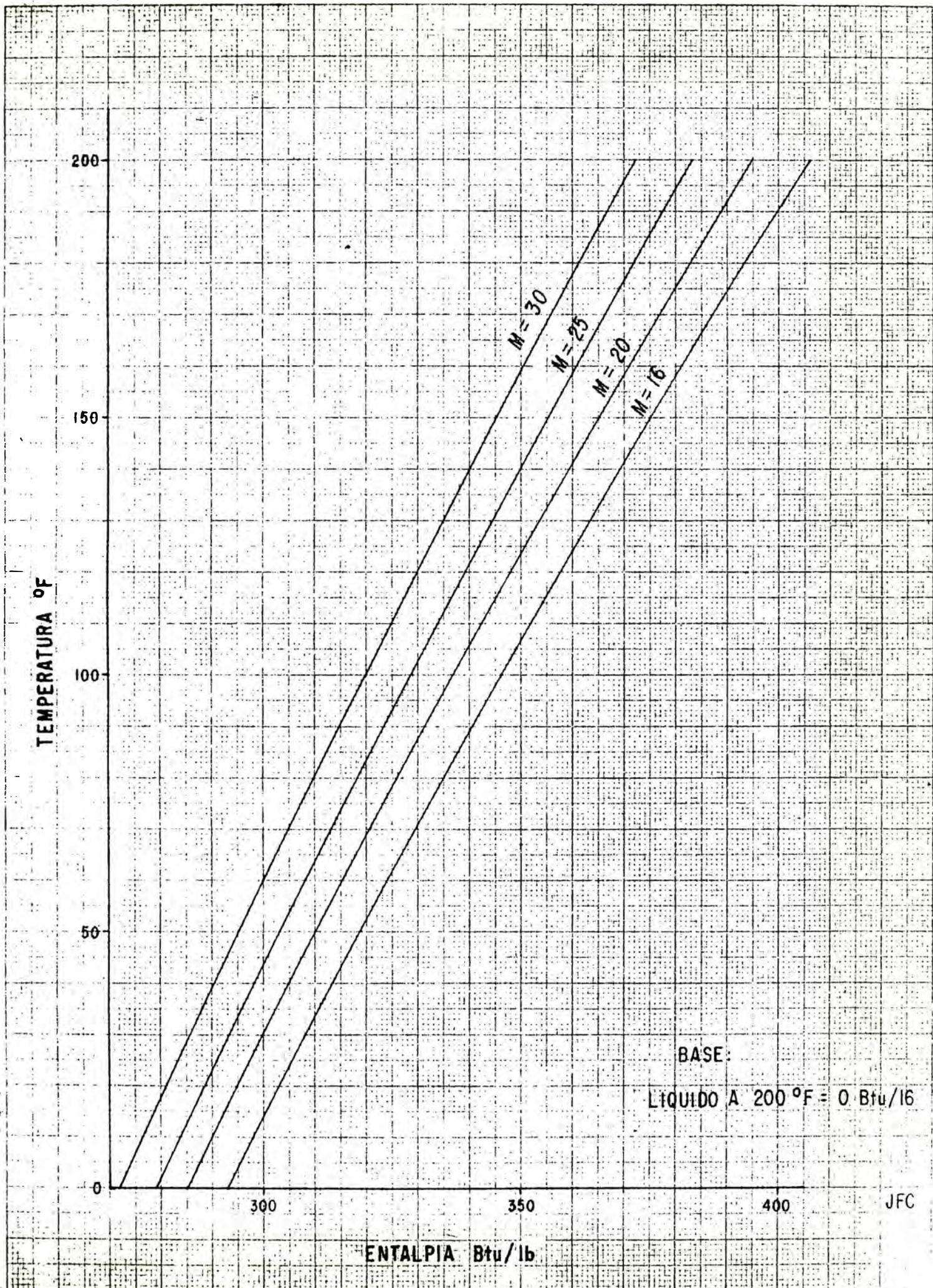


FIGURA 6

ENTALPIA DE FRACCIONES DE PETROLEO

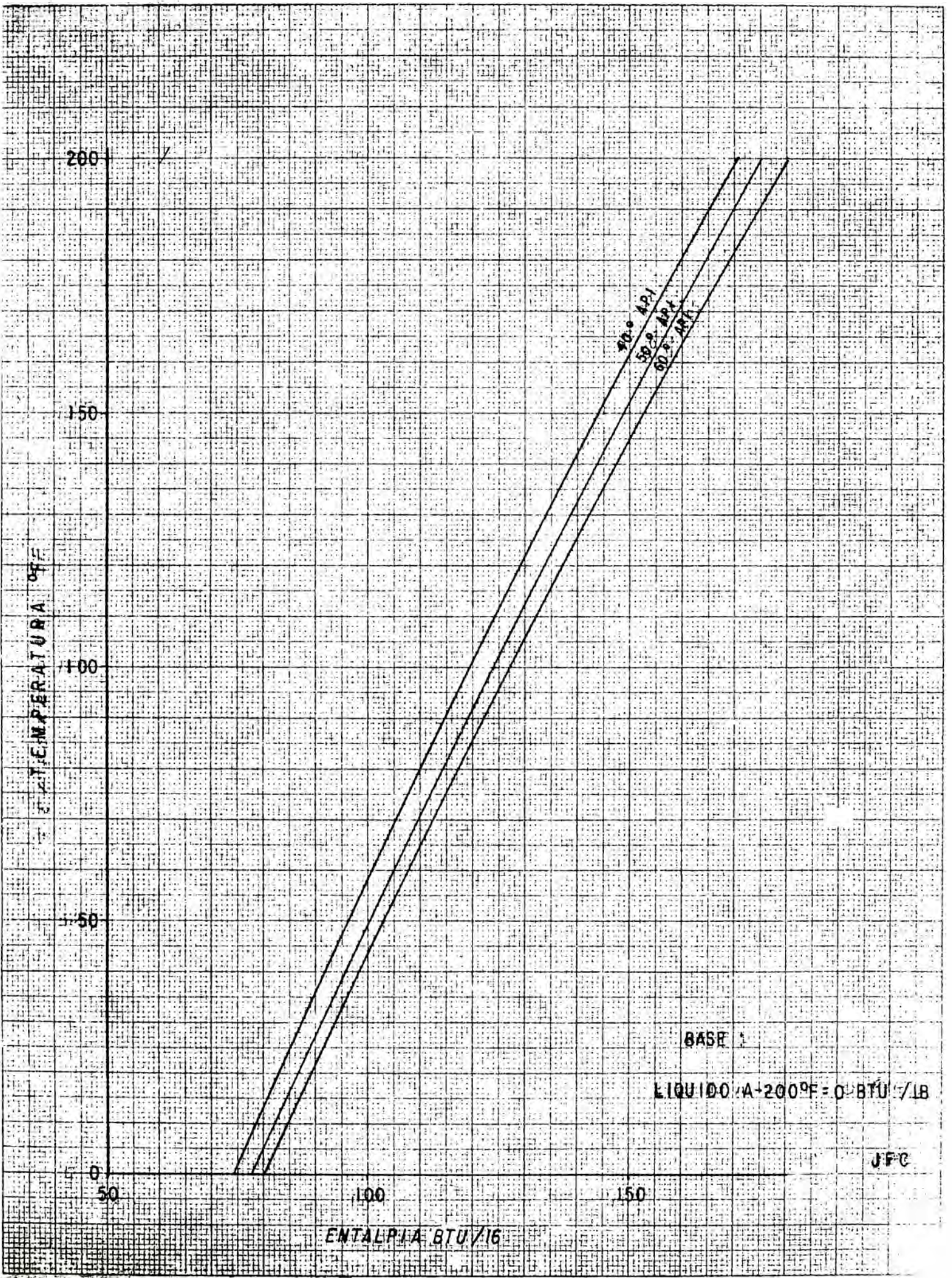


FIGURA 7

e. - Productos recuperados G P D

<u>Comp.</u>	<u>Cond. por Comp.</u>	<u>Absorción</u>	<u>TCT.L</u>	<u>% Recuperación</u>
G ₁	406	4,626	5,032	1.8
G ₂	202	2,182	2,384	7.7
G ₃	603	5,560	6,163	23.1
i-G ₄	454	4,212	4,666	50.0
n-G ₄	758	7,094	7,852	66.8
i-G ₅	1,234	8,181	9,415	100.0
n-G ₅ †	<u>7,221</u>	<u>14,144</u>	<u>21,365</u>	100.0
TOTAL	10,878	45,999	56,877	

6.- Condensación y absorción en el caso de la Refrigeración

a.- Cálculo de la condensación debido a la compresión

Asumiendo $V = 95.7$

$$\frac{L}{V} = 0.0449$$

Comp.	F Mol. %	$\frac{250}{K50^{\circ}F}$	K x F	$\frac{L}{V} \cdot K$	V	V%	L
C ₁	80.57	8.79	708.21	8.8349	80.16	83.74	0.41
C ₂	6.11	1.53	9.35	1.5749	5.94	6.20	0.17
C ₃	4.86	0.440	2.14	0.4849	4.41	4.61	0.45
i-C ₄	1.44	0.171	0.246	0.2159	1.14	1.19	0.30
n-C ₄	1.86	0.122	0.227	0.1669	1.36	1.42	0.50
i-C ₅	1.29	0.050	0.080	0.0949	0.84	0.88	0.45
n-C ₅ †	2.57	0.013	0.033	0.0579	0.57	0.60	2.00
CO ₂	0.20	-	-	-	0.20	0.21	-
O ₂	0.30	-	-	-	0.30	0.31	-
N ₂	<u>0.80</u>	-	-	-	<u>0.80</u>	<u>0.84</u>	<u>-</u>
TOTAL	100.00				95.72	100.00	4.28
MPC/D	20,000				19,144		856

b.-

Producto Condensado

Comp.	L	MPC/D	Gal/MPC	Gal/día	Moles/hr.	Los/hr.
C ₁	0.41	82	16.9	1,386	9.0	144
C ₂	0.17	34	25.2	857	3.7	111
C ₃	0.45	90	27.4	2,466	9.9	436
i-C ₄	0.30	60	32.4	1,944	6.6	384
n-C ₄	0.50	100	31.6	3,160	11.0	639
i-C ₅	0.45	90	36.4	3,276	9.9	714
n-C ₅	<u>2.00</u>	<u>400</u>	<u>41.5</u>	<u>16,600</u>	<u>44.0</u>	<u>3,791</u>
TOTAL	4.28	856	-	29,689	94.1	6,219

c. - ABSORCIÓN GAS DE LA REFRIGERACIÓN

Datos: Presión de trabajo 250. Temp. promedio de absorción 50°F
 Gas rico entrando 50°F Gas pobre saliendo 50°F
 Aceite pobre entrando 30°F Aceite rico saliendo 50°F
 Gravedad del ac. pobre 41°API Número de platos 30

Comp.	Mol. %	$\frac{250}{K 50^\circ F}$	$A = \frac{0.180}{K}$	$6.51K$	ef. plato %	n	E_a	Gas Abs.	Gas des.
C ₁	83.74	8.90	0.020	57.94	8.5	2.6	0.020	1.67	82.07
C ₂	6.20	1.51	0.119	9.83	26	7.8	0.119	0.74	5.46
C ₃	4.61	0.43	0.419	2.80	46	13.8	0.419	1.93	2.68
i-C ₄	1.19	0.170	1.059	1.11	58	17.4	0.965	1.15	0.04
n-C ₄	1.42	0.122	1.475	0.79	60	18	1.000	1.42	-
i-C ₅	0.88	0.050	3.600	0.33	60	18	1.000	0.88	-
n-C ₅ †	0.60	0.014	12.860	0.09	60	18	1.000	0.60	-
CO ₂	0.21	-	-	-	-	-	-	-	0.21
O ₂	0.31	-	-	-	-	-	-	-	0.31
N ₂	0.84	-	-	-	-	-	-	-	0.84
TOTAL	100.00							8.39	91.61
MFC/D	19,144							1,606	17,538

$$G = \frac{234,000}{19,144} = 12.22$$

$$A = \frac{3,156 \times 0.80 \times 12.22}{172K} = \frac{0.180}{K}$$

$$\frac{172 \times 1.90 \times K}{49.92} = 6.51 K$$

d.- Balance de Materia

<u>Comp.</u>	<u>GAS RICO</u>			<u>GAS POBRE</u>			<u>ACETOS RICO</u>		
	<u>Mol.%</u>	<u>Moles/hr.</u>	<u>lbs./hr.</u>	<u>Mol.%</u>	<u>Moles/hr.</u>	<u>Lbs/hr.</u>	<u>Mol.%</u>	<u>Moles/hr</u>	<u>Lbs/hr</u>
C ₁	83.74	1,762.5	28,260	89.59	1,727.3	27,706	6.87	35.2	565
C ₂	6.20	130.5	3,924	5.96	114.9	3,455	3.04	15.6	469
C ₃	4.61	97.0	4,272	2.92	56.4	2,487	7.92	40.6	1,790
i-C ₄	1.19	25.1	1,464	0.04	0.9	52	4.72	24.2	1,407
n-C ₄	1.42	29.9	1,739	-	-	-	5.83	29.9	1,738
i-C ₅	0.88	18.5	1,335	-	-	-	3.61	18.5	1,335
n-C ₅ †	0.60	12.6	1,086	-	-	-	2.46	12.6	1,086
CO ₂	0.21	4.4	194	0.23	4.4	194	-	-	-
O ₂	0.31	6.5	208	0.34	6.5	208	-	-	-
N ₂	<u>0.84</u>	<u>17.7</u>	<u>496</u>	<u>0.92</u>	<u>17.7</u>	<u>496</u>	-	-	-
Sub-Total	100.00	2,104.7	42,978	100.00	1,928.1	34,598	34.45	176.6	8,390
AG. Pobre	-	-	-	-	-	-	<u>65.55</u>	<u>336.0</u>	<u>66,600</u>
TOTAL	100.00	2,104.7	42,978	100.00	1,928.1	34,598	100.00	512.6	74,990

	<u>M P G/D</u>	<u>G P D</u>	<u>M</u>	<u>S</u>	<u>°A P I</u>
Gas Rico	19,144	-	20.42	0.71	-
Gas. Pobre	17,538	-	17.94	0.62	-
Fracc. Abs.	1,606	45,712	47.51	0.567	118
Ac. Pobre	-	234,000	198	0.82	41
Ac. Rico	-	279,721	146	0.77	51

e.- Balance de Calor en el Absorbedor

	<u>Lbs/hr</u>	<u>M</u>	<u>°API</u>	<u>Estado</u>	<u>Temp. °F</u>	<u>Btu/lb</u>	<u>M Btu/hr</u>
<u>ENTRADA</u>							
Gas Rico	43,000	20.42		G	50	309	13,290
Aceite Pobre	66,600	198	41	L	30	88	<u>5,860</u>
TOTAL							19,150
<u>SALIDA</u>							
Gas Pobre	34,600	17.94		G	50	314	10,860
Aceite Rico	74,990	51	51	L	50	101	<u>7,570</u>
TOTAL							18,430
Carga al chiller de aceite semi-rico							720

f.- Producto Absorbido

<u>Comp.</u>	<u>Gas Abs.</u>	<u>M P C/D</u>	<u>Gal/MPC</u>	<u>Gal/día</u>	<u>Moles/hr</u>	<u>Lbs/hr</u>
C ₁	1.67	319.7	16.9	5,403	35.2	565
C ₂	0.74	141.6	25.2	3,568	15.6	469
C ₃	1.93	369.5	27.4	10,124	40.6	1,790
i-C ₄	1.15	220.1	32.4	7,131	24.2	1,407
n-C ₄	1.42	271.8	31.6	8,589	29.9	1,738
i-C ₅	0.88	168.5	36.4	6,139	18.5	1,335
n-C ₅ †	0.60	114.8	41.5	4,765	12.6	1,086
TOTAL	<u>8.39</u>	<u>1,606.0</u>	-	<u>45,719</u>	<u>176.6</u>	<u>8,390</u>

D.- CALCULO DEL SISTEMA DE REFRIGERACION

1.- Características del Refrigerante

a.- Composición

<u>Comp.</u>	<u>Mol. %</u>
C ₃	90
1-C ₄	<u>10</u>
TOTAL	100

b.- Peso Molecular y gravedad específica

<u>Comp.</u>	<u>Y</u>	<u>M</u>	<u>Y_M</u>
C ₃	90	44.1	39.6
1-C ₄	<u>10</u>	58.0	<u>5.8</u>
TOTAL	100		45.4

$$S = \frac{45.4}{28.9} = 1.57$$

c.- Coefficiente adiabático de compresión N.

<u>Comp.</u>	<u>Y</u>	<u>Mcp. a 150°F</u>	<u>Y_{Mcp}</u>
C ₃	90	19.58	17.62
1-C ₄	<u>10</u>	25.82	<u>2.58</u>
TOTAL	100		20.20

$$N = \frac{Mcp}{Mcp - 1.99}$$

$$= \frac{20.20}{20.20 - 1.99} = 1.11$$

d.- Presión de vapor a la temperatura de condensación de 100°F

<u>Comp.</u>	<u>Y</u>	<u>PV</u>	<u>Y_{PV}</u>
C ₃	90	189	170.1
1-C ₄	<u>10</u>	73	<u>7.3</u>
TOTAL	100		177.4

En los cálculos se considera que la presión a la salida de los condensadores es de 180 psia.

e.- Presión de vapor a la temperatura de evaporación de 20°F

<u>Comp.</u>	<u>Y</u>	<u>PV</u>	<u>Y pv</u>
C ₃	90	55	49.5
i-C ₄	10	18	1.8
TOTAL	100		51.3

En los cálculos se considera que la presión en el evaporador es de 50 psia.

2.- Presiones de succión y de descarga de los compresores

a.- Presión de succión de los compresores

Presión en el evaporador	=	50 psia
Pérdida de presión en líneas y sub-enfriadores	=	<u>5 psig</u>
Presión de succión del compresor	=	45 psia

b.- Presión de descarga de los compresores

Presión a la salida del condensador	=	180 psia
Pérdida de presión en líneas y condensador	=	<u>5 psig</u>
Presión de descarga del compresor	=	<u>185 psia</u>

c.- razón de compresión

$$r = \frac{185}{45} = 4.11$$

La razón de compresión indica que se necesita una sola etapa de compresión.

3.- CANTIDAD DE REFRIGERANTE USADO EN EL SISTEMA

a.- refrigeración del aceite pobre

La circulación de aceite pobre es de 234,000 galones por día, tiene una gravedad de 41° API y será enfriado de 72° a 30°F.

Circulación de aceite en los/hr.

$$M = \frac{234,000 \times 6.83}{24} = 66,600$$

Entalpías del aceite (Figura 7)

aceite pobre	a	72°F	=	107	Btu/lb
"	"	30°F	=	88	"
ΔH				19	Btu/lb

$$Q = \Delta H \times M$$

$$= 19 \times 66,600 = 1,265,400 \text{ Btu/hr.}$$

b.- Refrigeración del Aceite Semi-Rico

Se asume que la circulación de aceite semi-rico será igual a la suma de la circulación del aceite pobre y el 50% del volumen de productos absorbidos y que tendrá propiedades iguales al promedio entre el aceite pobre y el aceite rico; la gravedad del aceite será entonces de 46°API.

Circulación de aceite semi-rico en lbs/hr.

$$M = \frac{(234,000 + 23,000) \times 6.637}{24} = 71,070 \text{ lbs/hr.}$$

En el balance de calor del absorbedor se ha determinado que para que la temperatura promedio de absorción sea 50°F, se necesita retirar 720,000 Btu/hr. del aceite semi-rico; este aceite será enfriado a 30°F.

Determinación de la temperatura del aceite semi-rico saliendo del absorbedor.

$$Q = \Delta H \times M$$

$$\Delta H = \frac{Q}{M} = \frac{720,000}{71,070} = 10 \text{ Btu/lb.}$$

Entalpía del aceite semi-rico a 30°F	=	90 Btu/lb
H	=	<u>10 "</u>

Entalpía del aceite semi-rico a <u>52°F</u>	=	100 Btu/lb
---	---	------------

c.- Refrigeración del Gas Rico

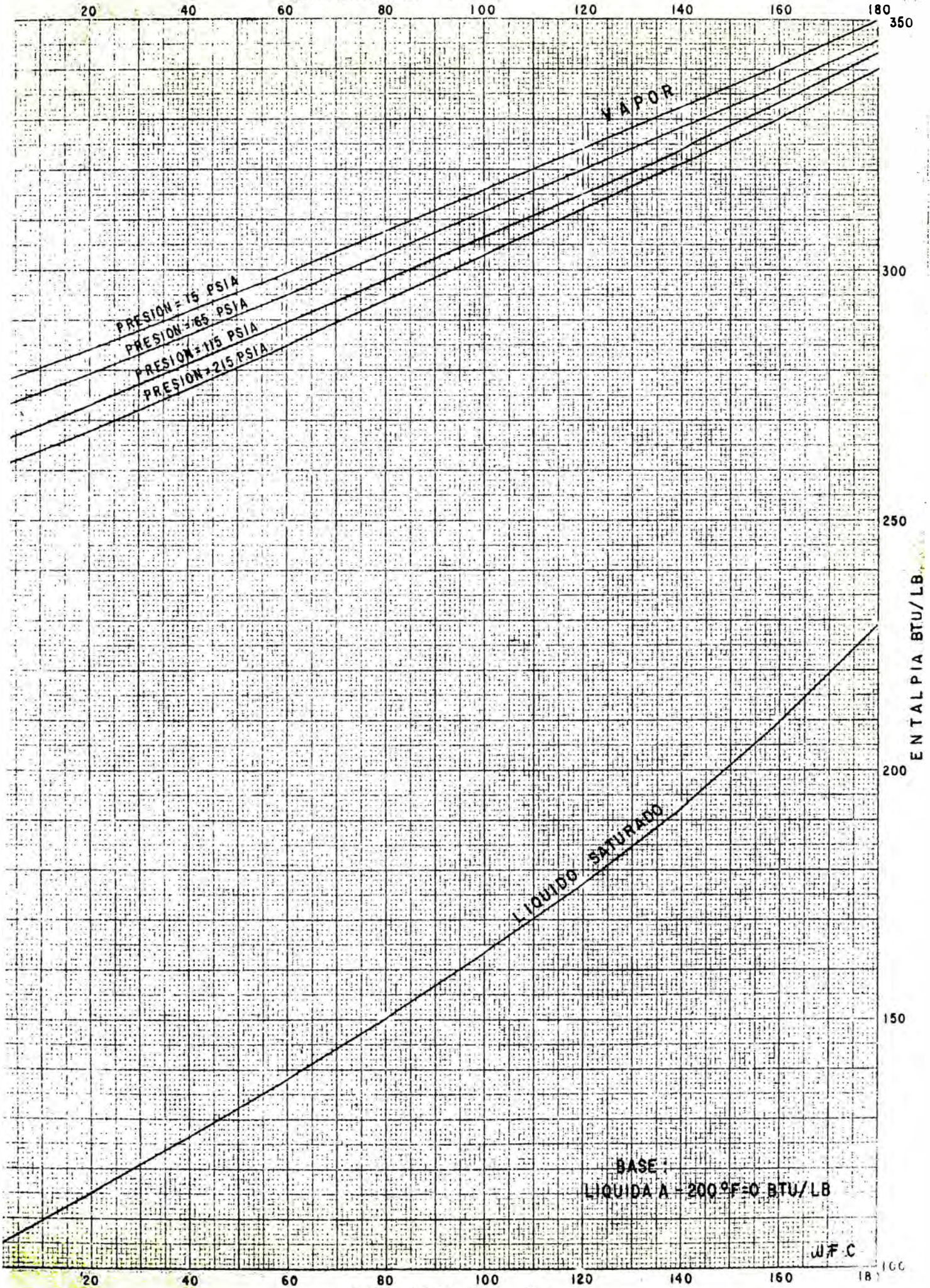
La carga al "chiller" del gas rico está compuesta de una parte gaseosa y de una parte condensada; estas partes gaseosa y líquida se debe a la compresión y al enfriamiento del gas antes de pasar al "chiller." Las cantidades de gas y líquido son aproximadamente las calculadas en la condensación debido a la compresión, al tratar la performance de la absorción con las condiciones actuales. La parte gaseosa y la parte condensada que salen del "chiller" han sido determinadas al tratar la performance de la absorción empleando la refrigeración. El balance de calor en el "chiller" será el siguiente (entalpías Figura 6):

ENTRADA

Gas a 85°F y 270 psia (P.M.=21.64)	=	325 x 46,859	=	15' 229,200 Btu/hr.
Líquidos a 85°F (P.M. = 70.9)	=	140 x 2,338	=	<u>327,300 "</u>
TOTAL:				15' 556,500 Btu/hr.

ENTALPIA DEL REFRIGERANTE M=45.4

TEMPERATURA °F



BASE:
LIQUIDA A - 200°F = 0 BTU/LB

J.F.C.

TEMPERATURA °F

FIGURA 8

SALIDA

Gas a 50°F y 265 psia (P.M. = 20.42)	= 309 x 42,978	= 13'280,200 Btu/hr.
Líquido a 50°F (P.M. = 66.1)	= 124 x 6,219	= 771,160 "
TOTAL:		<u>14'051,360 "</u>

$$Q = 15'556,500 - 14'051,360 = 1'505,140 \text{ Btu/hr.}$$

d.- Balance de Calor en los Sub-Enfriadores

Para aprovechar la baja de temperatura de los vapores de propano que salen de los evaporadores, a estos vapores se les hace pasar por los sub-enfriadores, de manera que el refrigerante líquido se enfría de 100 a 60°F y los vapores se calientan de 20°F a la temperatura que se determinará a continuación.

Entalpías del refrigerante en estado líquido (Figura 8)

Líquido a 100°F	=	163 Btu/lb
" a 60°F	=	138 "
ΔH	=	<u>25 Btu/lb</u>

$$Q = \Delta H \times M = 25 M$$

Entalpías del refrigerante en estado gaseoso

Vapor a t y 47 psia	=	h Btu/lb
" a 20°F y 50 psia	=	<u>281 "</u>
ΔH	=	$(h-281) \text{ Btu/lb}$

$$Q = \Delta H \times M = (h-281) \times M$$

luego

$$h = 281 + 25 = 306 \text{ Btu/lb}$$

esta entalpía corresponde a una temperatura de 83°F.

La temperatura de succión de los compresores será de 83°F.

e.- Cantidad de Refrigerante usado en el Sistema

El enfriamiento de los aceites, del gas rico y del refrigerante líquido desde 60 a 20°F se produce a expensas del calor latente de vaporización del refrigerante. Como ya se ha determinado las condiciones de presión y temperatura a la que se va a producir la va-

porización, 50 psia y 20°F respectivamente, el calor latente será igual a la diferencia de entalpías del vapor y del líquido a esas condiciones; estas entalpías se pueden obtener de las curvas de la Figura 8.

Calor latente de vaporización del refrigerante

Entalpía del vapor a 50 psia y 20°F	=	281 Btu/lb
" " líquido a 20°F	=	<u>115 "</u>
Calor latente de vaporización	=	166 Btu/lb

La cantidad de vapores del refrigerante se calcula por la fórmula $Q = \Delta H \times M$, siendo $H = 166$ Btu/lb entonces:

$$\text{Cantidad de propano en lbs/hr. } M = \frac{Q}{166}$$

1) Refrigeración de aceite pobre

$$M_1 = \frac{1'265,400}{166} = 7,620 \text{ lbs/hr.}$$

2) Refrigeración del aceite semi-rico

$$M_2 = \frac{720,000}{166} = 4,330 \text{ lbs/hr.}$$

3) Refrigeración del gas rico

$$M_3 = \frac{1'505,140}{166} = 9,070 \text{ lbs/hr.}$$

4) Enfriamiento del Refrigerante líquido de 60 a 20°F

Entalpías del refrigerante (Figura 8)

Líquido a 60°F	=	138 Btu/lb
" a 20°F	=	<u>115 "</u>
ΔH	=	23 Btu/lb

Para determinar la cantidad de refrigerante que se va a enfriar, se asume esa cantidad, se determina la cantidad de propano necesario para el enfriamiento, luego se suma esta cantidad a lo usado en la refrigeración de los aceites y el gas rico, la suma debe ser igual a la cantidad asumida, si no se repiten los tanteos hasta que sean iguales.

Asumimos $M = 24,400$ lbs/hr.

$Q = 23 \times 26,600 = 611,800$ Btu/hr

$M_4 = \frac{611,800}{166} = 3,380$ lbs/hr.

Cantidad total de refrigerante M

$M = 7,620 + 4,330 + 9,070 + 3,380 = 24,400$ lbs/hr.

Lbs/hr. = 24,400

Moles/hr. = 537

MPC/D = 4,890 a 14.7 psia y 60°F

4.- Cálculo de los Compresores del Sistema de Refrigeración

a.- Potencia Necesaria para Comprimir el Refrigerante

Capacidad a 14.7 psia y 60°F	4,890 MPC/D
Temperatura de succión	80°F
Capacidad a 14.4 psia y 80°F	5,180 MPC/D
Razón de compresión	4.11
Coefficiente adiabático de compresión	1.11
BHP/MMPCD	80.5
BHP/MMPCD (corregido)	86.9
BHP	450
BHP/Compresor	230
Número de Compresores	2
BHP disponible	460

b.- Selección de los Cilindros de Compresión

Se supone un cilindro de 10" de diámetro.

SERVICIO	Sist. de Refrig.
Diam. del cilindro pulg.	10"
Tipo del cilindro	VH
Número de cilindros	2
PD PC/min	352
% Cl	5.22
Ps psia	45
Pa psia	185
R	4.11
100-R	95.89
(R^1/N)	2.56
Cl $(R^1/N - 1)$	13.36
Ev %	82.53
CAP. a 14.4 psia y T.S.MPC/D	1309
Temperatura de succión °F	80
CAP. a 14.7 psia y 60°F MPC/D	1235
CAP por Compresor MPC/D	2470
Número de Compresores	3
Capacidad Total MPC/D	7,410
BHP/MMPCD	80.5
BHP/MMPCD (Corregido)	86.9
BHP por Cilindro	113.7
BHP por Compresor	227.4
BHP Total	682
BHP Disponible	690

5.- Cálculo del Area del Equipo de Transferencia de Calor

Siendo el propósito principal de este estudio el determinar si es económicamente conveniente o no la instalación del equipo de refrigeración en la planta de absorción, en esta parte no se harán cálculos detallados del equipo de transferencia de calor, sino que sólo se estimará el área necesaria para cada unidad con el doble fin de poder saber si es posible utilizar unidades disponibles y de poder estimar la cantidad que se debe invertir en las unidades que se necesitan comprar.

Para estimar el área para cada unidad, se ha usado la conocida ecuación de transferencia de calor siguiente:

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_m}$$

En la que:

- A = Área de transferencia de calor, ft²
- Q = flujo de calor, Btu/hr.

U_D = coeficiente de diseño de transferencia de calor, $Btu/(hr)(ft^2)(°F)$
 t_m = diferencia de temperatura = $LMTD \times F_T$

El flujo de calor, Q , se calcula por un balance de calor en la unidad.

El coeficiente de transferencia de calor se ha determinado de tablas, que dan valores típicos de acuerdo al servicio y a los fluidos circulantes.

La diferencia de temperatura, Δt_m , que es igual al producto de la diferencia media logarítmica por un factor, F_T , que toma en cuenta el número de pasos en los tubos y en el casco.

a.- Intercambiador Aceite Pobre/Aceite Rico

Como el aceite rico sale del absorbedor a $50°F$ se ha considerado la instalación de un intercambiador para sub-enfriar el aceite pobre antes de pasar al chiller. Para los cálculos se ha estimado que el aceite rico elevará su temperatura a $65°F$, y por medio de un balance de calor se puede estimar la temperatura a la que enfriará el aceite pobre.

$$Q = \Delta HM = (108 - 101) \times 74,990 = (115 - H_t) \times 66,600$$

$$H_t = 107° \text{ Btu/lb que corresponde a } 72°F$$

$72°F$	←---	$90°F$	aceite rico	$74,990 \text{ lbs/hr.}$
$50°F$	→---	$65°F$	aceite pobre	$66,600 \text{ "}$
t	$22°F$	$25°F$	$LMTD = 23.4°F$	

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \frac{90 - 72}{65 - 50} = 1.20$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - T_1} = \frac{65 - 50}{90 - 50} = 0.38$$

$$F_T = 0.91 \text{ (un paso en el casco y dos o más pasos en los tubos)}$$

$$\Delta t_m = (LMTD) \times F_T = 23.4 \times 0.91 = 21.3°F$$

Para este servicio usar $U_D = 50$

$$A = \frac{Q}{U_D \times \Delta t_m} = \frac{(108 - 101) \times 74,990}{50 \times 21.3}$$

$$A = 500 \text{ ft}^2$$

b.- Chiller del Aceite Pobre

			<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
30°F ←	72°F	Aceite pobre	72°F	30°F
20° →	20°	Propano	20°F (Líquido)	20°F (Vapor)
Δ T	10°F 52°F	Q =	1'265,000 Btu/hr.	
		Δtm = LMTD =	25.3°F	

Usar $U_D = 60$

$$A = \frac{1'265,000}{60 \times 25.3} = 833 \text{ ft}^2$$

c.- Chiller del Aceite Semi-rico

			<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
30°F ←	52°F	Aceite Semi-rico	52°F	30°F
20°F →	20°F	Propano	20°F (Líquido)	20°F (Vapor)
Δ t	10°F 32°F	A =	720,000 Btu/lb	
		Δ tm = LMTD =	19.0°F	

Usar $U_D = 60$

$$A = \frac{720,000}{60 \times 19.0} = 632 \text{ Ft}^2$$

d.- Chiller del Gas Rico

			<u>Entrada</u>	<u>Salida</u>
50°F ←	88°F	Gas Rico	88°F	50°F
20°F →	20°F	Propano	20°F (Líquido)	20°F (Vapor)
30°F	68°F	Q =	1'505,000 Btu/hr.	
		Δtm = LMTD =	46.1°F	

Usar $U_D = 25$

$$A = \frac{1'505,000}{25 \times 46.1} = 1,300 \text{ ft}^2$$

e.- Cantidad de Refrigerante Vaporizado en la Torre de Lavado.-

Para calcular la cantidad de refrigerante líquido que se debe inyectar cerca del tope de la torre de lavado, se determina las entalpías de los vapores del refrigerante a las condiciones de entrada y salida de los vapores, se determina el calor sensible que debe ser igual al calor latente de vaporización del refrigerante líquido a esas condiciones.

Temperatura de descarga de los compresores

$$T_d = T_s (R) \frac{N-1}{N}$$

$$= 540(4.11) \frac{1.11-1}{1.11} = 621^\circ R (161^\circ F)$$

Entalpías de los vapores del refrigerante

Vapor a 161°F y 185 psia	=	331	Btu/lb
" " 105°F " 185 "	=	306	"
ΔH		25	Btu/lb

$$Q = 25 \times 24,400 = 610,000 \text{ Btu/hr.}$$

Calor latente de vaporización del refrigerante

Vapor a 105°F y 185 psia	=	306	Btu/lb
Líquido a 100°F	=	163	"

$$\text{Calor latente de vaporización} = 143 \text{ Btu/lb.}$$

Refrigerante vaporizado

$$M = \frac{610,000}{143} = 4,270 \text{ lbs/hr.}$$

f.- Condensadores.-

La cantidad de refrigerante que pasa a los condensadores es igual a la cantidad descargada por los compresores, más la cantidad que se inyecta a la torre de lavado y que luego se vaporiza.

$$M = 24,400 + 4,300 = 28,700 \text{ lbs/hr.}$$

Entalpías del refrigerante

Vapor a 105°F y 185° psia	=	306	Btu/lb
Líquido a 100°F	=	163	"
Calor latente de vaporización	=	143	Btu/lb.

$$Q = 28,700 \times 143 = 4,104,000 \text{ Btu/hr}$$

100°F ←	105°F	Propano	<u>Entrada</u> 105°F (Vapor)	<u>Salida</u> 100°F (Líquido)
75°F →	85°F	A. U.	75°F	85°F
Δt = 25	20	Q = 4,104,000	btu/hr.	
		tm = LMTD = 17.7°F		

Para este servicio usar $U_D = 100$

$$A = \frac{4,104,000}{100 \times 17.7} = 2,080 \text{ ft}^2$$

Usar dos unidades de 1030 ft² cada una, con un paso en el casco y dos pasos en los tubos,

B.- Sub-enfriadores.-

el flujo de calor por los sub-enfriadores es:

$$Q = \Delta H \times M = 25 \times 24,400 = 610,000 \text{ btu/hr.}$$

60°F ←	100°F	Propano (Líquido)	<u>Entrada</u> 100°F	<u>Salida</u> 60°F
20°F →	83°F	Propano (Vapor)	20°F	83°F
Δt = 40°F	17°F	Q = 610,000	btu/hr.	

Para este servicio usar una unidad con un paso en el casco y un paso en los tubos.

$$\Delta tm = LMTD = 29.0^\circ\text{F}$$

Para este servicio usar $U_D = 25$

$$A = \frac{610,000}{25 \times 29} = \text{ft}^2 \quad 850$$

Usar dos unidades de 850 ft² cada una, con un paso en el casco y un paso en los tubos.

6.- Diseño de los Recipientes

En los recipientes (tales como separadores, evaporadores, etc.) donde hay un flujo continuo de vapor, la velocidad del vapor debe ser lo suficientemente baja para prevenir el excesivo arrastre de líquido por el vapor. En el diseño de recipientes se usa la siguiente fórmula para calcular la velocidad crítica de arrastre.

$$V_c = 0.157 \sqrt{\frac{D - d'}{d}}$$

V_c = velocidad crítica, ft/sec

D = densidad del líquido a las condiciones, lbs/ft³

d = densidad del vapor a las condiciones, lbs/ft³

La velocidad del trabajo del vapor puede ser menor o mayor que la crítica, depende del servicio del recipiente y del efecto del arrastre de líquido en el proceso. Normalmente varía entre el 80% y el 170% de la velocidad crítica; para recipientes que están antes de la entrada a compresores, en los cuales el arrastre de líquido causa problemas en los cilindros, se usa una velocidad de trabajo igual al 80% de la velocidad crítica.

El uso de mallas de alambre en los recipientes permite usar velocidades de vapor más altas que la crítica, su empleo está determinado por el factor económico. Para servicios en los que el arrastre de líquido debe ser mínimo, se emplea una velocidad de trabajo de 170% de la velocidad crítica cuando el recipiente tiene malla de alambre.

Conociendo la velocidad de trabajo y el flujo del vapor en ft³/seg, se determina el área transversal del recipiente por la fórmula siguiente:

$$\text{Area} = \frac{\text{Flujo de vapor, ft}^3/\text{seg}}{\text{Velocidad del Vapor, ft/seg}}$$

El diámetro del recipiente se determina a base del área transversal. La altura del recipiente varía normalmente entre 3 y 4 veces el diámetro.

La fórmula recomendada por el API y ASME para el cálculo del espesor de recipientes es la siguiente:

$$t = \frac{P D_1}{2 S E - P} + C$$

Para calcular el espesor de las cabezas elípticas se usa la fórmula siguiente:

$$t = \frac{P D_m}{2 x S E} + C$$

Donde:

- t = espesor del casco o de la cabeza, pulgadas
- C = tolerancia para corrosión, su valor es generalmente 1/8"
- D_i = diámetro interior del casco, pulgadas
- D_m = diámetro medio del casco, pulgadas
- E = eficiencia de la junta
- P = presión de diseño, psig
- S = esfuerzo admisible de trabajo, se usa 13,750 psi.

a. Diseño del Evaporador

Densidad del líquido a 20°F

<u>Comp</u>	<u>Y</u>	<u>S a 60°F</u>	<u>Y_S</u>
C ₃	90	0.508	0.457
i-C ₄	<u>10</u>	0.563	<u>0.056</u>
TOTAL	100		0.513

Densidad a 20°F = 0.513 x 62.4 = 34.32 lbs/ft³

Densidad del Vapor a 20°F y 50 psia (P.M. = 45.4)

$$d = \frac{\text{Peso}}{\text{Volumen}} = \frac{P.M.}{V.M.}$$

$$= \frac{45.4 \times 520 \times 50}{379 \times 480 \times 14.7} = 0.441 \text{ lbs/ft}^3$$

Velocidad crítica

$$V_c = 0.157 \sqrt{\frac{D - d}{d}}$$

$$= 0.157 \sqrt{\frac{34.32 - 0.44}{0.44}}$$

$$= 1.38 \text{ ft/seg.}$$

Flujo de vapor a 20°F y 50 psia

$$Q = \frac{V^i P^i T}{P T^i}$$
$$= \frac{5^i 294,000 \times 14.7 \times 480}{50 \times 520} = 1^i 437,000 \text{ ft}^3/\text{día}$$

$$Q = \frac{1^i 437,000}{86,400} = 16.63 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Velocidad del vapor

$$V = 0.8 V_c = 0.8 \times 1.38 = 1.10$$

Area del evaporador

$$A = \frac{Q}{V} = \frac{16.63}{1.10} = 15.12 \text{ ft}^2$$

$$D = 4.8^i = 59^i = 5^i$$

$$H = 3D = 15^i$$

Espesor del Casco

$$t = \frac{P D_1}{2 S E - P} + C$$
$$= \frac{60 \times 59}{2 \times 13,750 \times 0.8 - 60} + 0.125$$

$$= 0.155 + 0.125 = 0.280^i$$

$$t = 5/16^i$$

Se dispone de dos separadores de 48" de diámetro por 20' de altura, siendo el espesor del casco de 3/8", que pueden ser acondicionados para trabajar como evaporadores. El arreglo de los chillers podría hacerse de la siguiente forma: los chillers del aceite semi-rico y del gas rico podrían conectarse a un evaporador y en el otro evaporador se podría conectar al chiller del aceite pobre, quedando así capacidad disponible para el caso de un posible aumento de la circulación de aceite en el futuro.

b. Diseño de la Torre de Lavado

Densidad del líquido a 10°F

<u>Comp.</u>	<u>Mol %</u>	<u>S a 105°F</u>	<u>(S)(Mol.%)</u>
C ₃	90	0.45	0.41
i-C ₄	<u>10</u>	0.56	<u>0.06</u>
TOTAL	100		0.47

$$\text{Densidad a } 105^{\circ}\text{F} = 0.47 \times 62.4 = 29.33 \text{ lbs/ft}^3$$

Densidad del vapor a 105°F y 185 psia (PM = 45.4)

$$d = \frac{\text{Peso}}{\text{Volumen}} = \frac{\text{P.M.}}{\text{V.M.}}$$
$$= \frac{45.4 \times 520 \times 185}{379 \times 565 \times 14.7} = 1.39 \text{ lbs/ft}^3$$

Velocidad crítica

$$V_c = 0.157 \frac{29.33 - 1.39}{1.39}$$
$$= 0.70 \text{ ft/seg}$$

Velocidad permisible $V = 0.8 V_c = 0.56 \text{ ft/seg}$

Flujo de vapor a 105°F y 185 psia (28,700 lbs/hr. = 5,750 MFC/D)

$$Q = \frac{5,750,000 \times 14.7 \times 565}{185 \times 520} = 496,400 \text{ PC/dia}$$

$$Q = \frac{496,400}{86,400} = 5.75 \text{ ft}^3/\text{seg}$$

Area de la Torre de Lavado

$$A = \frac{5.75}{0.70} = 8.21 \text{ ft}^2$$

$$D = 3.3' = 40'' = 3' 4''$$

$$H = 4 D = 14'$$

Espesor del Casco

$$t = \frac{220 \times 42}{2 \times 13,750 \times 0.8 - 220} + 0.125$$

$$= 0.425 + 0.125 = 0.550''$$

$$t = 1/2''$$

Para una mejor separación del aceite lubricante o cualquier otra impureza que contenga el refrigerante, se recomienda que esta torre de lavado tenga 3 ó 4 platos de burbujeo; se puede obtener igual resultado si en lugar de platos de burbujeo se pone en la torre una sección de "Raschig rings". Para este diámetro de torre, un plato de burbujeo equivale a una sección de 15" de altura de "Raschig rings" de manera que la sección total de "Raschig rings" será de 60" o sea 5'. Se ha estimado que el casco de esta torre tenga una altura de 18'.

E.- ESTIMACION DE COSTOS

Los costos del equipo del sistema de refrigeración se han estimado a base de los precios promedios que suministran los fabricantes en sus Catálogos, precios que pueden variar de acuerdo al mercado y de fabricante. Para estimar el precio que del equipo puesto en la planta, se ha considerado que el 30 % del valor del equipo cubre los gastos de transporte, impuestos, seguros, etc. Para el equipo de segunda mano se ha estimado que su valor actual es el 50 % de lo que costaría nuevo.

El precio del dolar se ha considerado a \$/. 27.81.-

INVERSION:

Dos Compresores de 230 BHP cada uno (usados)	\$/. 1'700,000
Cuatro liners y pistones para los compresores (nuevos)	" 450,000
Cinco unidades de transferencia de calor, con un total de 3,500 ft ² (nuevos)	" 1'168,000
Tres chiller, con un área total de 2800 ft ² (nuevos)	" 1'029,000
Torre de lavado (nuevos)	" 335,000
Evaporadores y acumulador (usados)	" 250,000
Tubería y accesorios	" 300,000
Dos bombas para el aceite semi-rico (nuevas)	" 200,000
Aislamiento	" 140,000
Bases e instalación del equipo (incluyendo labor)	" 700,000
Instrumentos de control	" 100,000
Gastos indirectos y contingencias	" 600,000
TOTAL =	\$/. 7'072,000

El valor del barril de propano o de butano se ha considerado que es de S/. 97.30 (3.50 dolares). Los costos de operación son costos promedios de los usados por la industria.

INGRESOS

Valor total de la producción adicional $350 \times 365 \times 97.30$ S/. 12'430,000

DEDUCCIONES

Costo de manufactura $350 \times 365 \times 12.50$	S/. 1'598,000
Costo de operación del sistema de refrigeración	" 1'700,000
Depreciación (5 % anual)	" 354,000

Ingreso Total menos deducciones	S/. 8'778,000
50 % de impuestos	" 4'389,000

Utilidad Neta	S/. 4'389,000
Depreciación	" 354,000
	<hr/>

Entrada Total S/. 4'743,000

Tiempo de Amortización = $\frac{7'072,000}{4'743,000} = 1.5$ años