



665.74
H 932.



ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL

FACULTAD DE INGENIERIA GEOLOGIA, MINAS Y PETROLEOS



“ESTUDIO Y DISEÑO DE SEPARADORES
HORIZONTALES Y VERTICALES DE
DOS Y TRES FASES”

TESIS DE GRADO

Previa a la obtención del Título de:

INGENIERO EN PETROLEO

Presentada por:

BENJAMIN HINCAPIE GRANJA

Guayaquil - Ecuador

1987

A G R A D E C I M I E N T O

AI ING: **RICARDO GALLEGOS**^y
Director de Tesis, por su
gran ayuda y colaboración,
para la realización de és
te trabajo.-

D E D I C A T O R I A

- A MI MADRE SEÑORA LAURA GRANJA,
que por su sacrificio y esfuer
zo a hecho **posible** la culmina
ción de mis estudios.

- A MI SEÑOR PADRE (+)

- A MIS HERMANOS

- A TODA MI FAMILIA

DECLARACION EXPRESA

“La responsabilidad por los hechos, ideas y doctrinas expuestos en esta tesis, me corresponden exclusivamente; y, el patrimonio intelectual de la misma, a la ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL”.

(Reglamento de Exámenes y Títulos Profesionales **de** la ESPOL).

BENJAMIN HINCAPIE GRANJA

.....
ING. DANIEL TAPIA F,
DECANO DE LA FACULTAD DE
ING. GEOL. MINAS Y PETROLEOS

.....
ING. RICARDO GALLEGOS O,
DIRECTOR DE TESIS

ING. HEINZ TERAN M.
MIEMBRO DEL TRIBUNAL

ING. JOSE CABEZAS
MIEMBRO DEL TRIBUNAL

R E S U M E N

El principal objetivo es seleccionar las variables de dimensionamiento de los separadores de dos y tres fases ya sean estos horizontales o verticales.

Igualmente se analiza la factibilidad de seleccionar la instalación con separadores de los tipos mencionados, los mismos que dependen de las propiedades físicas, de la composición de la mezcla y de las condiciones de operación.

El segundo objetivo es determinar por métodos iterativos la presión Óptima de operación de los separadores instalados en serie para obtener el mayor recobro de líquidos en el tanque de almacenamiento.

La evaluación del comportamiento Óptimo de la presión de operación de los separadores, requiere hacer un cálculo progresivo del Equilibrio de Fases reduciendo la presión desde la alimentación hasta el tanque de almacen

namiento, para los diferentes cambios continuos en la -
composición de la mezcla.

INDICE GENERAL

PAG.

RESUMEN -----
INDICE GENERAL -----
INDICE DE FIGURAS -----
INDICE DE TABLAS -----
NOMENCLATURA -----
INTRODUCCION -----

CAPITULO I

INFLUENCIA DEL TIPO DE FLUIDO DE YACIMIENTO EN LA SELECCION DEL PROCESO DE SEPARACION GAS - ACEITE

1.1. COMPORTAMIENTO DE FASES EN SISTEMAS DE HIDROCARBUROS -----

1

1.2. SELECCION DEL PROCESO DE SEPARACION GAS-ACEITE DE ACUERDO AL TIPO DE YACIMIENTO-----

12

1.3. CLASIFICACION Y DETERMINACION DEL TIPO DE YACIMIENTO -----

14

CAPITULO II

DESCRIPCION Y CLASIFICACION DEL EQUIPO DE SEPARACION -----

2.1. EQUIPOS DE SEPARACION 20

2.2. DESCRIPCION DE UN SEPARADOR ----- 22

2.3. CARACTERISTICAS QUE INFLUYEN EN LA SELECCION -
DE LA CONFIGURACION DEL SEPARADOR ----- 25

2.4. CLASIFICACION DE LOS SEPARADORES ----- 26

2.5. APLICACIONES DEL SEPARADOR HORIZONTAL Y VERTI-
CAL 38

2.6. PARTES INTERNAS DEL SEPARADOR ----- 39

CAPITULO 111

FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION DE MEZCLAS GAS-LIQUIDO

3.1. MECANISMOS DE SEPARACION 48

3.2. PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA
DE SEPARACION DE GAS - LIQUIDO ----- 57

CAPITULO IV

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LOS SEPARAD
DORES DE DOS FASES -----

4.1. FACTORES QUE INTERVIENEN EN LA CAPACIDAD DE LOS
SEPARADORES DE ACEITE Y GAS ----- 66

4.2. CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE SEPA-
RADORES VERTICALES Y HORIZONTALES ----- 67

4.3. PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES VEK
TICALES Y HORIZONTALES DE DOS FASES ----- 83

CAPITULO V

FUNDAMENTOS BASICOS DE LA SEPARACION DE TRES FASES -----	86
5.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES TRIFASICOS HORIZONTALES Y VERTICALES -----	90
5.2. PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES VERTICALES Y HORIZONTALES DE TRES FASES-----	95
5.3. PROGRAMA DE COMPUTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES DE DOS Y TRES FASES -----	99
5.4. PROCEDIMIENTO A SEGUIRSE PARA HACER USO DEL PROGRAMA -----	117
5.5. EJEMPLO DE APLICACION HACIENDO USO DEL PROGRAMA CON DATOS DE CAMPOS DEL ORIENTE ECUATORIANO -----	121

CAPITULO VI

PROCESO DE LA SEPARACION DEL GAS Y EL ACEITE ---	
6.1. OPTIMIZACION DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN ETAPAS POR RECUPERACION DE HIDROCARBUROS LIQUIDOS EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO---	128
6.2. FUNDAMENTOS DEL METODO PARA ESTABLECER LAS PRESIONES DE SEPARACION,-----	129
6.3. PROGRAMA DE COMPUTO PARA DETERMINAR PRESIONES OPTIMAS DE SEPARACION EN 2 Y 3 ETAPAS---	136

6.4. EJEMPLO DE APLICACION HACIENDO USO DEL PRO GRAMA CON DATOS DE CAMPOS DEL ORIENTE ECUA TORIANO -----	152
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES -----	159
APENDICES -----	162
BIBLIOGRAFIA -----	206

INDICE DE FIGURAS

N.º

- 1 ESQUEMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS -----
FLUJO DE UN SISTEMA DE ESTABILIZACION---
DIAGRAMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA -----
- 4 DIAGRAMA DE FASES DE UNA MEZCLA DE HIDRO CARBUROS -----
- 5 DIAGRAMA DE FASES PARA UN YACIMIENTO DE GAS SECO DE ACUERDO A LA TRAYECTORIA DE PRODUCCION -----
- 6 VARIACION DE LA RELACION GAS - ACEITE - PRODUCIDA PARA DIFERENTES TIPOS DE FLUIDOS -----
- 7 COMPOSICION DE LOS FLUIDOS DE DIFERENTES TIPOS DE YACIMIENTOS -----
- 8 VARIACION DEL FACTOR DE VOLUMEN ADIMENSIONAL BOAD, CON LA PRESION PARA ACEITE NEGRO Y ACEITE VOLATIL -----



<u>Nº</u>	
9	ESQUEMA DE UN SEPARADOR VERTICAL- - - - -
10	ESQUEMA DE UN SEPARADOR HORIZONTAL - - - - -
11	SEPARADOR BIFASICO CILINDRICO - - - - -
12	CURVA DE CRECIMIENTO DE CAPA DE AGUA - - -
13	SEPARADOR TRIFASICO HORIZONTAL - - - - -
13.a.	SEPARADOR TRIFASICO HORIZONTAL CON DEPO- SITO DE ACEITE - - - - -
14	SEPARADOR TRIFASICO VERTICAL - - - - -
14.a.	METODOS DE CONTROL DE NIVEL EN SEPARADO- RES TRIFASICOS VERTICALES - - - - -
15	DESVIADORES DE FLUJO - - - - -
16	PLACAS ROMPEDORAS DE NIEBLA - - - - -
17	ROMPEDOR DE TURBULENCIA - - - - -
18	EXTRACTORES DE NIEBLA - - - - -
19	GRAFICA DE EFICIENCIA DE UN EXTRACTOR DE NIEBLA DE MALLA DE ALAMBRE - - - - -
20	ESQUEMA DE UN TUBO CENTRIFUGO DE UN EX TRACTOR DEL TIPO CICLONICO - - - - -
21	ESQUEMA DE UN EXTRACTOR DE NIEBLA DEL TI PO CICLONICO - - - - -
22	FUERZAS QUE ACTUAN SOBRE UNA GOTA DE Li QUIDO QUE CAE CONTRA UNA CURRIENTE DE GAS - - - - -
23	GRAFICA PARA DETERMINAR AL COEFICIENTE - DE ARRASTRE f - - - - -

- 24 RELACION DEL TAMAÑO DE LAS PARTICULAS
DE LIQUIDO Vs. POR CIENTO DE PARTICU-
LAS ELIMINADAS -----
- 25 GRAFICA DE TEMPERATURA DE SEPARACION
Vs. RECUPERACION DE LIQUIDO $P_f=400$ Lb/
 pg^2 abs -----
- 26 EFECTO EN EL FACTOR DE VOLUMEN DEL -
ACEITE CUANDO ESTA SUPERSATURADO ----
- 27 TRAYECTORIA QUE SE CONSIDERA QUE SI
GUEN LAS GOTAS DEL LIQUIDO AL ENTRAR
AL SEPARADOR -----
- 28 MONOGRAMA PARA OBTENER EL VALOR DE K
SUPONIENDO UNA SEPARACION DE PARTICU-
LAS DE 100 MICRAS -----
- 29 GRAFICA PARA DETERMINAR EL COEFICIEN-
TE "Z1". -----
- 30 SELECCION DEL SEPARADOR TRIFASICO VER-
TICAL -----
- 31 CURVA DE ESTIMACION DE COSTOS PARA UN
SEPARADOR VERTICAL -----
- 32 CURVAS DE ESTIMACION DE COSTOS PARA -
UN SEPARADOR HORIZOKTAL -----
- 33 ESQUEMA DE SEPARACION DE GAS Y PETRO-
LEO EN DOS ETAPAS -----

Nº

- 34 ESQUEMA DE SEPARACION DE GAS Y PETROLEO
EN TRES ETAPAS -----
- 35 DETERMINACION DE LA PRESION OPTIMA DE
OPERACION DEL SCPARADOR PARA DOS ETAPAS
- 36 DETERMINACION DE LA PRESION OPTIMA DE
LOS SEPARADORES PARA TRES ETAPAS -----



BID

INDICE DE TABLAS

Nº

1	COMPONENTES CONSIDERADOS EN LAS MEZCLAS
11	CONSTANTES CRITICAS DE LOS COMPONENTES-
111	CONSTANTES FISICAS DE LOS COMPONENTES--
IV	VALORES DE LOS COEFICIENTES PARA CAL
	CULAR LA PRESION DE CONVERGENCIA---

NOMENCLATURA

a	Aceleración debida a la tuerza centrífuga (pies/seg ²).
Af	Area de flujo a través del separador (pies ²).
Ap	Area de la gota de líquido proyectadaa contra el flujo de gas (pies ²).
Bo	Factor de volumen del aceite a Pf y Tf (bl/bl)
dp	Diámetro de una gota de liquido esférica(pies).
D	Diámetro interior del separador (pies)
Do	Diámetro exterior del separador (pg)
f	Coeficiente de tricciori o de arrastre, adimensional.
Fc	Fuerza centrífuga actuando sobre una partícula - de líquido (lbm.pie/seg ²).
g	Aceleración de la gravedad (pies/seg ²)
gc	Constante de proporcionalidad igual a 32.17
h	Nivel de líquido en el separador (pies)
k	Constante de proporcionalidad
L	Longitud del separador (pies)
mp	Masa de una particula ae liquido (lbm)
N	Número de vueltas realizadas en el extractor de niebla tipo centrífugo por una partícula de líquido adirnensional.

NRE	Parámetro adimensional (numero de Reynolds)
Pd	Presión de diseño del separador (lb/pg^2 abs)
Pf	Presión de operación del separador (lb/pg^2 abs)
qf	Gasto de gas a través del separador a Pf y Tf (pies ³ /seg).
qsg	Gasto de gas a través del separador a Ps y Ts (pies ³ /día).
qsl	Gasto de líquido a través del separador a Ps y Ts (bl/día).
r	Radio de la circunferencia que describe una - partícula de líquido en su movimiento (pies).
R	Constante universal de los gases
S	Trayectoria radial de una partícula de líquido (pies)
Sp	Distancia de paro de una partícula de líquido (pies)
t	Tiempo (seg).
tr	Tiempo de retención del líquido en el separador (min).
trg	Tiempo de retención del gas en un separador ho- rizontai (seg).
Tf	temperatura de operación del separador (" R)
v	Velocidad del flujo de gas a través de un extrac- tor niebla, con la cual se obtiene su máxima efi- ciencia, a Pf y Tf (pies/seg).

v_g	Velocidad del gas a través de un separador horizontal a P_f y T_f (pies/seg).
v_i	Velocidad inicial de una partícula de líquido - (pies/seg).
v_m	Velocidad media de una partícula de líquido suspendida en el gas (pies/seg).
v_t	velocidad de asentamiento o terminal de una gota de líquido (pies/seg).
V_{lh}	volumen disponible para manejo de líquido en un separador horizontal (pies ³).
V_{lv}	Volumen disponible para manejo de líquido en un separador vertical (pies ³).
V_p	Volumen de una gota de líquido (pies ³).
Z_f	Factor de compresibilidad del gas a P_f y T_f , - adimensional.
ρ_g	Densidad del gas a P_t y T_f (lbm/pies ³)
ρ_l	Densidad de las gotas de líquido (°API)
ρ_p	Densidad de las gotas de líquido (lbm/pie ³)
ρ_{rg}	Densidad relativa del gas, aire = 1.0
μ_g	Viscosidad del gas (lbm/pie-seg)

CAPITULO V

A	Area de la sección transversal del separador horizontal (pg ²)
A_w	Area de sección transversal ocupada por agua en el separador horizontal (pg ²)

Cd	Coeficiente de arrastre (adimensional)
d_i	Diámetro del separador (pie)
(d_i)_{min}	Diámetro mínimo permisible en los separadores verticales (pg).
(d_i)_{max}	Diámetro máximo del separador horizontal (pg)
d_p	Diámetro de la partícula (micras)
h_o	Espesor de la capa de aceite (pg)
h_w	Espesor de la capa de agua (pg)
(h_o)_{max}	Espesor máximo permisible en la capa de aceite (pg).
L_e	Longitud efectiva del separador (pie)
L_s	Longitud total del separador (pie)
NRE	Número de Reynolds (adimensional)
P	Presión de operación del separador (psia)
q_g	Gasto de gas (MM pie ³ /día)
q_o	Gasto de aceite (bl/día)
q_w	Gasto de agua (bl/día)
RE	Relación de esbeltez (adimensional)
T=T_o	Temperatura de operación (°F)
t_{ro}	Tiempo de retención del aceite (min)
t_{rw}	Tiempo de retención del agua (min)
v_o	Velocidad de asentamiento de la gota de aceite - (pie/seg).
V_p	Velocidad de la partícula (pie/seg).
Z₁	Coeficiente para dimensionamiento de separadores trifásicos (adimensional).
ρ_g	Densidad del gas a P, T (lb/pie ³)

ρ_o	Densidad del aceite (lb/pie^3)
γ_g	Densidad relativa del gas
γ_w	Densidad relativa del agua
γ_{ro}	Densidad relativa del aceite
μ_c	Viscosidad de la fase continua (cp)
μ_g	Viscosidad del gas (cp)
μ_o	Viscosidad del aceite (cp)

I N T R O D U C C I O N

Los equipos de separación, como su nombre lo indica, se utilizan en la industria petrolera para separar mezclas de líquidos y gases.

Las razones principales por las que es importante efectuar una separación adecuada de líquido y gas son:

- a. En campos de aceite y gas, donde no se cuenta con el equipo de separación adecuado y además el gas se quemaba, una cantidad considerable de aceite ligero que es arrastrado por el flujo de gas también es quemado, ocasionando grandes pérdidas si se considera que el aceite ligero es el de más alto valor comercial.
- b. Aunque el gas se transporte a una cierta distancia - para su tratamiento es conveniente eliminar la mayor cantidad de líquido, ya que éste ocasiona problemas, tales como: corrosión y abrasión del equipo de transporte, aumento de las caídas de presión y disminución en la capacidad de transporte de las líneas.

Por esta razón es conveniente seleccionar las variables de dimensionamiento de los separadores de dos y tres fases, ya sean verticales u horizontales, para obtener una eficiente separación de partículas líquidas cuando entra una corriente de fluidos.

Los estudios del comportamiento volumétrico y de fases de sistemas coiiipuestos por hidrocarburos son de gran importancia en la industria del petroleo y del gas natural. Puesto que los métodos para predecir dicho coriiportaiiiien to para sistemas multicomponentes se fundamentan Únicamente en datos obtenidos experimentalmente. La segunda parte de este trabajo, consiste en determinar las condiciones Óptimas de presión de operación por métodos itera tivos, utilizando técnicas numéricas en un proceso iso térmico, para sistemas en los cuales se consideran dos y tres etapas de separación. Las etapas de separación - se constituyen al instalar los separadores y el tanque - de almacenamiento en serie, pero debido a las considera ciones teóricas establecidas, el tanque se comporta como un tercer separador, a condiciones de operación prefija das iguales a las del ambiente.

En base de los medios teóricos que permiten desarrollar el diseño para la recuperación del líquido en el tanque

como función de la presión del primer separador para el caso de dos etapas y para un sistema de tres etapas en función de las presiones del primer y segundo separador. Se fundamentan en la consideración de un sistema abierto e isotérmico, con las condiciones iniciales y de borde conocidas. La condición inicial está definida por la presión y temperatura de entrada de la mezcla al primer separador y la condición de borde está dada por la presión y temperatura en el tanque de almacenamiento.

El método de desarrollo es iterativo y para el caso de un sistema compuesto de un separador y el tanque, hacemos variar la presión en el separador a la presión del tanque a 14.7 Lpca, tal que permita calcular la composición molar de las fases líquido vapor para cada presión impuesta en el separador, hasta cuando se ha logrado la condición de error deseada para la presión de convergencia, lo cual automáticamente constituye haber calculado las constantes de equilibrio K_i , que comparadas con los valores leídos en el manual N.G.P.S.A., presentan un porcentaje mínimo de desviación, el mismo que es confiable para el cálculo de la recuperación de líquidos.

En dos etapas se va variando la presión en el primer separador y se va repitiendo los cálculos correspondientes

para determinar los moles de líquidos y vapor, el líquido recuperado en el tanque y mediante un gráfico de la presión, con el recobro de líquido correspondiente, permite determinar la presión Óptima de separación donde la curva tiene su máximo valor del líquido recuperado. En el caso de tres etapas, el procedimiento consiste en fijar la presión de operación del primer separador en un valor algo menor que la de entrada, e ir variando la presión en el segundo separador hasta la presión atmosférica. Lo que determinan las moles de líquido recuperado en el tanque, en base a un mol de suministro al primer separador, como función de la presión de operación del segundo separador. La presión Óptima de operación en el segundo separador, para una presión impuesta en el primer separador, se obtuvo graficamente, siendo esta, la presión que resultó del recobro máximo de líquido en el tanque de aírnacamiento.

Finalmente variando la presión del primer separador y repitiendo los pasos anteriores, se obtuvo una familia de curvas, al graficar el recobro de líquido en el tanque como función de la presión del segundo separador y la presión del primero como un tercer parámetro fijo. El líquido recuperado de mayor valor de todas las curvas corresponde a la presión Óptima de operación del segun

do separador y el parámetro correspondiente a esa curva, constituye por lo tanto la presión óptima de operación - del primer separador.

Para los cálculos indicados de los fluídos provenientes de los yacimientos petrolíferos o de sistemas de gas natural, se requiere información de la composición de alimentación, la misma que puede ser determinada por análisis cromatográficos.

C A P I T U L O 1

INFLUENCIA DEL TIPO DE FLUIDO DE YACIMIENTO EN LA SELECCION
DEL PROCESO DE SEPARACION GAS - ACEITE

1.1. COMPORTAMIENTO DE FASES EN SISTEMAS DE HIDROCARBUROS

Puede afirmarse que el estudio de fases en sistemas de hidrocarburos se inició en los años treinta, cuando se despertó el interés por mezclas de hidrocarburos y se comenzó a diseñar procesos a presiones de 500 lpc o más. El trabajo básico se debió en mucha parte a los investigadores Lacey y Sage, cuyo libro (1) sobre comportamiento de fases, publicado en 1.939, es clásico - hoy en día. Con anterioridad a estas fechas, el estudio de hidrocarburos se relacionaba principalmente a sistemas de componentes puros.

En general, el petróleo y el gas son mezclas de hidrocarburos de una composición química compleja, que se encuentran, a determinadas condiciones de presión y temperatura en un yacimiento. Estas condiciones pueden

variar ampliamente. Puede hablarse de presiones entre 100 - 200 lpca hasta 8000 - 10000 lpca y aún más y de temperaturas entre 80 - 100°F a 400 - 500°F.

El estado de una mezcla de hidrocarburos a condiciones de superficie depende de la composición de la misma - en el yacimiento. A su vez, la composición de fluido que permanece en el yacimiento, sufre cambios debido a los hidrocarburos producidos; además, la reducción de presión en el yacimiento, trae como consecuencia la variación en las proporciones de gas y líquido existentes en el mismo. El conocimiento de las propiedades físicas de tales mezclas de hidrocarburos, es indispensable para evaluar, en términos de volúmenes de líquido y gas a condiciones normales, lo que produce una unidad de fluido del yacimiento.

La meta en el estudio de fases, es llegar a predecir, cuando se conoce la composición de un sistema, las cantidades y composiciones de las fases en equilibrio de tal sistema, a cualquier presión y temperatura.

El estudio del comportamiento de fases se divide en dos partes generales: estudio cualitativo y estudio cuantitativo de fases.

En el primer caso se estudian los diferentes diagramas de presión - temperatura, p-T, presión-volumen, p-V, composición, etc. En el segundo caso se desarrollan fórmulas y métodos para calcular la composición y cantidades de las fases de un sistema, a una presión y temperaturas dadas.

En el estudio de fases, es necesario y conveniente - tener presente una serie de definiciones de términos y conceptos. Las siguientes son las principales;

Sistema: cuerpo de materia con límites finitos (definidos) que puede considerarse, si se desea, aislado del medio que lo rodea. Representa el material bajo consideración para un proceso dado. Ejemplo: hidrocarburos en un yacimiento.

Propiedades: Características de un sistema que pueden evaluarse cuantitativamente como resultado de un experimento. Describen la condición a un tiempo particular. Se miden en función de fuerza, F, longitud, L, tiempo, t o temperatura, T. Existen dos tipos de propiedades:

a. Propiedades extensivas: Dependen de la cantidad de

materia, es decir, extensión del sistema. Ejemplos:
volumen - masa.

- b. Propiedades intensivas: son independientes de la extensión o cantidad de materia del sistema. Ejemplo: temperatura, presión, densidad.

Sistema Homogéneo: Sistema cuyas propiedades intensivas varían continuamente y uniformemente de punto a punto, en el sistema entre planos perpendiculares a la fuerza de gravedad. Ejemplo: un balón que contiene helio; un yacimiento por encima de su punto de saturación - (burbujeo).

Sistema Heterogéneo: Sistema compuesto por dos o más sistemas homogéneos y cuyas propiedades intensivas cambian bruscamente en las superficies de contacto. Ejemplo: un yacimiento por debajo de la presión de saturación; un petróleo más agua.

Fase: Cuerpo de material homogéneo diferente en sus propiedades a los demás que lo rodean. Las regiones - (sistemas) homogéneas, discutidas en sistemas heterogéneos, se refieren a fases. Existe sólo una fase gaseosa, pero varias fases de líquido y de sólidos.

Interface: Se refiere a la superficie de contacto entre dos fases.

Fluido: Se refiere a gas, líquido o mezclas de éstos.

Componente: Ya que aquí no se consideran reacciones químicas, bajo estas circunstancias un componente se define como una sustancia que comprende un sólo tipo de moléculas. Ejemplos: dióxido de carbono, agua destilada, propano, petróleo crudo es una mezcla de componentes.

Nota: En análisis de mezclas de hidrocarburos, gases y líquidos, debido a la dificultad de analizar todos los componentes, se agrupa bajo el nombre de un sólo componente del sistema, cierta parte del mismo, tal por ejemplo: $C_7 +$, heptanos y compuestos más pesados, el cual para propósitos de cálculos, se trata como un sólo componente. De allí que componente se define en otras formas:

- a. Elemento constitutivo de un sistema cuya concentración puede sufrir variación independiente en las diferentes fases.

b. Elemento constitutivo que toma parte en el equilibrio de un sistema.

c. Cualquiera del menor número de elementos constitutivos independientes por la cual puede expresarse la composición de cada una de las fases de un sistema.

Número de componentes: Es el número total de elementos constitutivos químicos diferentes en un sistema, menos el número de reacciones químicas distintas que pueden ocurrir entre estos elementos constitutivos - del sistema.

Número de grados de libertad (variación): También - se denomina Regla de Fases de Gibbs. Es el número de variables (grados de libertad) requeridas para determinar el estado de un sistema en equilibrio. Se expresa generalmente por la ecuación:

$$F = C + 2 - P$$

üonde:

C = número de componentes constitutivos del sistema.

P = número de fases

F = número de grados de libertad o número de variables requeridas para determinar el estado de un sistema en equilibrio.

Estado: Condición de un sistema a un tiempo particular. Se determina cuando todas las propiedades intensivas del sistema son fijas. El número mínimo de propiedades que deben describirse para fijar las propiedades depende del número de componentes y fases presentes en el sistema.

Equilibrio: Se considera que existe equilibrio en un sistema, cuando sus propiedades intensivas permanecen constantes con tiempo, bajo las condiciones a que existe el sistema.

Presión de Vapor: Es la presión que ejerce la fase de vapor en el recipiente que lo contiene, cuando líquido y vapor de un componente puro se encuentran en equilibrio a determinadas condiciones de presión y temperatura. El número de moléculas que se escapan del líquido, es igual al número de moléculas que regresan a él.

Punto de Rocío: Estado de un sistema completamente gaseoso en equilibrio con una cantidad infinitesimal de líquido.

Presión y temperatura de rocío: Presión y temperatura de un sistema en el estado de punto de rocío.

Punto de Burbujeo : Estado de un sistema completamente líquido en equilibrio con una cantidad infinitesimal de gas.

Presión y temperatura de burbujeo : Presión y temperatura de un sistema en el estado de punto de burbujeo.

Gas o Vapor saturado: Vapor (gas) en equilibrio con un líquido, a una presión y temperatura dadas . En el caso de sustancias puras, es el estado de gas o vapor correspondientes al punto de rocío.

Líquido saturado: Líquido en equilibrio con vapor (gas) a una presión y temperaturas dadas. En el caso de sustancias puras, es el estado del líquido correspondientes al punto de burbujeo.

Curva de Punto de Rocío: Lugar geométrico de los puntos de presión y temperatura al cual se forma la primera gota de líquido, al pasar un sistema del estado (región) de vapor (gas), al estado (región) de

dos fases. Comúnmente se denomina Curva de Rocio.

Curva del punto de burbujeo: Lugar geométrico de los puntos de presión y temperatura al cual se forma la primera burbuja, al pasar un sistema del estado (región) líquido, al estado de (región) de dos fases. Comúnmente se denomina Curva de Burbujeo.

Región de dos fases: Región (zona) encerrada por las curvas de punto de rocío y de burbujeo. En un diagrama presión - temperatura del sistema, donde el gas y líquido coexisten en equilibrio.

Constante de equilibrio (valores - k) de un componente: Es la razón de la fracción molar del componente en la fase de vapor a la fracción molar del mismo componente en la fase líquida, en un sistema en equilibrio, $K = y/x$.

Punto de ebullición normal: Temperatura que produce en un componente puro, una presión de vapor igual a una atmósfera.

Condiciones críticas: Condiciones a la cual las propiedades intensivas de las fases líquido y vapor -

coexistentes, llegan a ser idénticas.

Presión y temperaturas críticas: Presión y temperatura a las condiciones críticas.

Líneas iso-volumétricas: También se denomina líneas de calidad. Es el lugar geométrico de los puntos de igual porcentaje de volumen líquido (o vapor) en la región de dos fases de un diagrama presión - temperatura de un sistema dado.

Cricondembárico: Presión máxima a la cual las fases líquido y vapor pueden coexistir. Para componentes puros, el cricondembárico es igual a la presión crítica del componente.

Cricondentérmico: Temperatura máxima a la cual las fases líquido y vapor pueden coexistir. Para componentes puros, el cricondentérmico es igual a la temperatura crítica.

Punto Triple: Condiciones a la cual sólido, líquido y vapor coexisten. Es un punto Único para un componente puro.

Estado crítico: Es el término usado para identificar

condiciones Únicas de presión, temperatura y composición de un sistema, donde todas las propiedades del vapor y líquido coexistentes llegan a ser idénticas.

Comportamiento Retrógrado: Formación de una fase de mayor densidad (condensación). Al someter un sistema a una reducción isotérmica de presión o a un incremento isobárico de temperatura. También puede definirse en sentido inverso: formación de una fase de menor intensidad (vaporización), al someter un sistema a un aumento isotérmico de presión o a una reducción isobárica de temperatura.

Región Retrógada: Cualquier región, en el diagrama presión - temperatura de un sistema, donde ocurre condensación o vaporización en sentido inverso a lo que normalmente ocurre, es decir, donde ocurre comportamiento retrógrado.

Condensación Retrógada: Formación de líquido (condensación) en un sistema debido a la disminución isotérmica de presión o aumento isobárico de temperatura.

Vaporización Retrógada: Formación de vapor (vapo-

rización) en un sistema debido a la disminución isobárica de temperatura o aumento isotérmico de presión.

Merma : Es la disminución en volumen de una fase líquida debido a la liberación de gas en solución y contracción térmica del líquido.

1.2. SELECCION DEL PROCESO DE SEPHRACION GAS - ACEITE DE ACUERDO AL TIPO DE YACIMIENTO

Previamente a la selección del equipo de separación a utilizar, es necesario establecer cual es el proceso de separación más adecuado. Para definir este último aspecto, se requiere de información diversa como bases de diseño. Entre estas bases, destaca por su importancia el tipo de yacimiento de hidrocarburos que se va a explotar.

Así, de una manera general, se puede establecer que los procesos de separación gas - aceite más adecuados, dependiendo del tipo de yacimiento, son:

- YACIMIENTO DE ACEITE NEGRO:

En este caso, el proceso más recomendable es el de separación en etapas. Ver figura N° 1. La separa-

ción de aceite y gas se efectúa con una serie de separadores operando a presiones más bajas en forma secuencial. El líquido es descargado desde un separador de alta presión, al siguiente que opera a una presión más baja. Los objetivos que se pretenden en un proceso de separación en etapas son: máxima recuperación de hidrocarburos líquidos y/o mínimos requerimientos de potencia para comprimir el gas separado.

- YACIMIENTOS DE ACEITE VOLATIL:

También en esta situación es recomendable el sistema en etapas, aunque el número de separadores es generalmente mayor que cuando se utiliza este proceso para aceite negro. Además, resulta normalmente conveniente, introducir algún sistema para la estabilización de los hidrocarburos líquidos, lo cual se puede llevar a cabo mediante sistemas de calentamiento o torres de estabilización. Ver figura N^o 2.

- YACIMIENTOS DE GAS Y CÜNDENSADORES O DE GAS HUMEDO:

Para estos tipos de yacimientos, lo más apropiado es la aplicación de un sistema de separación a baja temperatura. Ver figura N^o 3, con el empleo de

un sistema de separación baja temperatura para el manejo de gas y condensados, además de proporcionar un mayor rendimiento en la recuperación de hidrocarburos líquidos, el gas separado presenta un menor contenido de hidrocarburos pesados y vapor de agua, con lo que se reduce notablemente la posibilidad de condensación de líquidos en el sistema para el transporte del gas.

1.3. CLASIFICACION Y DETERMINACION DEL TIPO DE YACIMIENTO

A la fecha, se tienen diversos procedimientos ampliamente conocidos para clasificar los yacimientos. Entre estos destacan los que consideran aspectos tales como:

- El diagrama de fases y las condiciones iniciales de presión y temperatura.
- La relación gas - aceite producida.
- La composición de la mezcla de hidrocarburos.
- Datos de PVT (encogimiento del aceite a diferentes presiones).

A continuación, se presenta una descripción detallada de estos procedimientos, involucrando su aplicación - para clasificar los principales yacimientos:

1. La clasificación más exacta de los yacimientos es considerando las fases y la composición de la mezcla de hidrocarburos, a la temperatura y presión a que se encuentran dentro del yacimiento.

Para analizar el efecto de las condiciones de presión y temperatura iniciales sobre el comportamiento de las fases, se considerará que se tienen diferentes tipos de yacimientos, y que todos poseen la misma mezcla de hidrocarburos. Esta mezcla tiene un diagrama de fases como el mostrado en la figura N° 4.

- Yacimientos de aceite bajo saturado (punto A), - figura N° 4. Si se considera un yacimiento con una presión y temperatura, determinada en el punto A, los fluídos estarán en fase líquida, ya que su temperatura es menor que la crítica; además se tendrá un yacimiento-de aceite bajo saturado, ya que la presión inicial sobrepasa a la de saturación correspondiente a la temperatura - del yacimiento.

- Yacimientos de gas y condensados (punto B), figura N^o 4. Los fluídos están en fase gaseosa, por que la temperatura excede a la crítica.

Cuando debido a la extracción se alcanza la presión de rocio, se iniciará la condensación del líquido. Una de las características de los yacimientos de gas y condensados es que su temperatura está comprendida entre la crítica y la cricondenterma.

- Yacimientos de gas húmedo (punto c), figura N^o 4, los fluídos en este yacimiento estarán en fase - gaseosa, la cual se conserva durante toda la vida productora del yacimiento, ya que la temperatura del yacimiento es mayor que la temperatura del yacimiento es mayor que la cricondenterma . En virtud de la declinación de la presión y temperatura en la tubería 'de producción, los fluí-dos producidos entrarán a la región de dos fases, por lo tanto en la superficie se tendrá produc- ción de gas y líquidos condensados.

A yacimientos con características similares a los yacimientos de gas húmedo, pero cuya trayectoria de producción no entra a la región de dos

fases, se les denomina **yacimientos** de gas seco. Una representación esquemática de un diagrama de fases de este tipo de yacimientos se presenta en la figura N° 5.

- Yacimiento de aceite con casquete de gas (punto D). figura N° 4. En este yacimiento se presentan las dos fases, consistentes en una capa o casquete de gas y una zona de aceite saturado.
 - Yacimientos de aceite volátil (punto E), figura N° 4, son **fluidos** que se comportan como sistemas de punto de burbujeo, y que ocupan un área de transición entre el aceite negro o pesado y el gas, en cuanto a composición y comportamiento termodinámico. Su temperatura es ligeramente inferior a la crítica.
2. Otra forma menos exacta pero útil de clasificar los yacimientos, es mediante el valor de la relación gas - aceite producido. En la figura N° 6, se presenta la variación de la RGA desde aceite negro o pesado, hasta gas seco con los aceites volátiles y gases condensados sobrepuestos, ocupando una región de transición que no queda definida en forma precisa.

3. Ch. Cronquist, para diferentes tipos de yacimientos, desarrolló un diagrama triangular en el que graficó la composición de la mezcla de hidrocarburos, figura N° 7.

En dicho diagrama se identifican cuatro zonas que corresponden a: gas y condensado, aceite volátil, aceite ligeramente volátil y aceite negro. Los valores graficados son: por ciento molar de metano más nitrógeno, por ciento molar de etano hasta hexano más bióxido de carbono y por ciento molar de heptano y más pesados.

4. También Ch. Cronquist, a partir de los datos PVT de nuestras muestras provenientes de 80 yacimientos de aceite de la costa del Golfo de México, estableció y graficó para aceite volátil y aceite negro o pesado, las relaciones adimensionales siguientes:

- Presión adimensional: es el cociente de la presión considerada entre la presión de saturación:

$$P_{ad} = P/P_b$$

Encogimiento adimensional de aceite : Es el en

cogiramiento del aceite a una presión menor que la de saturación, cntr el encogimiento total del aceite (desde la presión de saturación hasta la presión atmosférica).

$$Boad = (Bob - Bo) / (Bob - Boa)$$

Para sistemas de aceite negro o pesado, el encogimiento adimensional varía aproximadamente en forma proporcional a la presión adimensional, este efecto se muestra en la curva An de la figura N° 8. El comportamiento del encogimiento para aceites volátiles es muy variable, pero comunmente queda representado por curvas semejantes a las Av de la figura N° 8. La curva Avi corresponde a un aceite más volátil que el de la Av2.

Pv = presión de saturación

Bob= Bo a la presión de saturación

Boa- Bo a la presión atmosférica



C A P I T U L O 11

DESCRIPCION Y CLASIFICACION DEL EQUIPO DE SEPARACION

En este capítulo se describen las partes de un separador y los diferentes tipos de separadores, mencionando brevemente las características de operación de los separadores de dos y tres fases, en sus formas horizontal, vertical y esférica.

2.1. EQUIPOS DE SEPARACION

En la industria petrolera: entre los equipos de separación aplicados con mayor frecuencia, están los siguientes:

SEPARADORES: Son equipos utilizados para separar corrientes de aceite y gas que provienen directamente de los pozos. Las relaciones gas - aceite de estas corrientes disminuyen en ocasiones, debido a las encabezadas de líquido que repentinamente se presen

tan, siendo estas más frecuentes cuando los pozos - producen artificialmente.

SEPARADORES A BAJA TEMPERATURA: Estos dispositivos - se utilizan para la separación de gas y condensados, a baja temperatura, mediante una expansión. Están diseñados para manejar y fundir hidratos que se pueden formar al disminuir la temperatura de flujo.

ELIMINADORES: Estos dispositivos se utilizan para - eliminar los líquidos (hidrocarburos y agua) de una corriente de gas a alta presión. Se utilizan generalmente en los sistemas de separación a baja temperatura. Algunos eliminadores sólo separan el agua de la corriente de gas.

DEPURADORES: Son dispositivos que se utilizan para - manejar corrientes con muy altas relaciones gas - líquido. Se aplican también para separar gotas muy pequeñas de líquido suspendidas en corrientes de gas , ya que estas no son eliminadas generalmente por un separador ordinario.

Dentro de este tipo específico de separadores están los depuradores de polvo y los filtros, que eliminan

además de las gotas pequeñas de líquido, el polvo -arrastrado en la corriente de gas. Es muy recomendable instalar depuradores antes de las compresoras, con el fin de protegerlas de los daños que pueden -causar las impurezas arrastradas por el gas.

2.2. DESCRIPCION DE UN SEPARADOR

Un separador consta de las siguientes secciones (Ver figura N° 9):

- a. Sección de separación primaria
- b. Sección de separación secundaria
- c. Sección de extracción de niebla
- d. Sección de almacenamiento de líquido.

SECCION DE SEPARACION PRIMARIA:

En esta sección se separa la mayor porción de líquido de la corriente de gas, y se reduce la turbulencia del flujo. La separación del líquido en esta -sección se realiza mediante un cambio de dirección del flujo. El cambio de dirección se puede efectuar con una entrada tangencial de los fluidos al separador; o bien, instalando adecuadamente una placa desviadora a la entrada. Con cualquiera de las dos for

mas se le induce una fuerza centrífuga al flujo, con la que se separan grandes volúmenes de líquido.

SECCION DE SEPARACION SECUNDARIA:

En esta sección se separa la máxima cantidad de gotas de líquido de la corriente de gas. Las gotas se separan principalmente por la gravedad por lo que la turbulencia del flujo debe ser mínima. Para esto, el separador debe tener suficiente longitud. En algunos diseños se utilizan veletas o aspas alineadas para reducir aún más la turbulencia, sirviendo al mismo tiempo como superficies colectoras de gotas de líquido.

La eficiencia de separación en esta sección, depende principalmente de las propiedades físicas del gas y del líquido, del tamaño de las gotas de líquido suspendidas en el flujo de gas y del grado de turbulencia.

SECCION DE EXTRACCION DE NIEBLA:

En esta sección se separan del flujo de gas, las gotas pequeñas de líquido que no se lograron eliminar en las secciones primaria y secundaria del separador. En esta parte del separador se utilizan el

efecto de choque y/o la fuerza centrífuga como mecanismos de separación. Mediante estos mecanismos se logra que las pequeñas gotas de líquido, se coleccionen sobre una superficie en donde se acumulan y forman gotas más grandes, que se drenan a través de un conducto a la sección de acumulación de líquidos o bien caen contra la corriente de gas a la sección de separación primaria.

El dispositivo utilizado en esta sección, conocido como extractor de niebla, está constituido generalmente por un conjunto de veletas o aspas, por alambres entretrejidos, o por tubos ciclónicos.

SECCION DE ALMACENAMIENTO DE LIQUIDOS:

En esta sección se almacena y descarga el líquido separado de la corriente de gas. Esta parte del separador debe tener la capacidad suficiente para manejar los posibles baches de líquido que se pueden presentar en una operación normal.

Además, debe tener la instrumentación adecuada para controlar el nivel de líquido en el separador. Esta instrumentación está formada por un controlador y un indicador de nivel, un flotador y una válvula de descargo.

La sección de almacenamiento de líquido debe estar situada en el separador, de tal forma que el líquido acumulado no sea arrastrado por la corriente de gas que fluye a través del separador.

Aparte de las cuatro secciones antes descritas, el separador debe tener dispositivos de seguridad tales como: una válvula de seguridad, un tubo desviador de seguridad y controles de contrapresión adecuados.

Cuando se conocen los tipos de flujo de la mezcla de gas y líquido que va al separador, tal como la frecuencia de los baches de líquido en pozos de bombeo, se deben hacer cambios en el diseño y tamaño de las partes del separador. Sin embargo, siempre es recomendable que el separador se diseñe de la forma más simple posible, para facilitar su limpieza y mantenimiento.

2.3. CARACTERISTICAS QUE INFLUYEN EN LA SELECCION DE LA CONFIGURACION DEL SEPARADOR

* GASTO DE GAS

* GASTO DE LIQUIDO

- Proporción de gastos
- Diferencia de densidades entre gas y líquido
- Diferencia de viscosidades (gas y líquido)
- Presión y temperatura de separación
- Tamaño de partículas de líquido en la fase gaseosa.
- Tamaño de partículas de gas en la fase líquida.
- Contenido de impurezas (H₂S, CO₂, polvo, espuma, etc.).
- Gastos instantáneos (baches o cabeceo).

2.4. CLASIFICACION DE LOS SEPARADORES

Los separadores pueden clasificarse en horizontales, verticales y esféricos, y para separar dos fases (gas y líquido) o tres fases (gas, aceite y agua).

2.4.1. Separadores convencionales

Se acostumbra designar separadores convencionales a los separadores de dos fases en cualquiera de sus tres tipos: verticales, horizontales y esféricos. Los separadores horizontales pueden estar formados por un tanque por un tanque horizontal, o bien por dos colocados uno encima del otro.

A los primeros se les conoce como de simple barril, y a estos últimos como de doble barril.

En las figuras N^o 9, N^o 10 y N^o 11, se muestran esquemas de un separador vertical, un horizontal y un esférico, respectivamente.

Las ventajas y desventajas de cada tipo, se presentan enseguida:

SEPARADORES VERTICALES:

Ventajas:

1. Es fácil mantenerlos limpios, por lo que se recomienda para manejar flujos de pozos con alto contenido de lodo, arena o cualquier material sólido.
2. El control de nivel de líquido no es crítico, puesto que se puede emplear un flotador vertical, logrando que el control de nivel sea más sensible a los cambios.
3. Debido a que el nivel de líquido se puede mover en forma moderada, son muy reco

mendables para flujos de pozos que producen por bombeo neumático, con el fin de manejar baches imprevistos de líquido que entren al separador.

4. Hay menor tendencia de revaporización de líquidos.

Desventajas:

1. Son más costosos que los horizontales
2. Son más difíciles de instalar que los horizontales.
3. Se necesita un diámetro mayor que el de los horizontales para manejar la misma cantidad de gas.

SEPARADORES HORIZONTALES

Ventajas:

1. Tienen mayor capacidad para manejar gas que los verticales.
2. Son más económicos que los verticales.
3. Son más fáciles de instalar que los verticales.

4. Son muy adecuados para manejar aceite con alto contenido de espuma. Para esto, donde queda la interfase gas - líquido, se instalan placas rompedoras de espuma.

Desventajas:

1. No son adecuados para manejar flujos de pozos que coritienen materiales sólidos como arena o lodo, pues es difícil limpiar, este tipo de separadores.
2. El control de nivel de líquido es más crítico que en los verticales.

SEPARADORES ESFERICOS

Ventajas:

1. Más baratos que los horizontales o los verticales.
2. Más compactos que los horizontales o los verticales, por lo que se usan en plataformas costa afuera.
3. Son más fáciles de limpiar que los separadores verticales.
4. Los diferentes tamaños disponibles, los ha

cen el tipo más económico para instalaciones individuales de pozos de alta presión.

Desventajas:

1. Tienen un espacio de separación limitado.

2.4.2. Separadores de tres fases

Estos separadores, llamados comúnmente eliminadores de agua libre, además de separar las fases líquida y gaseosa, separan el líquido - en aceite y agua no emulsionada en el aceite. La separación del líquido en aceite y agua, no emulsionada, tiene lugar por diferencia de densidades. Para esto, se proporciona al líquido suficiente tiempo de residencia y se deposita en un espacio donde no hay turbulencia.

Además de las secciones y dispositivos con que cuentan los separadores de líquido y gas, el separador de tres fases tiene las siguientes características y accesorios especiales:

- a. Una capacidad de líquidos suficiente para

proporcionar el tiempo de retención necesario para que se separe el aceite y el agua.

b. Un sistema de control para la interfase agua - aceite.

c. Dispositivos de descarga independiente para el aceite y el agua.

Si el aceite y el agua están mezclados con un cierto grado de intensidad que permite su separación por efecto de la gravedad, entonces, aparece en la parte inferior del recipiente - una capa de agua relativamente limpia, cuyo crecimiento sigue con el tiempo una tendencia como la que se muestra en la figura N° 12. Después de un período de tiempo (de 3 a 20 minutos) el cambio en la altura de la capa de agua es despreciable. La fracción de agua así obtenida, es llamada "agua libre" y el separarla antes del aceite y de emulsión remanentes, trae beneficios como son: requerimientos mínimos de calor de tratamiento, menor número de etapas en el proceso de deshidratación, y por consiguiente disminución de los

costos de operación.

Figura 13

SEPARADORES HORIZONTALES

En la figura N^o 13, se muestra un separador horizontal, en donde el fluido entra a la vasija y choca contra una mampara; este cambio repentino en la dirección del fluido realiza la separación de grandes volúmenes de líquido y gas.

Un separador trifásico incluye una mampara - con dispositivos que desvía el flujo hacia - abajo de la interface gas- aceite hasta las cercanías de la interfase aceite - agua.

La sección de recolección de líquido de la vasija proporciona el tiempo de retención suficiente, para que el aceite y la emulsión, formen una capa en la parte superior y el agua libre se deposite en el fondo.

La figura N^o 13, ilustra un separador horizontal con un vertedero y un controlador de interface; éste último regula la altura de

la interfase agua - aceite operando la válvula de descarga del agua, permitiendo que salga la cantidad adecuada de ésta, y manteniendo la interfase aceite - agua a la altura del diseño, mientras que el vertedero regula el nivel de aceite. El nivel de aceite del depósito posterior está regulado por un controlador de nivel, que opera la válvula de descarga del aceite.

El gas fluye horizontalmente a través del separador trifásico y pasa por un extractor de niebla antes de abandonar el recipiente. Una válvula de control de presión mantiene la presión de operación constante en el separador trifásico.

El nivel de la interfase gas - aceite puede variar desde el 50 hasta el 75 % del diámetro dependiendo de los objetivos de producción establecidos (ya sea mayor recuperación de hidrocarburos líquidos o mayor recuperación de gas), pero es muy común tomar el 50 % del diámetro, el cual se emplea para las ecuaciones de diseño en este tema.

Otra configuración es la del depósito y vertedero (ver figura N^o 13.a), con lo que se elimina el uso del controlador de interface del líquido. Aquí el aceite se desborda por un vertedero y cae a un depósito en donde la altura del aceite está gobernada por un controlador de nivel que opera la válvula de descarga del aceite; mientras que el agua libre, fluye por debajo del depósito de aceite y después se desborda por un vertedero, el cual está a una altura menor que la correspondiente al aceite. El nivel corriente abajo del vertedero para el agua, está regulado por un controlador de nivel que opera a la válvula de descarga del agua.

La altura del vertedero del aceite controla el nivel del líquido en el separador trifásico, mientras que la diferencia entre las alturas de las represas del aceite y del agua, controlan el espesor de la capa de aceite, debido a la diferencia en densidades relativas. Para la operación del separador trifásico, es necesario que la altura del vertedero del agua esté por debajo de la altura del vertede

ro del aceite, para que al espesor de la capa de aceite se le proporcione el tiempo de retención suficiente, pero si la represa del agua está muy baja y la diferencia entre las densidades relativas no es muy grande como se anticipó, la capa de aceite crecerá y éste pasará por debajo del depósito de aceite. Normalmente, la altura del vertedero del aceite o del agua se fabrican de modo que se puedan ajustar para manejar, en forma adecuada los cambios que puedan existir en los gastos o en las densidades relativas del aceite y del agua.

El control de interfase tiene la ventaja de ser fácilmente ajustado, para manejar cambios inesperados en la densidad relativa o en los gastos de aceite y agua. Sin embargo, para aceite pesado o donde se anticipen grandes cantidades de emulsiones o parafinas puede ser difícil determinar la interfase y en tal caso, se recomienda el control con el uso del depósito y el vertedero.

SEPARADORES VERTICALES

En la figura N^o 14, se muestra una configuración para un separador trifásico vertical, donde el flujo entra al recipiente chocando con una mampara donde se separa la mayor cantidad de gas, además de dispone también de un dispositivo que desvía el líquido hacia abajo de la interfase gas - aceite, hasta las cercanías de la interfase aceite - agua, para no perturbar la formación de la capa de aceite. Para igualar las presiones entre la sección inferior y la sección de gas, se necesita una tubería que simula una chimenea.

La salida del dispositivo desviador se localiza en la interfase aceite - agua; de aquí el aceite se eleva y el agua libre atrapada en la fase aceite se separa por diferencia de densidades. Las gotas de agua fluyen en contracorriente al flujo de aceite y similarmente, las gotas de aceite atrapadas en la fase agua suben a contracorriente del flujo de agua.

La figura N^o 14.a., muestra los métodos de

control de nivel utilizados en los separadores verticales. El primero es un control de nivel, el cual usa un flotador móvil que controla la interfase gas - aceite y opera una válvula de descarga del aceite en la sección del aceite. Además, se utiliza un flotador - que controla la interfase aceite - agua y regula y opera una válvula de drene del agua. Debido a que no se utilizan vertederos o partes internas complicadas, este sistema es el más fácil de fabricar y maneja muy bien la producción de arena y sólidos.

El segundo método mostrado usa un vertedero para controlar el nivel de la interfase gas - aceite a una altura constante, con lo que se provoca una mejor separación aceite - agua, ya que todo el aceite debe subir a la altura de la represa del aceite antes de salir - del separador. Las desventajas son que el depósito de aceite disminuye el volumen neto de separación del separador y aumenta los - costos de fabricación.

El tercer método usa dos vertederos con lo -

que se elimina la necesidad de un flotador de interfase, ya que el nivel de la interfase se controla por la altura relativa entre el vertedero externo de agua y el vertedero del aceite o por las alturas relativas de las salidas. Esto es similar al diseño del depósito y el vertedero de los separadores horizontales.

La ventaja de este último sistema, es que elimina el control del nivel de interfase y la desventaja es que necesita una tubería externa adicional y mayor espacio.

2.5. APLICACIONES DEL SEPARADOR HORIZONTAL Y VERTICAL

- SEPARADOR HORIZONTAL:
 - Areas de espacio vertical limitado o reducido.
 - Producción de fluidos espumosos.
 - Aplicación de separación trifásica con eficiencia.
 - Corriente arriba de equipo de proceso que no tolera partículas de líquido en el gas.
 - Corriente abajo de equipo que provoca o causa formación de líquidos.

- SEPARADOR VERTICAL:

- Flujos con alta RGA
- Corrientes con cantidades considerables de arena, lodos, etc.
- Area de espacio horizontal limitado
- Flujos caracterizados por gastos instantáneos - elevados.
- Corriente arriba de equipo de procesos que no admite partículas de líquido en el gas.
- Corriente abajo de equipo que causa formación de líquidos.

2.6. PARTES INTERNAS DEL SEPARADOR

a. DISPOSITIVOS DESVIADORES:

En la figura N^o 15, se muestran dos tipos básicos de dispositivos desviadores que son usados comúnmente. La placa desviadora, puede ser un plato esférico, un ángulo de hierro, un cono o cualquier obstrucción que realice un cambio repentino de la dirección y velocidad del fluido. La ventaja de los mecanismos, tales como la media esfera o el cono, es que causan menos turbulencia que las placas o los ángulos de hierro, reduciendo los -

problemas de arrastre de gas y de emulsificación.

El segundo dispositivo mostrado, es una entrada de tipo ciclónica que usa la fuerza centrífuga, la cual es un poco mejor que la agitación mecánica para separar aceite y gas. Esta entrada puede tener una tobera ciclónica, como se muestra o pueden usarse las paredes del separador para proporcionar una carrera tangencial al fluido. Los diseños de la tobera son variables, pero es común usar toberas con un diámetro igual a $2/3$ del diámetro del separador, con lo que se crea una velocidad de flujo aproximada de 20 pie/seg.

b. ROMPEDOR DE OLAS:

Es necesario instalar rompedores de olas en separadores horizontales de gran longitud, los cuales son placas verticales espaciadas a lo largo de la interfase gas - líquido y perpendiculares al flujo.

c. PLACAS ROMPEURAS DE NIEBLA:

La niebla se puede presentar en la interfase como

burbujas de gas que escapan del líquido y se puede estabilizar agregando en la entrada algún aceite químico, aunque una solución más efectiva frecuentemente, es forzar a la niebla para que pase a través de una serie de placas o tubos paralelos inclinados, que ayudan a coalescer a las burbujas. Ver figura N° 16.

d. ROMPEDOR DE TURBULENCIA:

El rompedor de turbulencia ayuda a prevenir el arrastre de gas cuando se abre la válvula de control del líquido, ver figura N° 17.

e. EXTRACTOR DE NIEBLA:

Los principios mecánicos bajo los cuales operan los extractores de niebla son el asentamiento por gravedad, la fuerza centrífuga, el choque y la filtración.

Los extractores de niebla más empleados son los del tipo de impacto, que a su vez pueden ser de veletas o de alambre entretejido.

EXTRACTORES DE NIEBLA TIPO VELETA:

Consisten de placas metálicas paralelas formando un laberinto. Cada una de estas placas cuenta con varias bolsas para retener el líquido (ver figura N° 18).

Cuando el gas pasa a través del extractor cambia de dirección varias veces y es centrifugado, provocando que las gotas de líquido se muevan hacia el exterior, donde son retenidas por las bolsas colectoras.

Aunque el diseño de estos extractores es empírico, los fabricantes generalmente garantizan que el líquido arrastrado en el flujo de gas no sobrepasa - 0.1 gal/MM pie³ de gas.

La eficiencia de un extractor de niebla de este tipo, aumenta al colocar las placas de niebla más juntas o al instalar más bolsas para retener el líquido; pero obviamente también se incrementa la caída de presión a través del extractor.

Entre los factores que afectan la eficiencia de estos extractores están el tamaño de las gotas, la densidad y la tensión superficial del líquido. Los extractores de este tipo son eficientes para separa

rar partículas de líquido mayores a 10 micras.

En los separadores que manejan glicol ha sido necesario utilizar dos extractores en serie, ya que - siendo el glicol un líquido tensor propicia la formación de películas en el primer extractor, las cuales son arrastradas por el flujo de gas hasta el - segundo extractor, donde se retienen y separan. El glicol también tiene la tendencia a disminuir la - densidad del aceite o condensados arrastrados en el flujo de gas.

Este problema se ha reducido añadiendo un agente antiespumante de alta densidad al glicol.

Cuando el separador cuenta con un tubo de drenaje de líquido, que va desde el extractor a la sección de almacenamiento, se debe vigilar que la caída de presión a través del extractor no sea mayor que la correspondiente a la columna hidrostática que se forma en el tubo. Cuando esto sucede, el líquido es extraído por succión hacia la parte superior del separador; o bien, el tubo queda parcialmente tapado. Comúnmente la caída de presión a través de este tipo de extractores, varía de 1 a 10 pg. de agua.

EXTRACTORES DE NIEBLA DE MALLA DE ALAMBRE ENTRETEJIDO:

Este tipo de extractores aunque se emplea poco, ha dado resultados favorables y es de bajo costo.

Consisten básicamente de un cojinete de malla de alambre, que tiene aberturas asimétricas y desalineadas - (Ver figura N° 18). El mecanismo de separación de líquido es el choque, aunque también hay acción centrífuga. Las características de la malla de alambre usada en estos extractores están dentro del siguiente rango:

Diámetro del alambre	0.003 a 0.011 Pg.
Volúmen de espacios libres	92 a 99.4 %
Densidad	3 a 33 lb/pie ³
Superficie específica	50 a 600 pies ² /pie ³

En la mayoría de los casos, el espesor del cojinete necesario para que el volumen de líquido arrastrado en el flujo de gas fuera del separador no exceda - de 0.1 gal/MM pie³, debe ser de 4 a 6 pg.

La eficiencia de estos extractores, depende de la velocidad del flujo de gas. Cuando la velocidad es baja, las gotas de líquido tienden a aglomerarse entre los alambres.

A velocidades altas el extractor tiende a inundarse, debido a que el líquido no puede fluir hacia abajo, contra el flujo del gas. En ambos casos los espacios libres del extractor se pueden llenar de líquido y, entonces, una porción del líquido es arrastrada por la corriente de gas.

En la figura Nº 19, se muestra una gráfica de eficiencias contra velocidades del flujo de gas, para un extractor del tipo de malla de alambre entretelado.

La velocidad con que se obtiene la máxima eficiencia puede calcularse con la siguiente ecuación:

$$v = k \{ (\rho_p - \rho_g) / \rho_g \}^{1/2}$$

El valor aproximado de k , cuando se utiliza el extractor en separadores de gas y líquido, es 0.35. La ecuación es similar a la que se emplea para determinar la velocidad permisible en los separadores; pero en este caso el valor de k varía entre 0.12 y 0.17.

En consecuencia el área de flujo del extractor debe ser menor que la del separador; esto se logra cubriendo una parte de la rejilla que sostiene el cojinete de malla de alambre.

La caída de presión en estos extractores depende de la carga de líquido en el flujo de gas, del diseño del cojinete y de la velocidad del gas, pero generalmente no es mayor que 1 pg. de agua.

EXTRACTORES DE NIEBLA TIPO CICLONICO:

Este tipo de extractores, consiste de un conjunto - de pares de tubos concéntricos, como los mostrados en la figura N^o 20, montados en un recipiente como se indica en la figura N^o 21. El número de tubos - depende del gasto de gas que se va a manejar.

Los tubos concéntricos están provistos de entradas tangenciales para el gas. La parte inferior de ~~es~~ - tos tubos es cónica y tienen descargas para las par - tículas de líquido separadas.

El gas entra tangencialmente al espacio anular en - tre los dos tubos, moviéndose en espiral hacia aba - jo. Las partículas de líquido en al corriente de gas son conducidas, por la fuerza centrífuga, hacia las paredes de? tubo en donde se recolectan y arras - tran hacia el fondo por el gas. Estas partículas - se descargan a través de la salida localizada en el fondo de los tubos. El gas, libre de impurezas, sa - le a través del tubo interior.

La velocidad del flujo de gas en este tipo de extractores es crítica. Cuando la velocidad disminuye abajo de un cierto valor, la eficiencia se abate rápidamente y si la velocidad aumenta, la caída de presión a través del extractor también se incrementará.

En algunos equipos de separación se han empleado un extractor de niebla tipo choque, como el de alambre entretelado, delante de un extractor tipo ciclónico, con resultados satisfactorios. El extractor de alambre entretelado actúa como aglomerador de gotas pequeñas de líquido, las cuales son posteriormente eliminadas en el extractor tipo ciclónico.

C A P I T U L O I I I

DIE:

FUNDAMENTOS DE LA SEPARACION DE MEZCLAS GAS - LIQUIDO

En este capítulo se discuten los diferentes factores que gobiernan la separación de mezclas de gas y líquidos y la forma en que afectan la eficiencia de los separadores.

3.1. MECANISMOS DE SEPARACION

La separación de mezclas de gas y líquidos, se logra mediante una combinación apropiada de los siguientes factores: gravedad, fuerza centrífuga y choque.

3.1.1. Separación por gravedad

Es el mecanismo de separación que más se utiliza, debido a que el equipo requerido es muy simple. Cualquier sección ampliada en una línea de flujo, actúa como asentador, por gravedad, de las gotas de líquido suspendidas en una corriente de gas. El asentamiento se debe

a que se reduce la velocidad del flujo.

En los separadores el asentamiento por gravedad tiene lugar principalmente en la sección secundaria, que se conoce también como sección de asentamiento por gravedad.

Si el flujo es vertical hacia arriba, como - en los separadores verticales, las partículas de líquido que se van a separar caen a contraflujo del gas. Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad se aceleran, hasta que la fuerza de arrastre se balancea con la fuerza gravitacional. Después de este momento, las partículas continúan cayendo a una velocidad constante, conocida como velocidad de asentamiento o velocidad terminal.

La velocidad de asentamiento calculada para una gota de líquido de cierto diámetro, indica la velocidad máxima que debe tener el gas, para permitir que partículas de este diámetro o mayor se separen.

Para calcular la velocidad de asentamiento,

se puede establecer el siguiente balance de fuerzas que actúan sobre una partícula de líquido en una corriente de gas, ver figura N° 22.

Fuerza total actuando sobre la partícula = Fuerza de gravedad - Fuerza de empuje - Resistencia por fricción.

$$0 \text{ sea, } F_t = F_g - F_e - F_f \quad (3.1)$$

Sustituyendo cada término por su valor, queda:

$$\rho_p V_p \frac{dv_t}{dt} = \frac{\rho_p V_p g}{g_c} - \frac{\rho_g V_p g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 g_c} \quad (3.2)$$

Dividiendo (3.2) entre $\rho_p V_p$

$$\frac{dv_t}{dt} = \left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_p} \right) \frac{g}{g_c} - \frac{f A_p \rho_g v_t^2}{2 \rho_p V_p g_c} \quad (3.3)$$

Tomando en cuenta que la velocidad de asentamiento es constante, el primer miembro es cero. Despejando v_t

$$v_t = \left[\frac{2 g \rho_p V_p (\rho_p - \rho_g)}{f A_p \rho_g} \right]^{1/2} \quad (3.4)$$

Considerando las gotas de líquido como - partículas esféricas y rígidas, su volumen es

$$\pi d_p^3 / 6$$

y su área es :

$$\pi d_p^2 / 4. \quad \text{Por lo tanto,}$$

$$\frac{V_p}{A_p} = \frac{2 d_p}{3}$$

Sustituyendo en (3.4):

$$v_t = \left[\frac{4(\rho_p - \rho_g) d_p g}{\rho_g} \right]^{1/2} \quad (3.5)$$

El coeficiente de arrastre f se puede calcular de la figura N° 23, donde se grafica contra el parámetro adimensional:



BIBLIOTECA

$$NRE = \frac{v_t d_p \rho_g}{\mu g}$$

Para objeto de diseño de separadores se ha comprobado que:

$$f = \frac{24}{NRE}$$

que corresponde a la sección recta de la figura N° 23. Combinando las expresiones anteriores queda:

$$f = \frac{24 \mu g}{v_t d_p \rho_g}$$

Al sustituir f en (3.5), esta ecuación toma la forma de la Ley de Stokes:

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu g} \quad (3.6)$$

Cuando el flujo de gas en la sección de separación es horizontal, la velocidad de asentamiento es horizontal, la velocidad de asentamiento

to es aquella a la cual las partículas suspendidas viajan a través de la corriente de gas. Esta velocidad se puede utilizar para determinar el tiempo de retención requerido para que una partícula de un tamaño dado, se deposite desde la parte superior al fondo de la sección de separación.

Tanto en los separadores verticales como en los horizontales, las velocidades altas inducen turbulencia a la corriente de gas, ocasionando que algunas partículas de líquido grandes sean arrastradas en el flujo de gas.

3.1.2. Separación por fuerza centrífuga

La fuerza centrífuga que se induce a las partículas de líquido suspendidas en una corriente de gas, puede ser varios cientos de veces mayor que la fuerza de gravedad que actúa sobre las mismas partículas. Este principio mecánico de separación se emplea en un separador tanto en la sección de separación primaria como en algunos tipos de extractores de niebla, por ejemplo en el extractor tipo ciclónico. Ver figuras N° 20 y N° 21.

Las partículas de líquido colectadas en las paredes de un extractor de niebla tipo ciclónico, difícilmente son arrastradas por la corriente de gas. Sin embargo la velocidad del gas en las paredes del tubo ciclónico, no debe ser mayor de un cierto valor crítico.

Se recomienda que la velocidad del gas debe ser tal que $\rho_g v^2$ se debe mantener en 900 . v es la velocidad del gas a la entrada del tubo ciclónico en pies/seg. También se recomienda que v sea menor de 45 pies/seg.

La Ley de Stokes se puede aplicar al proceso de separación centrífuga, sustituyendo g por la aceleración debida a la fuerza centrífuga (a), entonces:

$$v_t = \frac{a \cdot d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g} \quad (3.7)$$

Considerando que v_t es constante en magnitud e igual a v_m y que:

$$F_c = \frac{m_p v_m^2}{r} \quad (3.8)$$

Combinando la ecuación anterior con las expresiones:

$F_c = m_p a$ y $S = 2 \pi r N$ resulta:

$$a = \frac{2\pi N v_m^2}{S} \quad (3.9)$$

Sustituyendo (3.9) en (3.7) y despejando dp :

$$dp = \frac{1}{2} \frac{9 \mu g S}{\pi N v_m (\rho_p - \rho_g)} \quad (3.10)$$

Con la fórmula (3.10), se puede calcular el tamaño de las partículas de líquido que se pueden separar por fuerza centrífuga.

3.1.3. Separación por choque

Este mecanismo de separación es tal vez el que más se emplea en la eliminación de las -

partículas pequeñas de líquido suspendidas en una corriente de (las. Las partículas de líquido que viajan en el flujo de gas, chocan con obstrucciones donde quedan adheridas.

La separación por choque se emplea principalmente en los extractores de niebla tipo velta y en los de malla de alambre entretejido.

Se conoce como distancia de paro, a la distancia que una partícula de cierto diámetro, viaja a través de una línea de corriente de gas. Esta distancia se puede obtener modificando la ley de Stokes de la siguiente forma:

$$S_p = \frac{d_p^2 \rho_g v_i}{18 \mu g} \quad (3.11)$$

Como se observa, de la ecuación (3.11), la distancia de paro es proporcional al cuadrado del diámetro de la partícula de líquido. Esto significa que para las partículas más pequeñas su distancia de paro es más corta y , por lo tanto, tienen mayor tendencia a desviar

se alrededor de la obstrucción.

3.2. PRINCIPALES FACTORES QUE AFECTAN LA EFICIENCIA DE SEPARACION DE GAS Y LIQUIDO

A continuación se describen, en orden de importancia, los principales factores que afectan la eficiencia de la separación de gas y líquido.

3.2.1. Tamaño de las partículas de líquido

El tamaño de las partículas en el flujo de gas, es un factor importante en la determinación de la velocidad de asentamiento, en la separación por gravedad y en la separación por fuerza centrífuga. También es importante en la determinación de la distancia de paro, cuando la separación es por choque.

La velocidad promedio del gas en la sección de separación secundaria, corresponde a la velocidad de asentamiento de una gota de líquido - de cierto diámetro, que se puede considerar como el diámetro base. Teóricamente todas las gotas con diámetro mayor que el base deben ser eliminadas. En realidad lo que sucede es que

se separan partículas más pequeñas que el diámetro base, mientras que algunas más grandes en diámetro no se separan. Lo anterior es debido a la turbulencia del flujo, y a que algunas de las partículas de líquido tienen una velocidad inicial mayor que la velocidad promedio del flujo de gas.

La separación en flujo horizontal también está sujeta a los mismos efectos.

En la figura N^o 24, se muestra el efecto del tamaño de las partículas en la eficiencia de la separación, cuando el extractor de niebla es del tipo de choque o ciclónico. En esta figura se relaciona el tamaño de la partícula con el por ciento de partículas eliminadas. Se observa que en un proceso de separación se separa, por ejemplo, un 50 % de un tamaño λ de partículas, y que sólo se elimina un 22 % de las partículas de tamaño $\lambda/2$, mientras que se elimina un 90 % de partículas de tamaño 3λ .

El tamaño de las partículas de líquido que se forman en el flujo de líquido y gas, cuando -

no hay agitaciones violentas, es lo suficientemente grande para lograr una buena eficiencia con los separadores.

Generalmente se especifica en los equipos de separación, que el arrastre no es mayor que 0.1 gal/MM pie^3 . Una partícula de 10 micras - tiene tan poco volumen, que puede haber 720000 partículas de líquido de este tamaño por cada pie cúbico de gas, sin que se exceda la especificación aludida.

3.2.2. La distribución del tamaño de las partículas de líquido y el volumen de líquido que entra al separador

Estos aspectos están íntimamente ligados en la eficiencia de la separación. Para ilustrar lo se pueden analizar las siguientes situaciones:

Considérese que un separador se instala, para separar un volumen de líquido de 2000 galones por cada millón de pie cúbico de gas. De este volumen de líquido, 0,5 galones están for

mados por partículas menores de 10 micras. Si el separador tiene una eficiencia de 80 % para separar partículas menores de 10 micras, entonces su eficiencia total será de casi 100 %. Sin embargo, si este mismo separador se utiliza en una corriente de gas, donde el contenido de líquido es de 20 galones por millón de pie cúbico de gas, todo formado por partículas menores de 10 micras, la eficiencia total de separación será de 80 % y habrá un arrastre de líquido en el flujo de gas de 4 galones por millón de pie cúbico de gas. Así aunque, el separador funcionara bien, no sería el adecuado.

De lo anterior se concluye que, en la selección del equipo de separación para un determinado problema, se deben considerar como aspectos importantes, la distribución del tamaño de las partículas y el volumen de líquido que se va a separar.

3.2.3. Velocidad del gas

Generalmente los separadores se diseñan de

tal forma que las partículas de líquidos mayores de 100 micras, se deben separar del flujo de gas en la sección de separación secundaria, mientras que las partículas más pequeñas en la sección de extracción de niebla.

Cuando se aumenta la velocidad del gas a través del separador, sobre un cierto valor establecido en su diseño, aunque se incrementa el volumen de gas manejado no se separan totalmente las partículas de líquido mayores de 100 micras en la sección de separación secundaria.

Con esto se ocasiona que se inunde el extractor de niebla y, como consecuencia, que haya arrastres repentinos de baches de líquido en el flujo de gas que sale del separador.

3.2.4. Presión de separación

Es uno de los factores más importantes en la separación, desde el punto de vista de la recuperación de líquidos. Siempre existe una presión Óptima de separación para cada situa-

ción en particular.

Fig. 2.1

En ocasiones al disminuir la presión de separación, principalmente en la separación de gas y condensado, la recuperación de líquidos aumenta. Sin embargo, es necesario considerar el valor económico de volumen de líquidos, contra la compresión extra que puede necesitarse para transportar el gas.

La capacidad de los separadores también es afectada por la presión de separación. Al aumentar la presión, aumenta la capacidad de separación de gas y viceversa.

3.2.5. Temperatura de separación

En cuanto a la recuperación de líquidos, la temperatura de separación interviene de la siguiente forma: a medida que disminuye la temperatura de separación, se incrementa la recuperación de líquidos en el separador.

Una gráfica de temperatura de separación contra recuperación de líquidos, se muestra en la

figura N^o 25. Se observa que a una temperatura de separación de 0°F., la recuperación de líquidos en el separador es de aproximadamente 5000 galones por millón de pie cúbico de gas, mientras que el volumen de líquidos que se recupera en el tanque de almacenamiento es del orden de 2000 galones por millón de pie cúbico.

Así pues, es necesario considerar que aunque se tiene la máxima recuperación de líquidos en el separador a 0°F., de los 5000 galones por millón de pie cúbico se evaporan en el tanque de almacenamiento 3000. Este vapor generalmente se libera a la atmósfera, por lo que se ocasionan grandes pérdidas.

Otros aspectos que hay que considerar para utilizar baja temperatura de separación, son las siguientes:

- a. La separación a baja temperatura necesita equipo adicional de enfriamiento.
- b. Se presentan otros problemas de operación,

tal como la formación de hidratos.

En consecuencia, para obtener la temperatura -
Optima de separación, desde el punto de vista
de recuperación de líquidos, es necesario con-
siderar todos los aspectos mencionados.

La temperatura afecta la capacidad del separa-
dor al variar los volúmenes de fluido y sus
densidades. El efecto neto de un aumento en
la temperatura de separación es la disminución
de capacidad en la separación de gas.

3.2.6. Densidades del líquido y del gas

Las densidades del líquido y el gas, afectan -
la capacidad de manejo de gas de los separado
res. La capacidad de manejo de gas de un sepa-
rador, es directamente proporcional a la dife-
rencia de densidades del líquido y del gas e
inversamente a la densidad del gas.

3.2.7. Viscosidad del gas

El efecto de la viscosidad del gas en la sepa-
ración, se puede observar de las fórmulas para

determinar la velocidad de asentamiento de las partículas de líquido. La viscosidad del gas se utiliza en el parámetro NRE, con el cual se determina el valor del coeficiente de arrastre. De la Ley de Stokes, utilizada para determinar la velocidad de asentamiento de partículas de cierto diámetro, se deduce que a medida que aumenta la viscosidad del gas, disminuye la velocidad de asentamiento y por lo tanto, la capacidad de manejo de gas del separador.

C A P I T U L O I V

CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LOS SEPARADORES
DE DOS FASES4.1. FACTORES QUE INTERVIENEN EN LA CAPACIDAD DE LOS SEPA
RADORES DE ACEITE Y GAS

Los factores que intervienen en forma fundamental en la capacidad de los separadores de aceite y gas son:

- a. El diámetro y la longitud del separador.
- b. El diseño y arreglo de las partes internas del separador.
- c. Las características físicas y químicas del aceite y el gas que se van a separar. (la densidad del aceite y el gas, la viscosidad del gas, el equilibrio de las fases, etc.).

- d. La presión y la temperatura de operación del separador.
- e. El número de etapas de separación.
- f. El nivel del líquido en el separador.
- g. La tendencia del aceite a formar espuma.
- h. La cantidad de material sólido arrastrado por los **fluídos** que se van a separar.
- i. Las condiciones del separador y de sus componentes.



4.2. CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE SEPARADORES VERTICALES Y HORIZONTALES

4.2.1. Separadores verticales

4.2.1.1. CAPACIDAD DE SEPARACION DE GAS:

De la ecuación de continuidad

$$v_t = \frac{q_f}{A f} \quad (4.1)$$

y,

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} \quad (4.2)$$

Resulta:

$$q_f = \frac{\pi D^2}{4} v t \quad (4.3)$$

De la ecuación general de los gases ,
para condiciones base y condiciones -
de operación del separador:

$$\frac{P_s q_{sg}}{R T_s} = \frac{P_f q_f}{Z_f R T_f} \quad (4.4)$$

despejando q_{sg} :

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \quad (4.5)$$

Sustituyendo (4.3) en (4.5), conside-
rando $T_s = 520 \text{ }^\circ\text{R}$ $P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2$

abs y multiplicando el segundo miembro por 86400, para obtener qsg en pies³/día a las condiciones estandar:

$$q_{sg} = 2.400 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} v_t D^2 \quad (4.6)$$

La velocidad de asentamiento v_t , con la ecuación (3.6).

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18\mu_g}$$

Sustituyendo (3.6) en (4.6):

$$q_{sg} = 4.294 \times 10^6 \frac{P_f d_p^2 (\rho_p - \rho_g) D^2}{Z_f T_f \mu_g} \quad (4.7)$$

q_{sg} es el gasto de gas a condiciones estandar que puede manejar el separador, sin que partículas de diámetro

mayor que d_p sean arrastradas por la corriente de gas. La capacidad de gas de un separador vertical, como puede observarse de la expresión (4.7), es independiente de la longitud del separador.

4.2.1.2. CAPACIDAD DE SEPARACION DE LIQUIDO:

Para calcular la capacidad de manejo de líquido de un separador, ya sea vertical u horizontal, se deben considerar el diámetro del separador, el nivel del líquido arriba de la salida del aceite en el separador, el factor de volumen del aceite a las condiciones de operación del separador y el tiempo de retención del líquido.

Para separadores verticales se recomienda que el nivel máximo de líquido, esté en el rango de uno a tres veces el diámetro del separador dependiendo del diseño.

El volumen disponible para manejo de

líquido en un separador vertical es:

$$V_{lv} = \frac{\pi D^2}{4} h \quad (4.8)$$

Por lo tanto el gasto de líquido a las condiciones estandar que el separador puede manejar es:

$$q_{sl} = \frac{V_{lv}}{B_o \text{ tr}} = \frac{\pi D^2 h}{4 B_o \text{ tr}} \quad (4.9)$$

q_{sl} en pies^3/min

para obtener q_{sl} en $\text{bl}/\text{día}$ se multiplica la ecuación (4.9) por $1440/5.615$ quedando:

$$q_{sl} = 201.420 \frac{D^2 h}{B_o \text{ tr}} \quad (4.10)$$

La OMPEC recomienda los siguientes - tiempos mínimos de retención para que

sus separadores operen eficientemente.

RANGO DE PRESION lb/pg ²	TIEMPO DE RETENCION seg.
0 - 600	60
600 - 1000	50
> 1100	30

Quando el aceite que se va a separar tiende a formar espuma, el tiempo de retención necesario se debe incrementar hasta en 5 min., por lo que la capacidad de líquido del separador - baja notableniente.

En cuanto el factor de volumen del aceite (B_o), este puede determinarse mediante un análisis pVT de los flúidos en cuestión; también puede obtenerse a partir de constantes de equilibrio o por correlaciones. En cualquier caso, es interesante hacer las siguientes observaciones:

Sea, por ejemplo, un sistema de separación en tres etapas; es decir, dos separadores y el tanque de almacenamiento. Los volúmenes de líquido - que manejarán los separadores en la primera y segunda etapas, son mayores que el volumen contenido en el - tanque de almacenamiento.

Lo anterior se debe a que a las condiciones de operación de la primera y segunda etapas, el volumen de gas disuelto en el aceite es mayor que a las condiciones en el tanque de almacenamiento.

Si se conoce el volumen de aceite en el tanque de almacenamiento se pueden determinar en forma aproximada , los volúmenes de aceite que se manejan en la primera y segunda etapas - de separación. Estos se obtienen - multiplicando el volumen de aceite - en el tanque de almacenamiento por el respectivo factor de volumen del aceite para las condiciones de operaci

ción de cada etapa.

Sin embargo, deben considerarse los siguientes aspectos sobre los valores del factor de volumen del aceite de que conjuntamente se dispone:

- a. Los factores de volumen del aceite, se obtienen generalmente a partir del análisis PVT a la temperatura del yacimiento, la cual difiere de las temperaturas de separación.
- b. Los factores de volumen del aceite generalmente se obtienen en laboratorio por un proceso de liberación diferencial, mientras que el fenómeno en el separador es más semejante a un proceso de liberación instantánea (flash).
- c. En realidad en el separador, debido a los cortos tiempos de retención y a la poca agitación de los fluidos, no se alcanzan las

condiciones de equilibrio entre las fases que si se establecen en el laboratorio. Debido a esto el aceite en el separador está supersaturado y su factor de volumen es mayor que el que se obtiene a las condiciones de equilibrio. En la figura N^o 24, se muestra una gráfica en donde se observa el efecto en el factor de volumen cuando el aceite está supersaturado.

d. Los factores de volumen para las condiciones de separación, se pueden calcular a partir de las constantes de equilibrio, pero en estos cálculos tampoco se consideran las condiciones de supersaturación del aceite.

Un caso especial en la separación ocurre cuando, se produce aceite volátil, (concentraciones mayores al 15% de C2 a C6; factores de volumen mayo

res de 2; y relaciones gas-aceite mayores de $160 \text{ m}^3/\text{m}^3$. En estos casos se presenta la condensación de gas a través del sistema de producción, antes de que los fluidos entren al separador; incrementándose el volumen de líquido por separar. Esto se debe a la disminución de la temperatura de los fluidos y a la similitud entre la composición del aceite y el gas.

4.2.2. Separadores horizontales

4.2.2.1. Capacidad de gas:

Para establecer la ecuación con la que se obtiene la capacidad de manejo de gas de los separadores horizontales, se harán las siguientes consideraciones que dependen del diseño específico del separador:

- a. Las gotas de líquido caen en un ángulo de 45° , desde la entrada de los fluidos al separador, si

tuada en su parte superior, a la interfase gas - líquido. Ver figura N^o 27.

- b. El extractor de niebla está situado a una distancia de dos veces la diferencia del diámetro del separador menos el nivel de líquido.

De acuerdo con lo anterior, la velocidad de asentamiento de las gotas de líquido, v_t es:

$$v_t = \frac{\sqrt{(D-h)^2 + (D-h)^2}}{\text{trg}} = \frac{\sqrt{2} (D-h)}{\text{trg}} \quad (4.11)$$

despejando trg , que es el tiempo de retención del gas, necesario para que las gotas de líquido se depositen en la interfase gas - líquido:

$$\text{trg} = \frac{\sqrt{2} (D-h)}{v_t} \quad (4.12)$$

De donde:

$$v_g = \frac{2(D-h)}{\text{trg}} = \frac{2(D-h)}{\sqrt{2}(D-h)} = \sqrt{2} \quad (4.13)$$

De acuerdo a la ecuación de continuidad:

$$q_f = v_g A_f = \sqrt{2} v_t A_f \quad (4.14)$$

Donde:

$$A_f = \frac{\pi D^2}{4} \left\{ 1 - \frac{\arccos\left(1 - \frac{2h}{D}\right)}{180^\circ} \right\} +$$

$$\frac{(Dh-h^2)^{1/2}}{(D/2-h)} \quad (4.15)$$

de la ecuación general de los gases, para condiciones estandar y condiciones de operación del separador,

$$\frac{P_s}{R} \frac{q_s}{T_s} = \frac{P_f}{Z_f R} \frac{q_f}{T_f} \quad (4.16)$$

Despejando q_{sg} :

$$q_{sg} = \frac{T_s P_f}{P_s Z_f T_f} q_f \quad (4.17)$$

Sustituyendo (4.14) en (4.17), considerando $T_s = 520^\circ R$, $P_s = 14.7 \text{ lb/pg}^2$ abs y multiplicando el segundo miembro por 86400, para obtener q_{sg} en $\text{pies}^3/\text{día}$ a las condiciones estandard.

$$q_{sg} = 4.322 \times 10^6 \frac{P_f}{Z_f T_f} v_t A_f \quad (4.18)$$

En (4.18), v_t se puede calcular a partir de la ecuación (3.6):

$$v_t = \frac{g d_p^2 (\rho_p - \rho_g)}{18 \mu_g}$$

Sustituyendo v_t en la ecuación (4.18) queda:

$$q_{sg} = 7.725 \times 10^6 \frac{p_f}{Z_f} \frac{d_p^2}{T_f} \frac{(p_p - p_g)}{\mu_g} A_f \quad (4.19)$$

q_{sg} es el gasto de gas a condiciones estandard que puede manejar el separador, sin que partículas de diámetro mayor que d_p , sean arrastrada por la corriente de gas.

4.2.2.2. CAPACIDAD DE LIQUIDO:

En separadores horizontales, se recomienda que el nivel de líquido máximo, sea menor que la mitad del diámetro inferior del separador.

El volumen disponible para manejo de líquido en un separador horizontal es:

$$V_{lh} = \left(\frac{\pi D^2}{4} - A_f \right) L \quad (4.20)$$

Por lo tanto el gasto de líquido a

las condiciones estandard, que el separador puede manejar es:

$$q_{sl} = \frac{Vlh}{Bo \ tr} = \frac{\left(\frac{\pi D^2}{4} - Af\right)L}{Bo \ tr} \quad (4.21)$$

Donde:

q_{sl} en pies³/ min.

para obtener q_{sl} en bl/día se puede multiplicar la ecuación (4.21) por 1440/5.615, quedando:

$$q_{sl} = 256.474 \frac{\left(\frac{\pi D^2}{4} - Af\right)L}{Bo \ tr} \quad (4.22)$$

NOTA SOBRE EL CALCULO DE LA CAPACIDAD DE TRATAMIENTO DE LOS SEPARADORES DE TRES FASES:

Para determinar la capacidad de tratamiento de gas de los separadores de

3 fases, se pueden utilizar las mismas ecuaciones que para los separadores **de** dos fases.

Para determinar la capacidad de manejo de aceite o agua de un separador de 3 fases, Únicamente se considera el factor de volumen del aceite y el tiempo de retención del aceite y del agua en el separador. Este tiempo - está en función del volumen de retención de líquido, el gasto de líquido por manejar, y las densidades relativas del aceite y el agua.

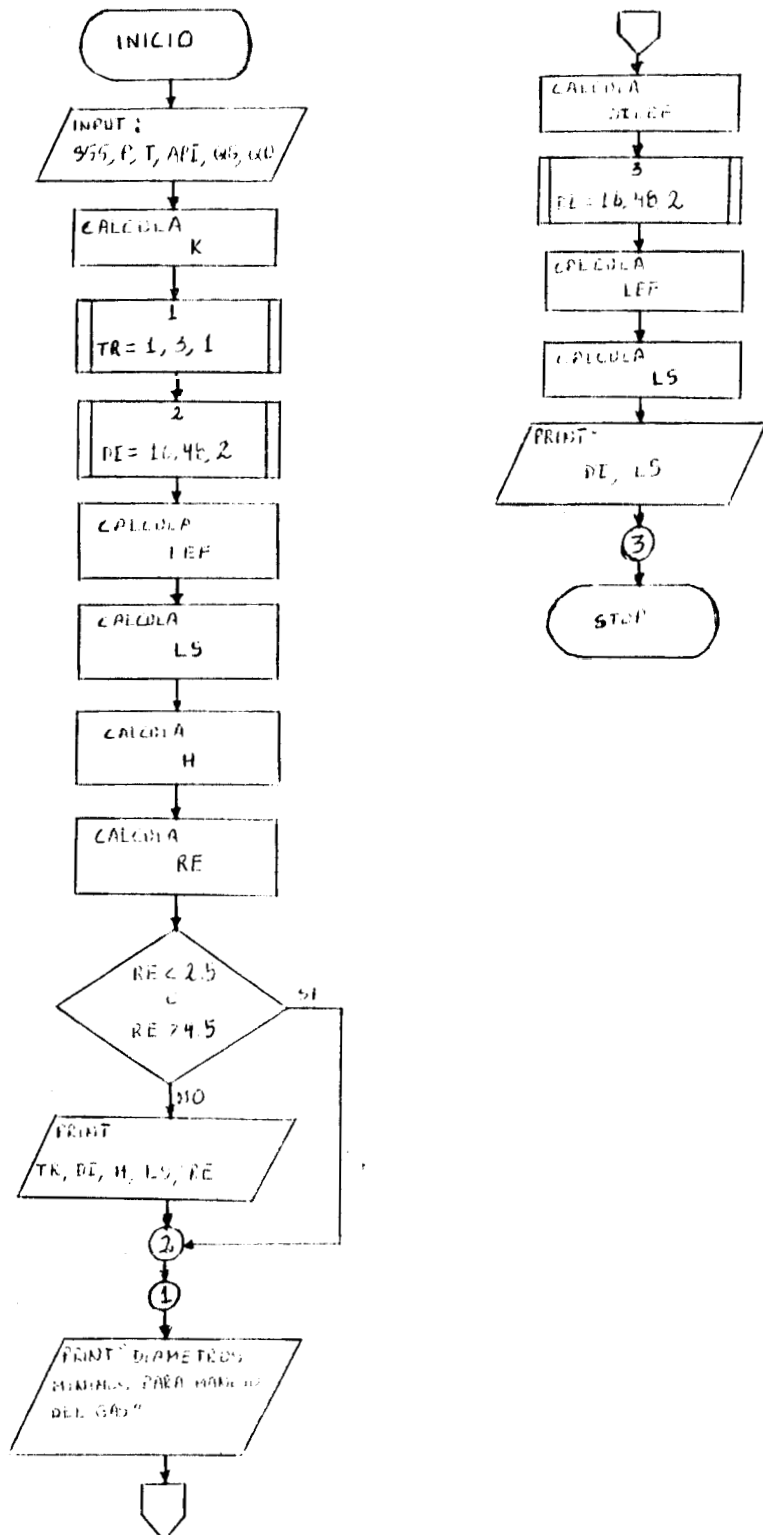
Es importante hacer notar que el volumen de retención de líquido en un separador de 3 fases, es aquel donde el aceite y el agua permanecen en contacto. Cuando el aceite y el agua están en el separador, pero en compartimientos diferentes, el volumen ocupado por éstos, no se puede considerar como parte del volumen de retención.

Al diseñar los separadores de 3 fases, se considera generalmente que del volumen total disponible para la retención de líquidos, la mitad es para el aceite y la otra para el agua. Sin embargo, los diseños son más adecuados cuando los volúmenes de retención son variables. Esto se logra por medio de un controlador de interfase móvil.

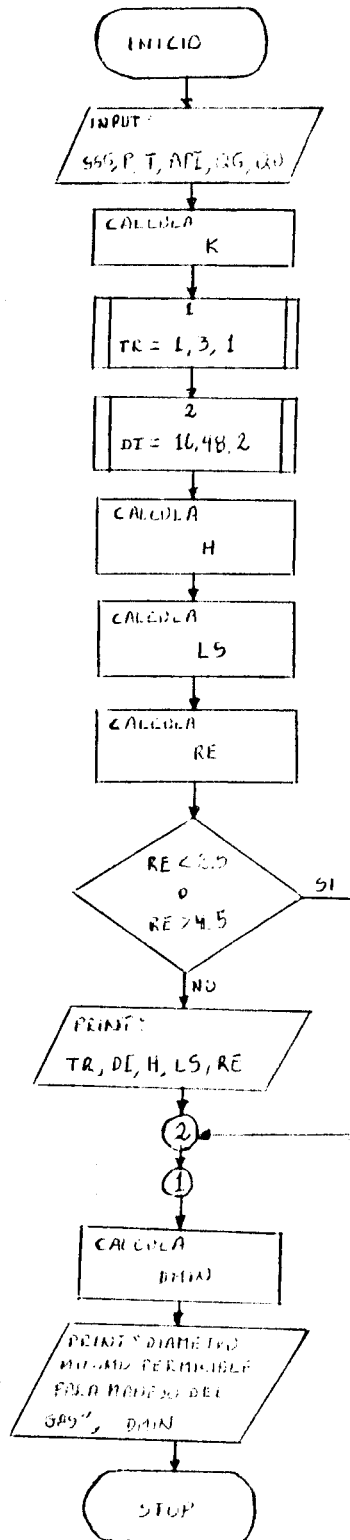
4.3. PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES VERTICALES Y HORIZONTALES DE DOS FASES

Aquí vamos a realizar los respectivos diagramas de flujo que se utilizan para hacer los programas de dimensionamiento de los separadores de dos fases tanto horizontales como verticales.

4.3.1. Diagrama de Flujo para dimensionar separadores horizontales de dos fases



4.3.2. Diagrama de Flujo para dimensionar separadores verticales de dos fases



C A P I T U L O V

FUNDAMENTOS BASICOS DE LA SEPARACION DE TRES FASES

a. ASENTAMIENTO

En la sección secundaria, al igual que en el caso de la separación de dos fases, las partículas de líquido se separan de la corriente de gas a contraflujo de éste.

Estas partículas de líquido que descienden por la acción de la gravedad, se aceleran hasta que la fuerza de arrastre se equilibra con la fuerza gravitacional, para que posteriormente las partículas de líquido continúen descendiendo a una velocidad constante.

De la Ley de Stokes ($NR < 0.3$) se puede determinar la velocidad de asentamiento de la partícula cuando se tiene flujo laminar:

$$v_o = 1.73 \times 10^{-6} \frac{d_p^2 (\gamma_{ro} - \gamma_g)}{\mu g} \quad (5.1)$$

Para el diseño de equipos de producción, la Ley de Stokes no gobierna exclusivamente y por consiguiente, para obtener la velocidad de asentamiento de la partícula, se utilizan las siguientes ecuaciones:

$$v_o = 0.0119 \left(\frac{d_p}{C_d} \frac{\rho_o - \rho_g}{\rho_g} \right)^{1/2} \quad (5.2)$$

donde:

$$C_d = \frac{24}{NRE} + \frac{3}{NKE} + 0.34 \quad (5.3)$$

Las ecuaciones (5.2) y (5.3), se resuelven en forma iterativa.

b. TAMAÑO DE LA PARTÍCULA DE LÍQUIDO

El propósito del extractor de niebla en el separador, es eliminar la máxima cantidad de partículas de líquido que arrastra la corriente de gas, antes de salir del separador. Por experiencia de campo se tiene, que si en la sección de separación de gas se eliminan partículas de 100 micras de diámetro, el extractor de niebla no se inundará y por lo tanto, se podrán separar partí-

culas con diámetro de 10 a 100 micras.

Las ecuaciones que se presentan para la capacidad de manejo de gas, están basadas en la eliminación de partículas de 100 micras de diámetro. Sin embargo, pueden ser modificadas para cualquier otro diámetro.

c. ASENTAMIENTO DE ACEITE Y AGUA

El flujo alrededor de las gotas de aceite en el agua o alrededor de las gotas de agua en el aceite, es laminar, así que gobierna la Ley de Stokes y la velocidad de la gota es:

$$V_p = 1.78 \times 10^{-6} \frac{(\gamma_w - \gamma_{ro}) d_p^2}{\mu C} \quad (5.4)$$

d. TAMAÑO DE LA GOTA DE AGUA EN EL ACEITE

Es difícil predecir el tamaño de la gota de agua que debe separarse de la fase de aceite para coincidir con la definición de "aceite libre" y a menos que se tengan datos disponibles de laboratorio o de campo, en el diseño de los separadores se supone una separación de gotas de agua de 500 o más micras de diámetro. Si

se aplica este criterio, la emulsión tratada por el equipo corriente abajo tendrá menos del 5 al 10 % de agua y no requerirá un tratamiento químico excesivo.

e. TAMANO DE LA GOTA DE ACEITE EN EL AGUA

De la ecuación (5.4), se puede observar que es más fácil la separación de gotas de aceite en agua, que la separación de gotas de agua en el aceite. La viscosidad del aceite es de 5 a 20 veces mayor que la del agua. El primer objetivo de la separación trifásica es preparar el aceite para tratamientos adicionales. La experiencia de campo indica que el contenido de aceite en el agua producida de un separador trifásico, diseñado para eliminar el agua del aceite, puede esperarse que esté entre algunos cientos y 2.000 mg/l.

f. TIEMPO DE RETENCION

Se necesita un cierto tiempo de retención del aceite en el separador trifásico, para asegurarse que el aceite alcance el equilibrio y se libere el gas. También se requiere de un tiempo adicional para asegurarse que el agua libre tenga tiempo de coalescer y alcanzar el tamaño de gota necesario para caer de acuerdo a la

ecuación (5.4). El tiempo de retención varía de 3 a 30 minutos dependiendo de la información obtenida mediante un análisis de laboratorio o de campo. Para fines de diseño se sugiere utilizar un tiempo de retención de 10 minutos, si no se dispone de información para determinarlo.

En forma similar, se necesita un tiempo de retención para el agua, asegurándose que las gotas de aceite tengan el tiempo suficiente para coalescer y elevarse hacia la interface aceite - agua.

Los tiempos de retención para la fase agua varían de 3 a 30 minutos, dependiendo también de datos de laboratorio o de campo; si no se dispone de ella, se recomienda utilizar un tiempo de retención de 10 minutos.

5.1. DIMENSIONAMIENTO DE LOS SEPARADORES TRIFASICOS

Las ecuaciones que se presentan en este capítulo pueden utilizarse para determinar el dimensionamiento inicial de un separador; sin embargo, este procedimiento deberá complementarse con la experiencia de operación, por lo que el ingeniero deberá decidir finalmente el tipo y tamaño del separador.

El ingeniero de producción debe considerar los requerimientos de producción, incluyendo los posibles cambios en el gasto y las variaciones de las propiedades con el tiempo.

5.1.1. Separadores horizontales

Las siguientes ecuaciones son las que se utilizan para separar partículas con un diámetro de 100 micras, en un separador donde el nivel de líquido sea igual o menor a la mitad de diámetro interno del mismo separador.

a. Capacidad de gas:

$$d_i L_e = 42 K (T + 460) q_g/P \quad (5.5)$$

donde:

$$L_e = 0.75 L_s \quad (5.6)$$

K es una constante que depende de las propiedades del gas, del líquido y del tamaño de la partícula a separar, y se define como:

$$K = \left(\frac{C_d}{d_p} \frac{\rho_g}{\rho_0 - \rho_g} \right)^{1/2} \quad (5.7)$$

Para separar partículas de 100 micras de diámetro, K se puede obtener utilizando - la figura N^o 28.

- b. Para el tiempo de retención se tiene la siguiente fórmula que aporta combinaciones aceptables de diámetro y longitud:

$$d_i^2 L_e = 1.42 (q_w t_{rw} + q_o t_{ro}) \quad (5.8)$$

- c. Ecuación de asentamiento

Para separar del aceite, gotas de agua de 500 micras de diámetro, se debe obtener un diámetro máximo del separador de acuerdo - con el siguiente procedimiento:

- Calcular (h_o)_{máx}.

$$(h_o)_{\max} = 320 t_{ro} \frac{\gamma_w - \gamma_{ro}}{\mu_o} \quad (5.9)$$

- Calcular el área de la sección transversal del separador ocupada por la fase - agua:

$$\frac{A_w}{A} = \frac{0.5 q_w t_{rw}}{q_o t_{ro} + q_w t_{rw}} \quad (5.10)$$

- Determinar el coeficiente Z_1 en la figura N° 29.

- Calcular $(di)_{\text{máx}}$:

$$(di)_{\text{max}} = \frac{(ho)_{\text{max}}}{Z_1} \quad (5.11)$$

Cualquier combinación de di y Le que satisfaga las ecuaciones (5.5) , (5.8) y (5.11), llenará los requisitos necesarios.

5.1.2. Separadores verticales

Los separadores verticales tritásicos también deben tener un diámetro mínimo para permitir la depositación de gotas de agua de 500 micras o mayor diámetro. La altura del separador se determina en base a las condiciones del tiempo de retención.

La capacidad de manejo de gas se determina mediante la fórmula:

$$(di)_{\text{min}}^2 = 500 K \frac{q_g (T_o + 460)}{p} \quad (5.12)$$

La ecuación que determina el asentamiento de las partículas de agua es la siguiente:

$$(di)^2_{min} = 0.027 \frac{q_0 \mu_0}{y_w - y_{ro}} \quad (5.13)$$

Las ecuaciones para el tiempo de retención del líquido son:

$$h_o = \frac{tr_o q_o}{0.12 (di)^2} \quad (5.14)$$

$$h_w = \frac{tr_w q_w}{0.12 (di)^2} \quad (5.15)$$

Una vez seleccionadas la altura de la capa de aceite (h_o) y la altura de la capa de agua (h_w), la longitud total del separador puede aproximarse en función de sus partes externas, es decir que su geometría. Para fines prácticos se supone que:

$$L_s = (h_o + h_w + 76)/12 \quad (5.16)$$

Cualquier diámetro mayor que los calculados - por las ecuaciones (5.12) y (5.13) se acepta al satisfacer las ecuaciones (5.14) y (5.15).

5.2. PROCEDIMIENTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES VERTICALES Y HORIZONTALES DE TRES FASES

5.2.1. Procedimiento para dimensionar separadores verticales

1. Determinar la constante K con la figura N° 28.
2. Determinar el diámetro mínimo requerido para la capacidad de gas con la ecuación (5.12).
3. Calcular el diámetro mínimo para el asentamiento de las gotas de agua con la ecuación N° 5.13).
4. Suponer un tiempo de retención para el líquido.
5. Suponer un diámetro mayor que el diámetro mínimo obtenido en el paso 2 y 3.

6. Obtener la altura de la capa de aceite con la ecuación (5.14).
7. Obtener la altura de la capa de agua con la ecuación (5.15).
8. Obtener la longitud total del separador - con la ecuación (5.16).
9. Determinar la relación de esbeltez con la expresión:

$$RE = 12 Ls/di \quad (5.17)$$

10. Tabular los valores de t_r , d_i , L_s y RE .
11. Repetir los pasos del 5 al 10 para otros diámetros.
12. Repetir los pasos del 5 al 11 para otros - tiempos de retención.
13. Graficar d_i contra L_s obteniendo una curva - para cada tiempo de retención.
14. Graficar la relación de esbeltez.

15. Seleccionar el separador que esté dentro - de los valores de esbeltez comerciales.

5.2.2. Procedimiento para dimensionar separadores horizontales

1. Determinar la constante K de la figura N^o 28.
2. Obtener la capacidad de gas con la ecuación (5.5).
3. Suponer un diámetro para la capacidad de gas.
4. Determinar la longitud efectiva de la ecuación (5.5).
5. Calcular la longitud total (Ls) con la ecuación (5.6).
6. Tabular d_i , L_e y L_s .
7. Repetir los pasos 4 a 6 para diferentes diámetros.
8. Suponer un tiempo de retención.

9. Calcular el espesor máximo de la capa de aceite con la ecuación (5.9).
10. Determinar la relación A_w/A con la ecuación (5.10).
11. Obtener el coeficiente Z_1 de la figura N^o 29.
12. Calcular el diámetro máximo para el espesor de la capa de aceite con la ecuación (5.11).
13. Calcular $d_i^2 L_e$ de la ecuación (5.8).
14. Suponer un diámetro para la capacidad del líquido.
15. Calcular la longitud efectiva con la ecuación (5.5).
16. Determinar la longitud total con la expresión (5.6).
17. Obtener la relación de esbeltez con la expresión (5.17).

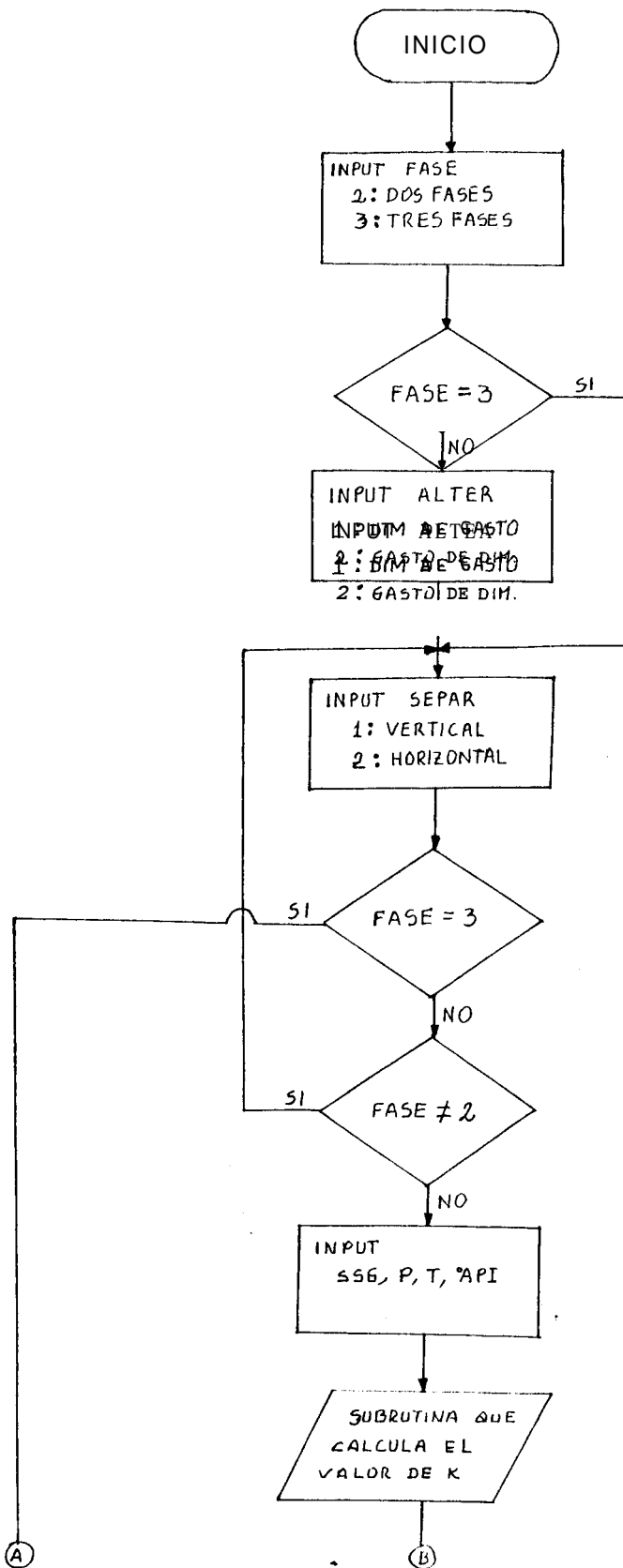
10. Tabular los valores de t_r , d_i , L_e y κE
19. Repetir los pasos 15 a 18 para otros diámetros.
20. Repetir los pasos 9 al 19 para otros tiempos de retención.
21. Graficar d_i contra L_s obteniendo una curva para cada tiempo de retención.
22. Graficar el separador adecuado que cumpla con los requerimientos.
23. Seleccionar la relación de esbeltez.

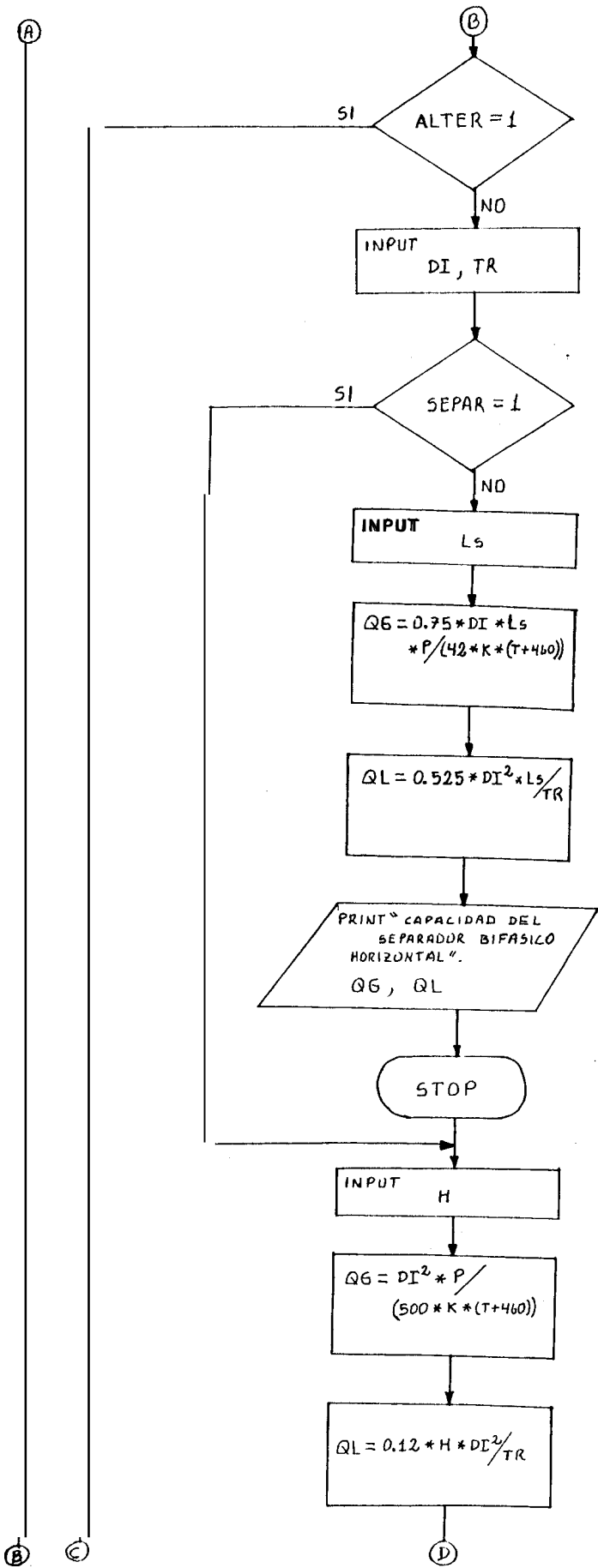
5.3. PROGRAMA DE COMPUTO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES DE DOS Y DE TRES FASES

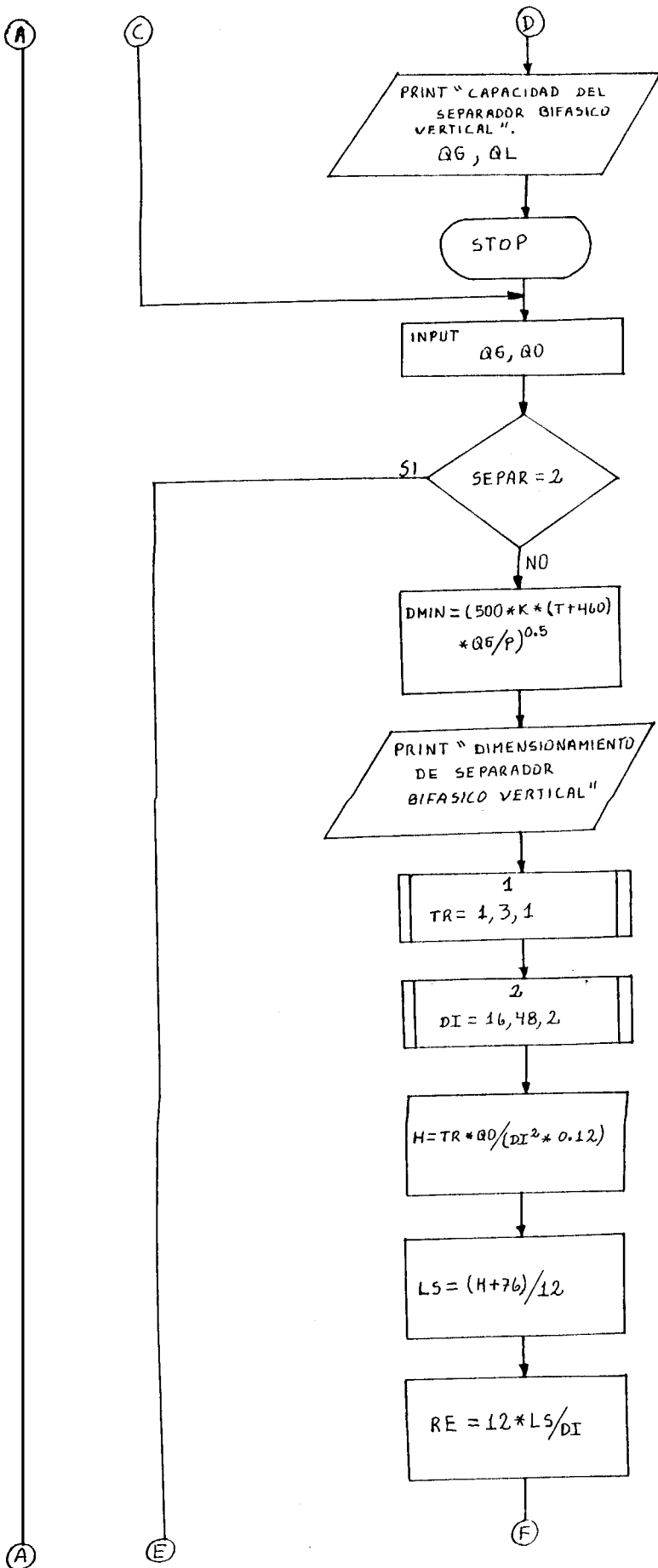
Aquí se incluye el listado del programa que se desarrolló en el lenguaje de programación BASIC.

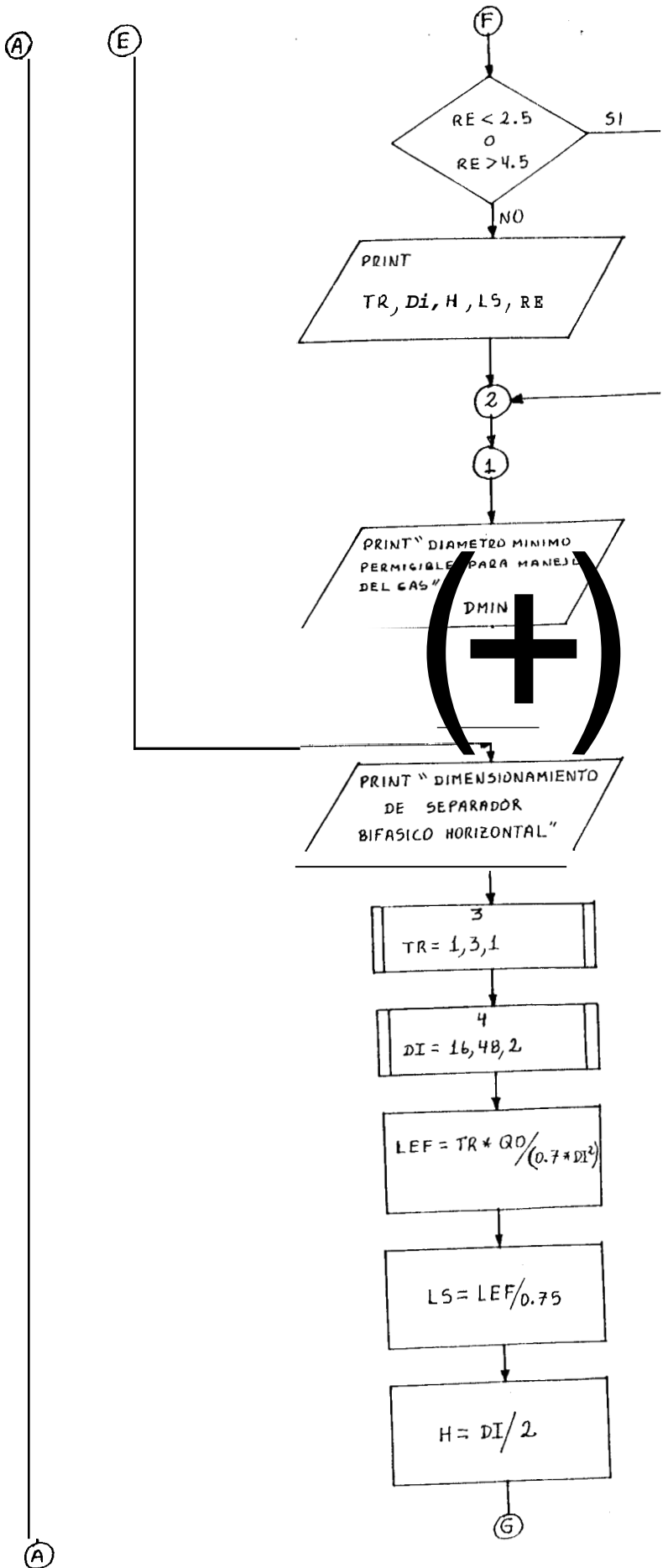
También se pone a disposición en aiskette para microcomputadoras compatibles con la IBM - PC.

DIAGRAMA DE FLUJO PARA DIMENSIONAR SEPARADORES HORIZONTALES Y VERTICALES DE DOS Y TRES FASES.

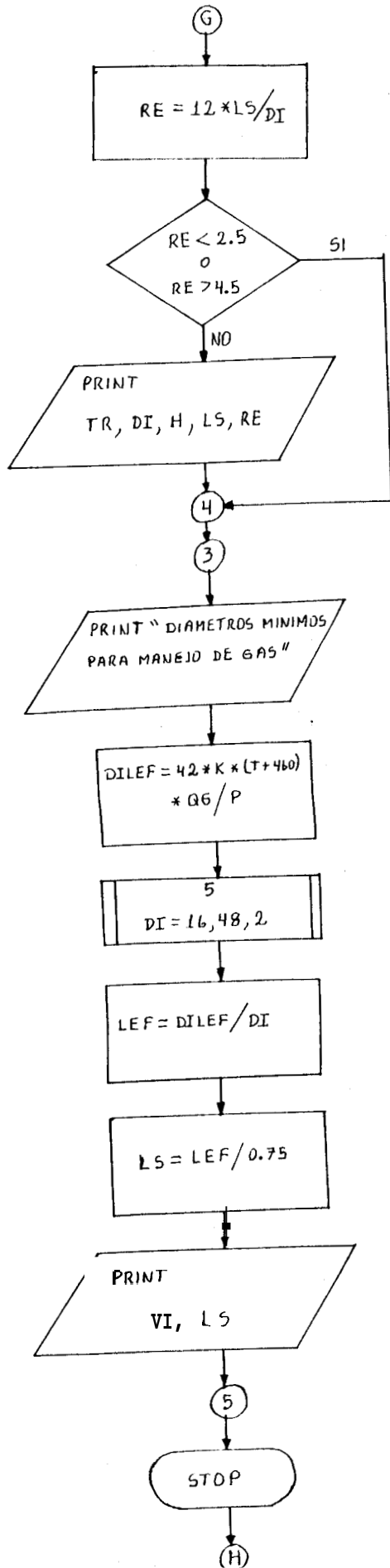






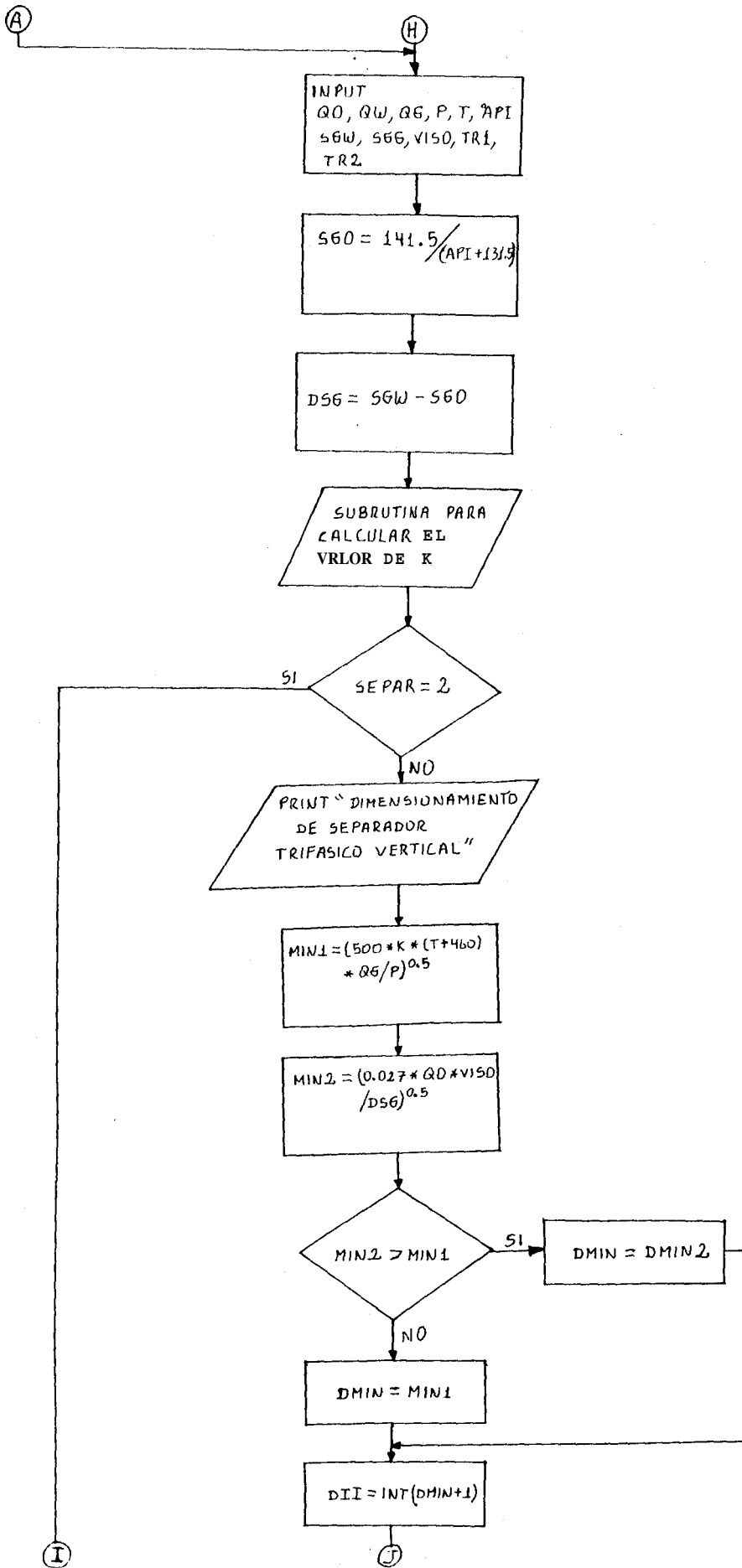


(A)

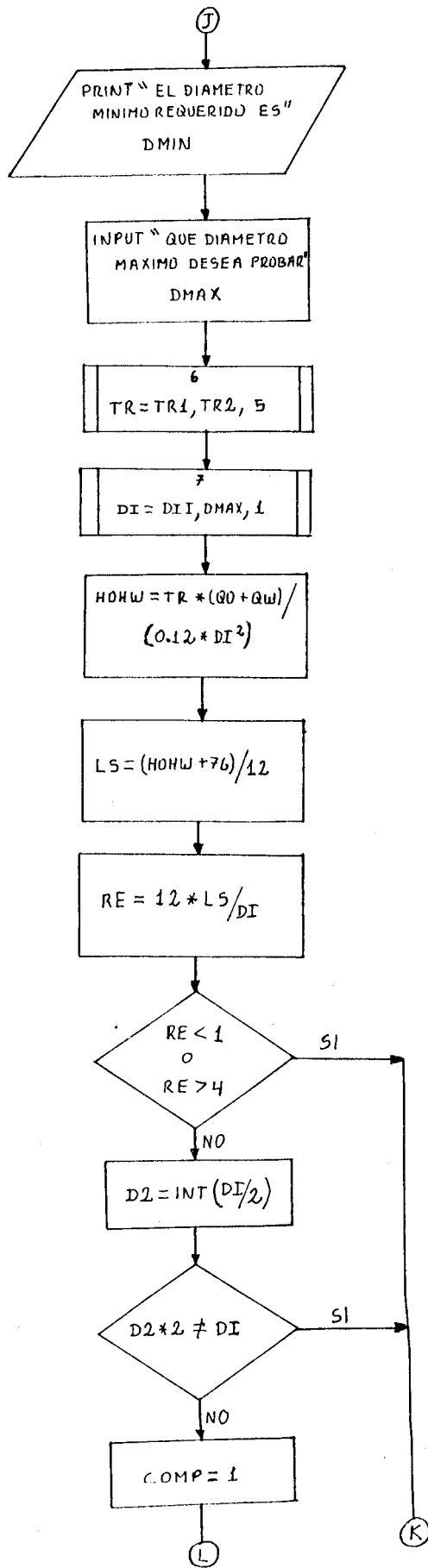


(A)

(H)



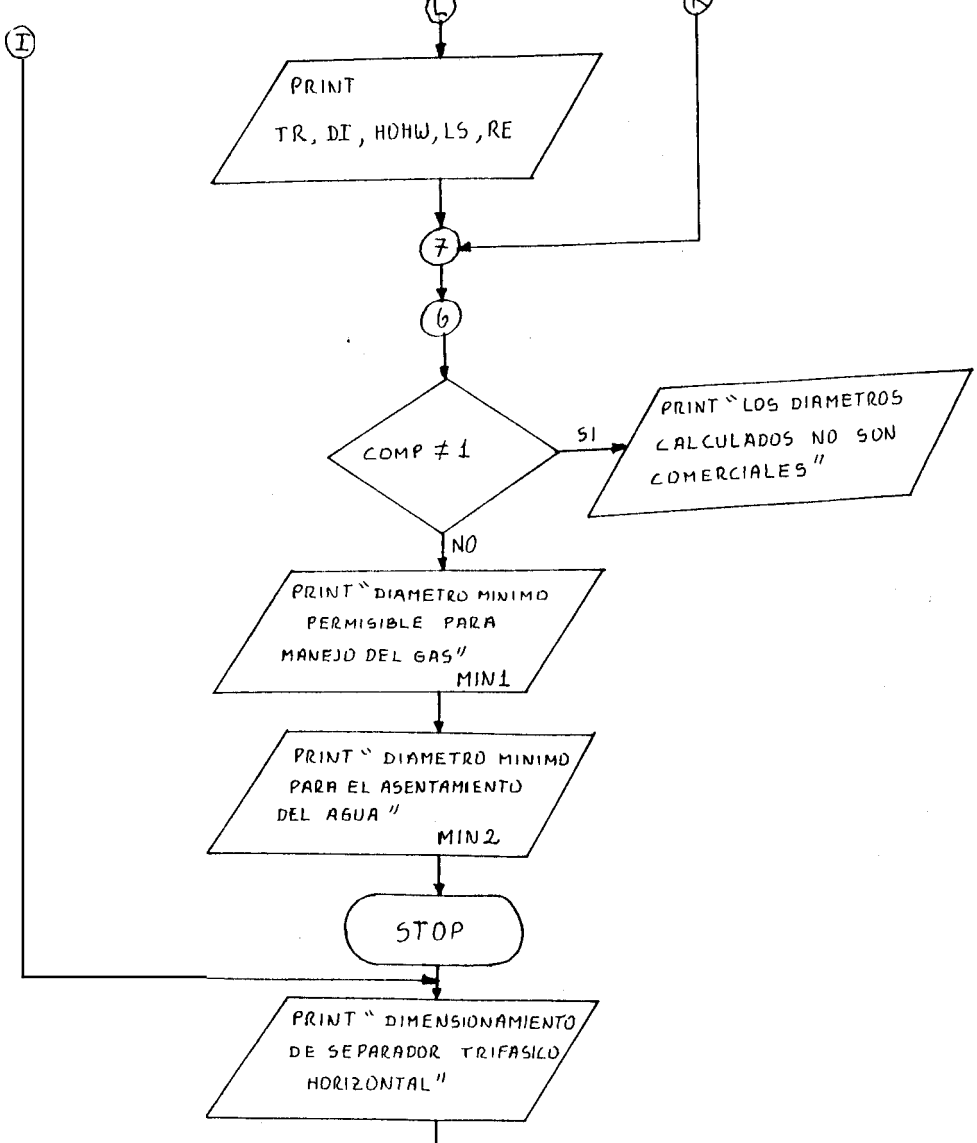
I



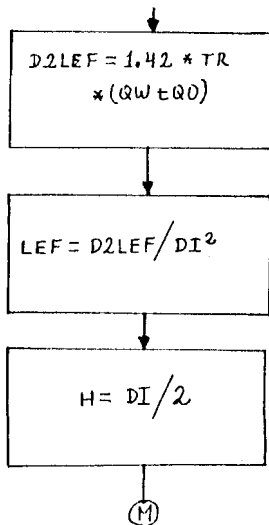
I

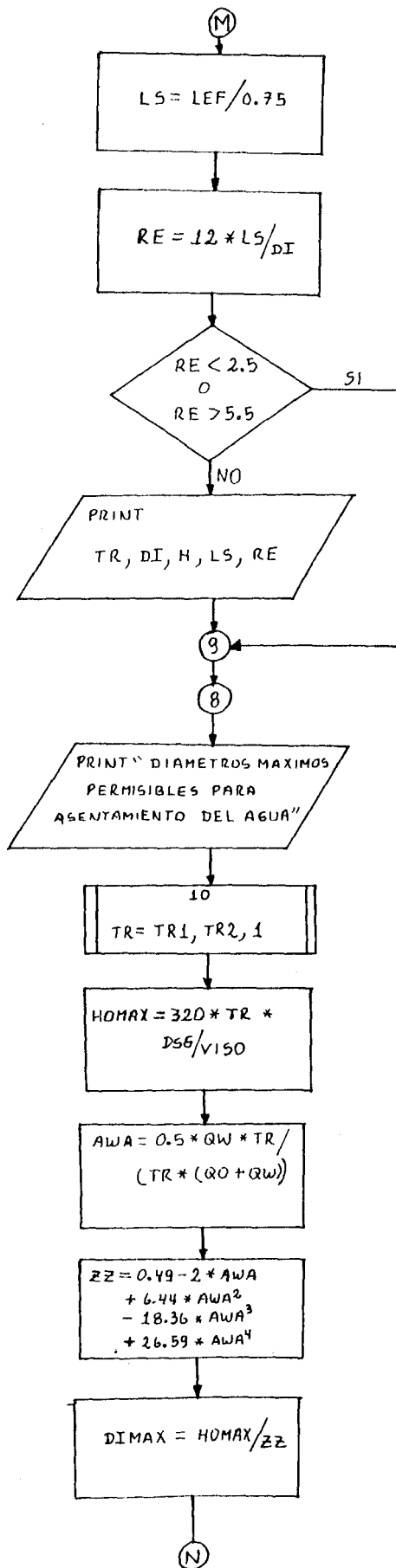
L

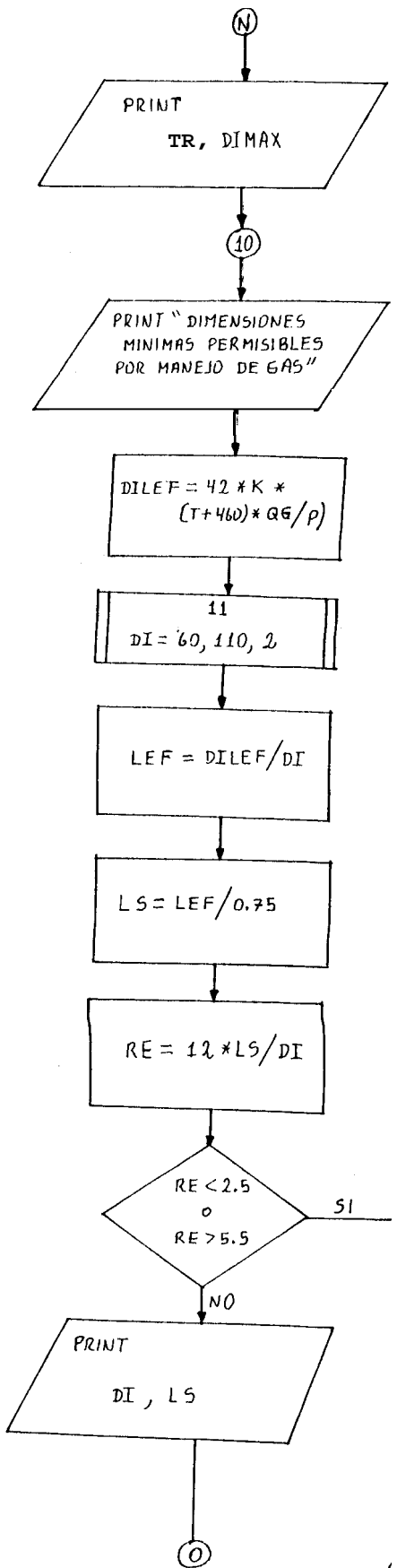
K

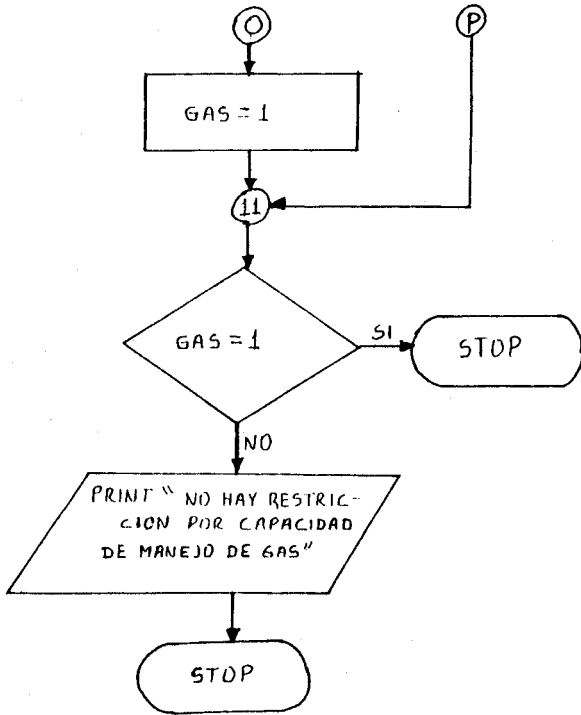


$$TR = TR1, TR2, 5$$










```

480 COLOR 7,0
470 COLOR 8,7:LOCATE 7,34:PRINT "PROGRAMA # 1"
495 LOCATE 9,38:PRINT "TEMA"
500 LOCATE 12,25:PRINT "ESTUDIO Y DISEÑO DE SEPARADORES"
510 LOCATE 14,28:PRINT "HORIZONTALES Y VERTICALES"
520 LOCATE 16,31:PRINT "DE DOS Y TRES FACES"
530 FOR I=1 TO 8000
540 NEXT I
550 CLC
560 COLOR 7,0
570 COLOR 2,0
580 FOR I=25 TO 55
590 LOCATE 7,1:PRINT CHR$(219)
600 LOCATE 17,1:PRINT CHR$(219)
610 NEXT I
620 FOR J=8 TO 16
630 LOCATE 1,25:PRINT CHR$(219)
640 LOCATE 1,55:PRINT CHR$(219)
650 NEXT J
660 COLOR 7,0
670 LOCATE 9,34:PRINT "DIRECTOR DE"
680 LOCATE 11,37:PRINT "TESIS"
690 LOCATE 14,27:PRINT "ING. RICARDO GALLEGOS ORTIZ"
700 COLOR 7,0
710 FOR I=1 TO 8000
720 NEXT I
730 CLS
890 CLS
900 FOR I=20 TO 60
910 LOCATE 5,1:PRINT CHR$(219)
920 LOCATE 20,1:PRINT CHR$(219)
930 NEXT I
940 FOR I=6 TO 19
950 LOCATE 1,20:PRINT CHR$(219)
960 LOCATE 1,60:PRINT CHR$(219)
970 NEXT I
980 LOCATE 8,32:PRINT "FACES A SEPARAR"
990 LOCATE 11,33:PRINT "2: DOS FASES"
1000 LOCATE 13,33:PRINT "3: TRES FASES"
1010 LOCATE 16,31:COLOR 31,13:INPUT "DIGITE LA OPCION";FASE:COLOR 7,0
1020 CLS
1030 IF FASE=3 THEN 6010 1170
1031 IF FASE <> 2 THEN 890
1040 FOR I=20 TO 60
1050 LOCATE 5,1:PRINT CHR$(219)
1060 LOCATE 20,1:PRINT CHR$(219)
1070 NEXT I
1080 FOR I=6 TO 19
1090 LOCATE 1,20:PRINT CHR$(219)
1100 LOCATE 1,60:PRINT CHR$(219)
1110 NEXT I
1120 LOCATE 8,26:PRINT "CALCULOS QUE DESEA EFECTUAR"
1130 LOCATE 11,24:PRINT "1: DIMENSIONAR A PARTIR DE GASTOS"
1140 LOCATE 13,24:PRINT "2: GASTOS A PARTIR DE DIMENSIONES"

```

```

1150 LOCATE 16,31:COLOR 31,13:INPUT 'DIGITE LA OPCION';ALTER:COLOR 7,0
1160 CLC
1161 IF ALTER<1 OR ALTER>2 THEN 1040
1170 FOR I=20 TO 60
1180 LOCRT 5,I:PRINT CHR$(219)
1190 LOCATE 20,I:PRINT CHR$(219)
1200 NEXT I
1210 FOR I=b TO 19
1220 LOCRT 1,20:PRINT CHR$(219)
1230 LOCATE 1,60:PRINT CHR$(219)
1240 NEXT I
1250 LOCATE 8,31:PRINT 'TIPO DE CEPAHADOR'
1251 LOCATE 11,33:PRINT '1: VERTICAL'
1252 LOCATE 13,33:PRINT '2: HORIZDNTAL'
1260 LOCATE 16,31:COLOR 31,13:INPUT "DIGITE LA OPCION";SEPAR:COLOR 7,0
1261 CLS
1262 IF SEPAR<1 OR SEPAR>2 THEN 1170
1270 IF FASE=3 THEN GOTO 1980
1290 INPUT "DENSIDAD RELATIVA DEL GAS ";SGG:INPUT "PRESION DE OPERACION (PSIA) "
;P: INPUT "TEMPERATURA DE OPERACION (FAR) ";T:INPUT "API DEL ACEITE";API
1300 GOSUB 2730
1316 IF ALTER=1 THEN GOTO 1530
1320 INPUT "DIAMETRO DEL SEPARADOR (PG) ";DI:INPUT "TIEMPO DE RETENCION (MIN) ";
TR
1330 IF SEPAR=1 THEN GOTO 1400
1340 INPUT "LONGITUD DEL SEPARADOR (PIES) ";LS
1350 BG=.75*DI*LS*P/(42*K*(T+460))
1360 QL=.525*DI^2*LS/TR
1370 LPRINT "*****CAPACIDAD DEL SEPARADOR BIFASICO HORIZDNTAL*****"
*

1380 GOSUB 1460
1390 LPRINT "LONGITUD DEL SEPARADOR (PIE)",LS :GOTO 1500
1400 INPUT "ALTURA DEL LIQUIDO EN SEPARADOR (PG)";H
1410 BG=DI^2*P/(500*K*(T+460))
1420 QL=.12*H*DI^2/TR
1430 LPRINT "*****CAPACIDAD DEL SEPARADOR BIFASICO VERTICAL*****"
1440 GOSUB 1460
1450 LPRINT "ALTURA DEL LIQUIDO EN EL SEPARADOR",H :GOTO 1500
1460 LPRINT :LPRINT ,, "D A T O S ":LPRINT"-----
-----"

1470 LPRINT "DENSIDAD RELATIVA DEL GAS",,SGG:LPRINT "API DEL ACEITE ",,API:LPRIN
T "PRESION DE OPERACION (PSIA)",,P:LPRINT "TEMPERATURA DE OPERACION (FAR)",T
1480 LPRINT "DIAMETRO DEL SEPARADOR (PG)",,DI:LPRINT "TIEMPO DE RETENCION (MIN)"
,,TR
1490 RETURN
1500 LPRINT ,, "C A L C U L O S":LPRINT "-----
-----"

1510 LPRINT "GASTO DE GAS (MM PIE3/DIA)",,BG:LPRINT "GASTO DE ACEITE (BL/DIA)",,
BL
1520 STOP
1530 INPUT "GASTO DE GAS (MM PIE3/DIA)";BG:INPUT "GASTO DE ACEITE (BL/DIA)";GO
1540 IF SEPAR=2 THEN GOTO 1690
1550 DMIN=(500*K*(T+460)*BG/P)^.5

```

```

1560 LPRINT "*****DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADOR BIFACICO VERTICAL*****
****":LPRINT
1570 GOSUB 1900
1580 FOR TR=1 TU 3
1590 FOR DI=16 TO 48 STEP 2
1600 H=TR*QO/(DI^2*.12)
1610 LS=(H+76)/12
1620 RE=12*LS/DI
1630 IF RE<2.5 OR RE>4.5 THEN GOTO 1650
1640 LPRINT TR,DI,H,LS,RE
1650 NEXT DI
1660 NEXT TR
1670 LPRINT :LPRINT "DIAMETRO MINIMO PERMISIBLE PARA MANEJO DEL GAS",DMIN
1680 STOP
1690 LPRINT "*****DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADOR BIFASICO HORIZONTAL***1
****":LPRINT
1700 GOSUB 1900
1710 FOR TR=1 TU 3
1720 FOR DI=16 TU 48 STEP 2
1730 LEF=TR*QO/(.7*DI^2)
1740 LS=LEF/.75;H=DI/2
1750 RE=12*LS/DI
1760 IF RE<2.5 OR RE>4.5 THEN GOTO 1780
1770 LPRINT TR,DI,H,LS,RE
1780 NEXT DI
1790 NEXT TR
1800 LPRINT
1810 LPRINT "DIAMETROS MINIMOS PARA MANEJO DEL GAS":LPRINT
1820 LPRINT "D SEPARADOR",,"L SEPARADOR":LPRINT "(PULGADAS)",," (PIES)"
1830 LPRINT "-----"
1840 DILEF=42*(T+460)*QO/P
1850 FOR DI=16 TO 48 STEP 2
1860 LEF=DILEF/DI LS=LEF/.75
1870 LPRINT DI,,LS
1880 NEXT DI
1890 STOP
1900 LPRINT ,, "D A T O S ":LPRINT "-----"
-----"
1910 LPRINT "DENSIDAD RELATIVA DEL GAS",,SGG:LPRINT "GRADOS API DEL ACEITE",,API
1920 LPRINT "PRESION DE OPERACION (PSIA)",,P:LPRINT "TEMPERATURA DE OPERACION (F
AR)",T
1930 LPRINT "GASTO DE GAS (MM PIE3/DIA)",,QO:LPRINT "GASTO DE ACEITE (BL/DIA)",,
QO
1940 LPRINT ,, "C A L C U L O S ":LPRINT "-----"
-----"
1950 LPRINT "TIEMPO RET.", "D SEPARADOR", "H LIQUIDO", "L SEPARADOR", "RELACION"
1960 LPRINT "(MINUTOS)", "(PULGADAS)", "(PULGADAS)", "(PIES)", "ESBELTEZ":LPRINT "-
-----"
1970 RETURN
1980 REM ***** DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADORES TRIFASICOS*****
1990 INPUT "GASTO DE ACEITE (BL/DIA)":QO:INPUT "GASTO DE AGUA (BL/DIA)":QW
2000 INPUT "GASTO DE GAS (MM PIE3/DIA)":QO:INPUT "PRESION DE OPERACION (PSIA)":P

```

```

2010 INPUT "TEMPERATURA DE OPERACION (FAR)";T;INPUT 'GRADOS API DEL ACEITE';API
2020 IHPIT "DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA";SGW;INFUT 'DENSIDAD RELATIVA GAS';SG6;IN
PUT "VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP)";VISO
2030 INPUT "TIEMPO DE RETENCION MINIMO A PROBAR";TR1;INPUT "TIEMPO DE RETENCION
MAXIMO A PROBAR";TR2
2040 S60=141.5/(API+131.5)
2050 D56=SGW-S60
2060 GOSUB 2730
2070 IF SEPAR=2 THEN GOTO 2350
2080 LPRINT "*****DIMENSIONAMIENTO DE SEPRADOR TRIFASICO VERTICAL*****
*****":LPRINT
2090 MIN1=(500*(T+460)*SG/P)^.5
2100 MIN2=(.027*QD*VISO/D56)^.5
2110 IF MIN2>MIN1 THEN DMIN=MIN2;GOTO 2130
2120 DMIN=MIN1
2130 DI1=INT(DMIN+1)
2140 GOSUB 2650
2150 REM NOTA EL SIGUIENTE PRINT ND SE DEBERA HACER LPRINT
2160 PRINT "EL DIAMETRO MINIMO REQUERIDO ES ";DMIN" (PG)"
2170 INPUT "QUE DIAMETRO MAXIMO DESEA PROBAR ";DMAX
2180 FOR TR=TR1 TO TR2 STEP 5
2190 FOR DI=DII TO DMAX
2200 HOHW=TR*(QD+QW)/(1.12*DI^2)
2210 LS=(HOHW+76)/12
2220 RE=12*LS/DI
2230 IF RE<1 OR RE>4 THEN GOTO 2280
2240 D2=INT(DI/2)
2250 IF (D2*2)<>DI THEN GOTO 2280
2260 COMP=1
2270 LPRINT TR,DI,HOHW,LS,RE
2280 NEXT DI
2290 NEXT TR
2300 LPRINT
2310 IF COMP <>1 THEN LPRINT "los diametros calculados no son comerciales"
2320 LPRINT "DIAMETRO MINIMO PERMISIBLE PARA MANEJO DEL GAS : ";MIN1;" PG"
2330 LPRINT "DIAMETRO MINIMO PARA EL ASENTAMIENTO DEL AGUA : ";MIN2;" PG"
2340 STOP
2350 LPRINT "*****DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADOR TRIFASICO HORIZONTAL*****
***" LPRINT
2360 GOSUB 2650
2370 FOR TR=TR1 TO TR2 STEP 5
2380 FOR DI=60 TO 110 STEP 2
2390 D2LEF=1.42*TR*(QW+QD)
2400 LEF=D2LEF/DI^2;H=DI/2
2410 LS=LEF/.75;RE=12*LS/DI
2420 IF RE<2.5 OR RE>5.5 THEN GOTO 2440
2430 LPRINT TR,DI,H,LS,RE
2440 NEXT DI
2450 NEXT TR
2460 LPRINT :LPRINT "DIAMETROS MAXIMOS PERXISIBLES PARA ASENTAMIENTO DEL AGUA"
2470 LPRINT, T "RETENCION", "D SEPARADOR":PRINT, "(MINUTOS)", "(PULGADAS)"
2480 FOR TR=TR1 TO TR2
2490 HOMA=(320*TR*D56/VISO
2500 AWA=.5*QW*TR/(TR*(QD+QW))

```

```

2510 Z1=.49435227*-2.00639186**AWA+6.44148674**AWA^2-18.36252538**AWA^3+26.59337
762**AWA^4
2520 DIMAX=HOMAX/Z1
2530 LPRINT, TR,,DIMAX
2540 NEXT TR
2550 LPRINT :LPRINT ,"DIMENSIONES MINIMAS PERHISIELES POR MANEJO DE GAS"
2560 LPRINT ,"DIAM. (PG)",,"LONG. (PIE)"
2570 DILEF=42*K*(T+460)*QG/P
2580 FOR DI=60 TO 110 CTEP 2
2590 LEF=DILEF/DI:LS=LEF/.75:RE=12*LS/DI
2600 IF RE<2.5 OR RE>5.5 THEN GOTO 2620
2610 LPRINT DI,,LS:GAS=1
2620 NEXT DI
2630 IF GAS=1 THEN STOP
2640 LPRINT "NOTA : NO HAY RECTRICCION POR CAPACIDAD DE MANEJO DE GAS":STOP
2650 LPRINT ,,"D A T O S":LPRINT "-----"
-----
2660 LPRINT "PRESION DE OPERACION (PSIA)",,P:LPRINT "TEMPERATURA DE OPERACION (F
AR)",,T:LPRINT "GRADOS API DEL ACEITE",,API
2670 LPRINT "DENSIDAD RELATIVA DEL GAS",,SGG:LPRINT "DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA"
,,SGW:LPRINT "VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP)",,VISD
2680 LPRINT "GASTO DE ACEITE (BL/DIA)",,QO:LPRINT "GASTO DE GAS (MM PIE3/DIA)",,
QG:LPRINT "GASTO DE AGUA (BL/DIA)",,QW
2690 LPRINT :LPRINT ,,"C A L C U L O S":LPRINT "-----"
-----
2700 LPRINT "T RETENCION",,"D SEPARADOR",,"H LIQUIDO",,"L SEPARADOR",,"RELACION"
2710 LPRINT "(MINUTOS)",,"(PULGADAS)",,"(PULGADAS)",,"(PIES)",,"ESBELTEZ":LPRINT "-----"
-----
2720 RETURN
2730 REM SUBROUTINA PARA CALCULO DE K SEGUN FIG.10 WORLD DIL NOV. 1984
2740 FAC=SGG*P/(T+460)
2750 A=.086144727*+7.8491E-04*API-9.465E-07*API^2+(.415725505*-0.0000873*API+1.72
8E-05*API^2)*FAC+((-90642158*-0.0089429*API+1.6534E-04*API^2)*FAC^2)
2760 B=(1.415798+.0354223*API-6.9598E-04*API^2)*FAC^3+((-1.17925655*-0.0476709*AP
I+9.5633E-04*API^2)*FAC^4)
2770 C=(.48610175*+2.675289E-02*API-5.4142E-04*API^2)*FAC^5+((-0.0780217-.0053051
*API+1.0775E-04*API^2)*FAC^6)
2780 K=A+B+C
2790 RETURN

```

5.4. PROCEDIMIENTO A SEGUIRSE PARA HACER USO DEL PROGRAMA

1. Seleccionar fases a separar:

2 fases

3 fases



BIBLIOTECA

2. Si digitamos 2 Fases seleccionar los cálculos que desea realizar:

OPCION

a. Dimensionar a partir de gastos

b. Gastos a partir de dimensiones.

- Si se selecciona la primera opcion, entonces es coger el tipo de separador (horizontal o vertical).

Y alimentar el programa para ambos tipos son:

- * Densidad relativa del gas
- * Presión de operación (PSIA)
- * Temperatura de operación (FAR)
- * API del aceite
- * Gasto de aceite (BL/DIA)
- * Gasto de gas (MM pies³/dia)

- Si se selecciona la segunda opción, entonces es

coger el tipo de separador (horizontal o vertical).

En caso de que escoga vertical alimentar programa con:

- * Densidad relativa del gas
- * Presión de operación (PSIA)
- * Temperatura de operación (FHR)
- * API del aceite
- * Diámetro del separador (PB)
- * Tiempo de retención (MIN)
- * Altura del líquido en el separador (PIES)

En caso de que escoga horizontal alimentar programa como si fuese vertical pero con la diferencia de que en vea de altura del líquido en el separador (PIES) alimentarlo con:

- * Longitud del separador (PIES).

3. Si se selecciona 3 Fases alimentar el programa con:

- * Gasto de aceite (BL/DIA)
- * Gasto de agua (BL/DIA)

- * Gasto de gas (MM PIE³/DIA)
- * Presión de operación (PSIA)
- * Temperatura de operación (°FAR)
- * Grados API del aceite
- * Densidad relativa del agua
- * Densidad relativa del gas
- * Viscosidad del aceite (CP)
- * Tiempo de retención mínimo a probar (MIN)
- * Tiempo de retención máximo a probar (MIN)

Después de esto se realizan cálculos para el dimensionamiento del tipo de separador deseado (vertical u horizontal) de acuerdo a los procedimientos respectivos.

5.5. EJEMPLO DE APLICACION HACIENDO USO DEL PROGRAMA CON DATOS DE CAMPOS DEL ORIENTE ECUATORIANO

FACES A SEPARAR

2: DOS FRSEC

3: TRES FASES

DIGITE LA OPCION? 3

TIPO DE SEPARADOR

1: VERTICAL

2: HORIZONTAL

DIGITE LA OPCION? 1

*****DIMENSIONAMIENTO DE SEPARADOR TRIFASICO VERTICAL*****

D A T O S

PRESION DE OPERACION (PSIA)	115
TEMPERATURA DE OPERACION (FAR)	90
GRADOS API DEL ACEITE	30
DENSIDAD RELATIVA DEL GAS	.6
DENSIDAD RELATIVA DEL AGUA	1.07
VISCOSIDAD DEL ACEITE (CP)	10
GASTO DE ACEITE (BL/DIA)	5000
GASTO DE GAS (MM PIE3/DIA)	5
GASTO DE AGUA (BL/DIA)	3000

C A L C U L O S

T RETENCION (MINUTOS)	D SEPARADOR (PULGADAS)	H LIQUIDO (PULGADAS)	L SEPARADOR (PIES)	RELACION ESBELTEZ
10	84	94.48224	14.20685	2.029551
10	86	90.13882	13.5449	1.931847
10	88	86.08816	13.58735	1.841911
10	90	82.30453	13.19204	1.758939
10	92	78.76497	12.69708	1.682228
10	94	75.44892	12.62074	1.611159
10	96	72.33797	12.3615	1.545187
10	96	69.41552	12.11796	1.483832
10	100	66.66666	11.88889	1.426667
10	102	64.07792	11.67316	1.373313
15	84	141.7234	18.14361	2.591945
15	86	135.2082	17.60069	2.45591
15	88	129.1322	17.09435	2.331048
15	90	123.4566	16.6214	2.216187
15	92	118.1475	16.37895	2.110298
15	94	113.1734	15.76945	2.012483
15	96	108.507	15.37558	1.921948
15	98	104.1233	15.01027	1.837993
15	100	100	14.66667	1.76
15	102	96.11688	14.34307	1.68742
20	84	186.9645	22.08038	3.154339
20	86	180.2776	21.35647	2.979973
20	86	172.1763	20.68136	2.820186
20	90	164.6091	20.05076	2.673434
20	92	157.5299	19.46063	2.538369
20	94	150.8978	18.90815	2.413807
20	96	144.6759	18.38966	2.298708
20	98	138.831	17.90259	2.192153
20	100	133.3333	17.44445	2.093334
20	102	128.1558	17.01299	2.001528
25	84	236.2056	26.01713	3.716733
25	86	225.1471	25.11225	3.504036

25	88	215.2204	24.26837	3.309323
25	90	205.7613	23,48011	3.130661
25	92	196.9124	22.7427	2.966439
25	94	188.6223	22.05186	2.815131
25	96	180.8449	21.40374	2.675468
25	96	173.5398	20.7949	2.546315
25	100	166.6567	20.22222	2.426667
25	102	160.1948	19.6829	2.315635
30	88	258.2645	27.85537	3.79846
30	90	246.9136	26,90947	3.587929
30	92	236.2949	26.02458	5.39451
30	94	226.3468	25.19557	3.216455
30	96	217.0139	24.41783	3,052228
30	98	208.2466	23.68722	2.900475
30	100	200	23	2.76
30	102	192.2338	22.35281	2.629743

DIAMETRO MINIMO PERMISIBLE PARA MANEJO DEL GAS : 42.30978 PG
DIAMETRO MINIMO PARA EL ASENTAMIENTO DEL AGUA ; 83.45381 PG

C A P I T U L O V I

PROCESO DE LA SEPARACION DEL GAS Y EL ACEITE

El proceso de la separación del aceite y el gas es ampliamente conocido en la industria petrolera, sin embargo no hay un criterio único para establecer las condiciones de operacibn más adecuadas. Cuando el sistema de operación es de varias etapas y el gas producido se envía a una - planta para su tratamiento, o a través de los sistemas - de ductos a ventas, es importante considerar las presiones de separación del gas en cada etapa, a fin de reducir a un mínimo los requerimientos por compresión, logrando con secuentemente una menor utilización de equipo. Por otra parte si no se dispone de medios para transportar el gas separado, y es inevitable quemarlo, deben de considerarse las presiones de separación en las etapas, a fin de obtener el mayor volumen de aceite a las condiciones de almacenamiento, por unidad de volumen de hidrocarburos extra2 dos del yacimiento.

La separación del gas y el aceite procedente de un yacimiento, se realiza en dos formas: separación instantánea o flash y separación diferencial. En la primera las fases; gaseosa liberada por abatimiento de presión y la líquida, permanecen en contacto durante todo el proceso de separación, manteniéndose constante la composición en el sistema. En la segunda, el gas es removido del sistema conforme éste se libera del aceite, por lo que la composición en el sistema es variable. Se ha determinado - que en la separación instantánea hay una mayor liberación de gas, lo que causa una menor recuperación de aceite; el proceso de separación diferencial, propicia una mayor recuperación de hidrocarburos líquidos.

En un sistema de producción se presentan ambos procesos. Separación instantánea cuando los fluidos pasan a través de la tubería de producción, estranguladores y líneas superficiales; y separación diferencial cuando el gas y el aceite son descargados independientemente al pasar por el separador.

Como uno de los objetivos de la separación es obtener la mayor cantidad de hidrocarburos líquidos estabilizados, la separación del gas y el aceite en un sistema de separación, debe aproximarse a un proceso de separación dife

rencial. Esto se logra, colocando varias etapas de separación, que permitan remover el gas liberado del contacto con el líquido. Teóricamente, para obtener la máxima recuperación de líquido, se debe tener un infinito de etapas de separación, lo cual resulta imposible, por lo que en la mayoría de los casos reales solo se tiene de dos a cinco etapas de separación.

Para evaluar el funcionamiento de una batería de separación, es necesario conocer las cantidades de gas y aceite que se separan y esto requiere realizar balances de materia en cada etapa de separación.

6.1. OPTIMIZACIÓN DE UN SISTEMA DE SEPARACIÓN EN ETAPAS POR RECUPERACIÓN DE HIDROCARBUROS LÍQUIDOS EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO

En la determinación de las presiones de separación de un sistema en etapas, se puede establecer como objetivo principal la maximización de la recuperación de hidrocarburos líquidos, a las condiciones de tanque de almacenamiento. Al operar el sistema de separación bajo las condiciones que proporcionen la máxima recuperación de líquidos, se logran incrementos notables en el volumen del aceite recuperado

y el gas separado tiene mayor grado de estabilización. Esto último es también de importancia, ya que si el gas se transporta, se reducen los problemas de operación por la condensación de líquidos - en las líneas y en caso de que sea necesario quemario, se abaten las pérdidas económicas al disminuir la cantidad de condensados que son arrastrados en la corriente de gas.

6.2. FUNDAMENTOS DEL METODO PARA ESTABLECER LAS PRESIONES DE SEPARACION

El proceso de la separación del aceite y el gas se puede simular mediante cálculos de equilibrio vapor - líquido (o de separación instantánea), ya que físicamente la corriente de fluidos que se alimenta al separador gas - aceite, es llevado a las condiciones de equilibrio de fases, a la presión y temperatura del mismo. A partir de estos cálculos, se determinan los gastos de masa, las composiciones y las correspondientes fracciones mol de los componentes, para cada una de las fases que salen del separador.

En el programa de computo para el cálculo de la

presión óptima en el separador, consiste en un proceso iterativo en función del líquido recuperado a medida que la presión va disminuyendo hasta llegar a las condiciones normales de presión y temperatura en el tanque de almacenamiento. Este análisis se efectúa para dos etapas y tres etapas, tal que permita hacer la selección más favorable en función del mínimo recobro esperado y a bajo costos de instalación y mantenimiento de los equipos.

El procedimiento sería el siguiente:

1. Se realiza un análisis composicional de la mezcla mediante la subrutina (2)., la cual necesita determinar las constantes de equilibrio, con la subrutina (3), el estado físico de la mezcla con subrutina (4), fracción molar de las fases líquido - vapor, moles de líquido-vapor con la subrutina (5), la temperatura crítica del sistema sin el metano con la subrutina (6), la presión de convergencia con la subrutina (7), y los pesos moleculares de las fases con la subrutina (8).
2. Realiza los cálculos para dos etapas, como se

indica a continuación:

- a. Se asume una presión de convergencia, de acuerdo a la correlación propuesta por Standing:

$$P_{KA} = 60 P_{CM} - 4200$$

- b. Se calcula las constantes de equilibrio: K_i , por la correlación propuesta por Frank Canfield, en función de la presión de convergencia P_K , la relación de presión, la temperatura crítica, factores de compresibilidad crítica - para cada componente.
- c. Se analiza el estado físico de la mezcla, el mismo que puede estar como líquido subenfriado, líquido saturado (punto de burbujeo), dos fases, vapor saturado (punto de rocío) y vapor - sobrecalentado.

Se parte por concepto de la constante de equilibrio K_i ; esto es:

$$K_i = Y_i/X_i$$

Si:

$$\sum Z_i \cdot K_i \quad \gamma \quad \sum Z_i / K_i$$

Son mayores de la unidad estdn en dos fases, en consecuencia se prosigue con los cálculos.

- d. Se calculan las fracciones molares de la fase líquida - vapor y los moles de líquido - vapor mediante un proceso iterativo aplicando el Método numérico de Newton - Raphson de la siguiente ecuación:

$$\sum Y_i = \sum \frac{Z_i}{1 + L (1 - 1/K_i)} = 1.0$$

En donde se va cambiando en cada iteración el valor de la tracción líquida L, que se genera en un "FLASH" dentro del separador, y sus cálculos se determinarán, cuando estén dentro del rango de convergencia:

$$\left| L_{i+1} - L_i \right| < \text{EPSI}$$

Por tanto:

$$V = 1.0 - L$$

$$X_i = Y_i \cdot K_i$$

- e. Con los valores calculados de X_i para cada componente, se calcula la temperatura pseudocrítica en función de las fracciones líquidas excluyendo el metano. La ecuación es la siguiente - propuesta por Organick y Hollingsworth:

$$T_{cII} = \frac{\sum_{i=C2}^{i=C7+} X_i \cdot P_{Mi} \cdot T_{ci}}{\sum_{i=C2}^{i=C7+} X_i \cdot P_{Mi}}$$

- f. Conociendo el valor de T_{cII} se evalúan los polinomios que intervienen en el cálculo de presión de convergencia P_k :

$$\log P_k = A + B T + C T^2 + E/T$$

Donde:

$$A = A_1 + A_2 T_{cII} + A_3 (T_{cII})^2 + A_4 (T_{cII})^3$$

$$B = B_1 + B_2 T_{cII} + B_3 (T_{cII})^2 + B_4 (T_{cII})^3$$

$$C = C_1 + C_2 T_{cII} + C_3 (T_{cII})^2 + C_4 (T_{cII})^3$$

$$D = D_1 + D_2 T_{cII} + D_3 (T_{cII})^2 + D_4 (T_{cII})^3$$

Y los valores de A_i , B_i , C_i , D_i , para $i = 1, 2, 3, 4$; se encuentran en la tabla N° IV.

- g. Posteriormente se compara el valor calculado PK con el valor asumido PKa si no cumple la convergencia, el valor calculado pasa a ser el asumido, porque está afuera del error estimado, y se repiten los cálculos desde el paso 2, caso contrario finaliza el cálculo.
 - h. Se calculan los pesos moleculares de cada fase.
 - i. Se calcula el líquido recuperado en el tanque de almacenamiento por mol del fluido de alimentación, pero previamente se ha calculado el volumen por mol de líquido en el tanque de almacenamiento con la subrutina (9).
3. Realiza los cálculos para tres etapas, con el mismo procedimiento para dos etapas, con la diferencia que se mantiene la presión en el primer separador PS1, mientras que se va disminuyendo la presión en el segundo separador PS2, hasta un diferencial de presión cercano a la presión del tanque de almacenamiento. Posteriormente se disminuye la presión en el primer separador y se repiten los mismos cálculos hasta la presión requerida.

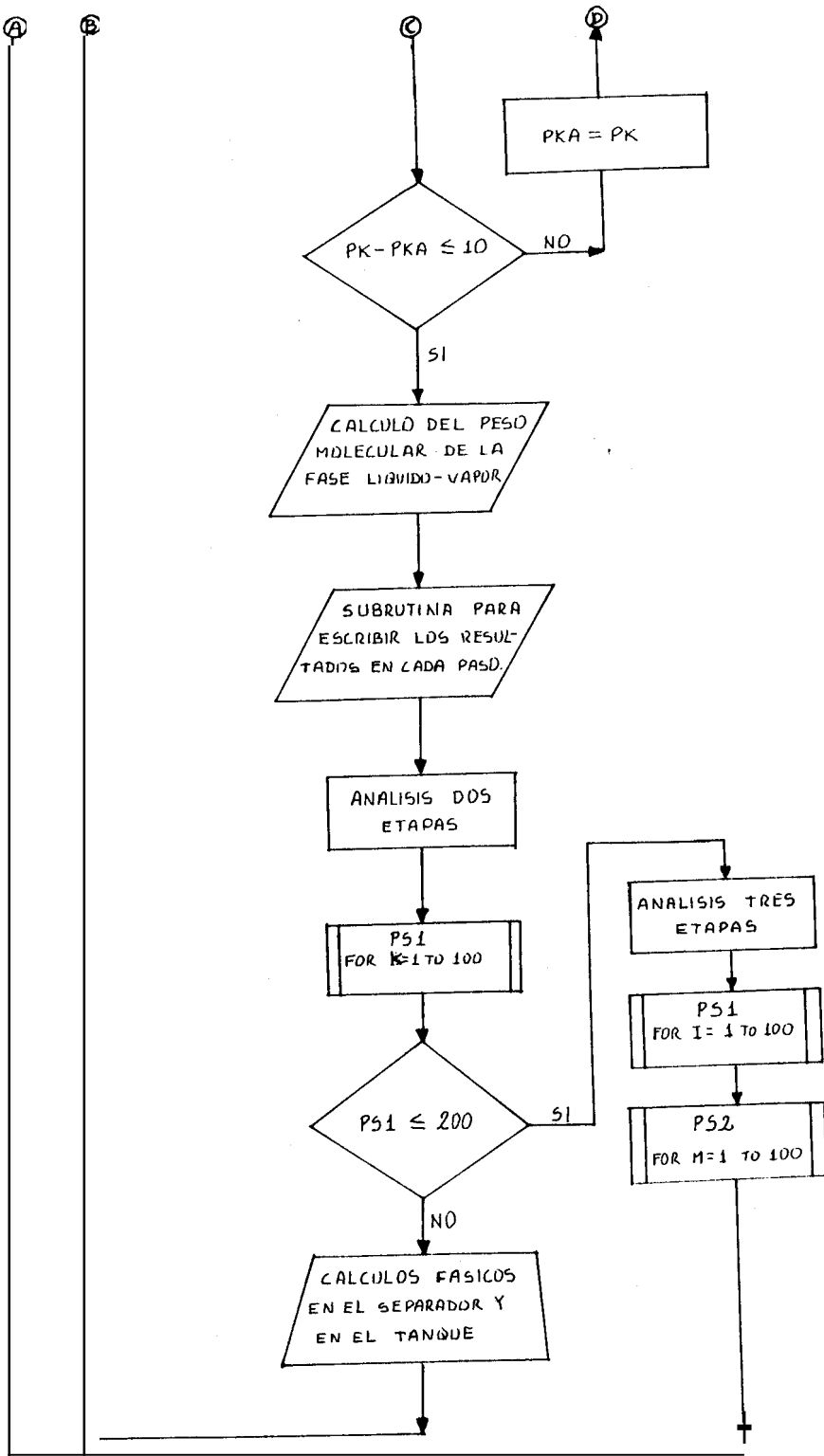
Luego de obtener los resultados de la recuperación -

de líquidos para cada presión, tanto para dos y tres etapas, respectivamente, se determina la presión óptima de separación por graficación de la presión Vs. el líquido recuperado en el tanque de almacenamiento como indica en las figuras N° 35 y N° 36.



FIGURA N° 35

6.3. PROGRAMA DE COMPUTO PARA DETERMINAR PRESIONES OPTIMAS DE
SEPARACION EN DOS Y TKES ETAPAS



```

1 REM ::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::
2 REM 1      PROGRAMA QUE CALCULA LAS PRESTIONES OPTIMAS DE SEPARACION      #
3 REM 1      EN SISTEMAS DE DOS Y TRES ETRPAS                                a
4 REM ::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::::
5 REM
10 SCREEN 0,1:COLOR 15,0,0:WIDTH 40:CLS:LOCATE 5,7,0:PRINT "ESCUELA SUPERIOR POL
ITECNICG"
20 LOCATE 7,14:PRINT "DEL LITORAL"
30 COLOR 10,0:LOCATE 10,9:PRINT CHR$(213)+STRING$(21,205)+CHR$(184)
40 LOCATE 11,9:PRINT CHR$(179)+STRING$(21,32)          +CHR$(179)
50 LOCATE 12,9:PRINT CHR$(179)+STRING$(21,32)+CHR$(179)
60 LOCATE 12,18:PRINT"ESPOL"
70 LOCATE 13,9:PRINT CHR$(179)+STRING$(21,32)+          CHR$(179)
80 LOCATE 14,9:PRINT CHR$(212)+STRING$(21,205)+CHR$(190)
90 COLOR 15,0:LOCATE 17,4:PRINT "FACULTAD DE INGENIERIA DE GEOLOGIA"
100 COLOR 15,0:LOCATE 19,10:PRINT " MINAS Y PETROLEOS"
110 COLOR 10,0:LOCATE 21,9:PRINT CHR$(213)+STRING$(21,205)+CHR$(184)
120 LOCATE 22,9:PRINT CHR$(179)+STRING$(21,32)+CHR$(179)
130 LOCATE 23,9:PRINT CHR$(179)+STRING$(21,32)+CHR$(179)
140 LOCATE 23,18:PRINT "FIGMP"
150 LOCATE 24,9:PRINT CHR$(179)+STRING$(21,32)+CHR$(179)
160 LOCATE 24,9:PRINT CHR$(212)+STRING$(21,205) +CHR$(190)
170 FOR I=1 TO 10000
180 NEXT I
190 WIDTH 80
200 CLS
210 COLOR 4,0
220 FOR I=20 TO 60
230 LOCATE 5,I:PRINT CHR$(219)
240 LOCATE 20,1:PRINT CHR$(219)
250 NEXT I
260 FOR I=6 TO 19
270 LOCATE I,20:PRINT CHR$(219)
280 LOCATE I,60:PRINT CHR$(219)
290 NEXT I
300 COLOR 7,0
310 COLOR 8,7:LOCATE 8,32:PRINT "TESIS REALIZADA"
320 LOCATE 11,30:PRINT "POR:"
330 LOCATE 14,31:PRINT "BENJAMIN FRANKLIN"
340 LOCATE 16,32:PRINT "HINCAPIE GHANJA"
350 COLOR 7,0
360 FOR I=1 TO 8000
370 NEXT I
380 CLS
390 COLOR 5,0
400 FOR I=20 TO 60
410 LOCATE 5,I:PRINT CHR$(219)
420 LOCATE 20,1:PRINT CHR$(219)
430 NEXT I
440 FOR I=6 TO 19
450 LOCATE I,20:PRINT CHR$(219)
460 LOCATE I,60:PRINT CHR$(219)
470 NEXT I
480 COLOR 7,0

```

```

490 COLOR 8,7:LOCATE 7,34:PRINT "PROGRAMA # 2"
495 LOCATE 9,38:PRINT "TEMA"
500 LOCATE 12,24:PRINT "CALCULO DE LAS PRESIONES OPTIMAS"
510 LOCATE 14,28:PRINT "SE SEPARACION EN SISTEMAS"
520 LOCATE 16,30:PRINT "DE DOS Y TRES ETAPAS"
530 FOR I=1 TO 8000
540 NEXT I
550 CLS
560 COLOR 7,0
570 COLOR 2,0
580 FOR I=25 TO 55
590 LOCATE 7,1:PRINT CHR$(219)
600 LOCATE 17,1:PRINT CHR$(219)
610 NEXT I
620 FOR I=8 TO 16
630 LOCATE I,25:PRINT CHR$(219)
640 LOCATE I,55:PRINT CHR$(219)
650 NEXT I
660 COLOR 7,0
670 LOCATE 9,34:PRINT "DIRECTOR DE"
680 LOCATE 11,37:PRINT "TESIS"
690 LOCATE 14,27:PRINT "ING. RICARDO GALLEGOS ORTA"
700 FOR I=1 TO 8000
710 NEXT I
720 CLS
730 REM NOMENCLATURA: N=NUMERO DE COMPONENTES; P=PRESION DE ENTRADA; T=TEMPERATURA DE ENTRADA; ZI= FRACCION MOLAR (ALIMENTACION); XI=FRACCION MOLAR EN EL LIQUIDO; YI=FRACCION MOLAR EN EL VAPOR; VLIQ Y VVAP=MOLES DE LIQUIDO Y VAPOR EN FRACCION.
740 REM PS1 Y PS2=PRESION EN EL SEPARADOR 1 Y 2.
895 OPTION BASE 1
900 DIM EK(13),ZI(13),XENT(13),LAT(13),YENT(13),X1(13),X2(13),X3(13),Y1(13)
910 DIM Y2(13),Y3(13),PS(100),PD(100),VRTD(100),VRTT(100),VLIQD(100)
920 DIM VLITD(100),VLIS1(100),VLIS2(100),VLIT(100),VLIF(100),VLIFI(100)
930 DIM XT(13),YT(13),D(13),B(13),C(13)
940 REM AQUI SE LLAMA A LA SUBROUTINA PARA LEER LOS DATOS
950 GOSUB 2190
960 REM
970 REM -----
980 REM ANALISIS COMPOSICIONAL DE LA CARGA O ALIMENTACION ANTES DEL SEPARADOR
990 REM (SEPARADOR DE ALTA PRESION)
1000 REM -----
1005 PMC7=115 :PKA=60*PMC7-4200
1010 VSUM=1
1020 GOSUB 2500
1030 PRINT :PRINT :PRINT
1040 PRINT TAB(42);"RESULTADO DEL ANALISIS COMPOSICIONAL"
1050 REM
1060 REM SELECCION DEL NUMERO DE ETAPAS DE SEPARACION
1070 REM
1080 REM -----
1090 REM SEPARACION DE DOS ETAPAS
1100 REM SEPARADOR Y TANQUE DE ALMACENAMIENTO
1110 REM -----
1120 REM
1130 REM SE DEFINE EL VALOR DE LA PRESION DESDE DONDE SE EVALUARA LAS RECUPERACIONES DE LIQUIDO EN EL SEPARADOR Y EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
1140 REM RACIONES DE LIQUIDO EN EL SEPARADOR Y EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
1150 REM
1160 PS1=P-200

```

```

1170 REM CALCULO DE LA PRESION OPTIMA EN EL SEPARADOR
1180 FOR K=1 TO 50
1190 PS1=PS1-100
1200 AA=PS1
1210 PS(K)=PS1
1220 IF PS(K)<100 THEN 1490
1225 P=AA
1230 REM SE REALIZA EL CALCULO FASICO
1240 GOSUB 2500
1250 PRINT :PRINT :PRINT
1260 PRINT TAB(47);"RESULTADOS EN LA SEPARACION DE"
1270 PRINT TAB(56);"DOS ETAPAS"
1280 VLIQD(K)=VLIQ
1290 REX
1300 REM ANALISIS FASICO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
1305 WW=WW+1 :IF WW>1 THEN GOTO 1390
1310 T=120
1320 P=14.7
1330 PKA=1500
1340 GOSUB 2500
1350 PRINT :PRINT :PRINT
1360 PRINT TAB(47);"RESULTADO EN LG SEPARACION DE"
1370 PRINT TAB(56);"DOS ETAPAS"
1380 VLITDD=VLIQ
1390 VLIF(K)=VLIQD(K)*VLITDD
1400 REM
1410 REM LLAMA A UNA SUBROUTINA PARA CALCULAR EL VOLUMEN MOLAR (VOL)
1420 GOSUB 5760
1430 REX
1440 REM CALCULO DEL LIQUIDO RECUPERADO EN EL TANQUE (VLIF)
1450 VRTD(K)=VLIF(K)*VOL
1460 PS1=AA
1470 LIM=K
1480 NEXT K
1490 LPRINT :LPRINT :LPRINT :LPRINT :LPRINT
1500 LPRINT TAB(53);"RESULTADO EN LA SEPARACION"
1510 LPRINT TAB(59);"CON DOS ETAPAS":LPRINT
1515 LPRINT TAB(40);"PS1 (LPC)":LPRINT TAB(53);"RECUPERACION (GAL/MOL)"
1516 LPRINT TAB(40);"-----";LPRINT TAB(53);"-----"
1520 FOR J1=1 TO LIM
1530 LPRINT
1540 LPRINT TAB(42);PS(J1);LPRINT TAB(59);VRTD(J1)
1550 NEXT J1
1560 FOR V=1 TO 6000 :NEXT V:CLS
1570 REM -----
1580 REM          SEPARACION EN TRES ETAPAS
1590 REM    DOS SEPARADORES Y EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
1600 REM -----
1601 LOCATE 5,20:PRINT "COMIENZA IDS CALCULOS PARA TRES ETAPAS"
1602 LOCATE 15,14 :COLOR 31,13:INPUT "DESEG REALIZAR CALCULOS PARA TRES ETAPAS S
IN ";C$:COLOR 7,0:CLS
1603 IF C$="S" OR C$="s" THEN GOTO 1609
1604 IF C$="N" OR C$="n" THEN STOP
1609 CLS

```

```

1610 PMC7=115: PKA=60*PMC7-4200
1611 INPUT "INGRESE EL VALOR DE LA PRESION DE ENTRADA";P
1612 INPUT "INGRESE EL VALOR DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA";T
1620 PS1=P-200
1630 REM
1640 REM CALCULO DE PRESION OPTIMA EN EL PRIMER SEPARADDR
1650 FOR I=1 TO 1000
1660 PS1=PS1-100
1670 IF PS1<200 THEN STOP
1680 AL=PS1
1690 REM SE REALIZA EL CALCULO FASICO
1695 P=AL
1700 GOSUB 2500
1710 PRINT :PRINT :PRINT
1720 PRINT TAB(47);"RESULTADO EN LA SEPARACION DE"
1730 PRINT TAB(55);"TRES ETAFAS":PRINT :PRINT :PRINT
1740 VLIS1(I)=VLIQ
1750 REM
1760 REM CALCULO DE LA PRESION OPTIMA EN EL SEGUNDO SEPARADOR
1770 PS2=145
1780 FOR M=1 TO 100
1790 PS2=PS2-5
1800 IF PS2<30 THEN GOTO 2090
1810 BB=PS2
1820 PD(M)=PS2
1825 P=BB
1830 GOSUB 2500
1840 PRINT :PRINT :PRINT
1850 PRINT TAB(47);"RESULTADO EN LA SEPARACION DE "
1860 PRINT TAB(55);"TRES ETAPAS"
1870 VLIS2(M)=VLIQ
1880 REM
1890 REM ANALISIS FASICO EN EL TANQUE DE ALMACENAMIENTO
1895 XX=XX+1 : IF XX>1 THEN GOTO 1980
1900 T=120
1910 P=14.7
1920 PKA=1500
1930 GOSUB 2500
1940 PRINT :PRINT :PRINT
1950 PRINT TAB(47);"RESULTADOS EN LA SEPARACION DE"
1960 PRINT TAB(55);"TRES ETAPAS"
1970 VLITT=VLIQ
1980 VLIFI(M)=VLIS1(I)*VLIS2(M)*VLITT
1990 REM
2000 REM CALCULO DEL VOLUMEN MOLAR DE La MEZCLA (VOL)
2010 GOSUB 5760
2020 REM
2030 REM CALCULO DEL LIQUIDO RECUPERADO EN EL TANQUE
2040 VRTT(M)=VLIFI(M)*VOL
2050 PS2=BB
2060 PS1=AL
2070 LAM=M
2080 NEXT M
2090 LPRINT :LPRINT

```

```

2100 LPRINT TAB(49); "RESULTADOS EN LA SEPARACION"
2110 LPRINT TAB(51); "CON TRES ETAPAS" :LPRINT :LPRINT
2120 LPRINT TAB(54); "PS1= " :LPRINT TAB(62); AL; :LPRINT TAB(68); "LPCA":LPRINT
2124 LPRINT TAB(40); "PS2 (LPC)":LPRINT TAB(53); "RECUPERACION (GAL/MOL)"
2125 LPRINT TAB(40); "-----";LPRINT TAB(53); "-----"
2126 LPRINT
2130 FOR L=1 TO M
2140 LPRINT TAB(42); PD(L);:LPRINT TAB(59); VRTT(L)
2150 NEXT L
2160 NEXT I
2170 STOP
2180 END
2190 REM -----
2200 REM SUBROUTINA # 1 UTILIZADA PARA LEER LOS DATOS
2210 REM -----
2220 DIM N$(13)
2230 INPUT "INGRESE EL NUMERO DE COMPONENTES";N
2240 INPUT "INGRESE EL VALOR DE LA PRESION DE ENTRADA";P
2250 INPUT "INGRESE EL VALOR DE LA TEMPERATURA DE ENTRADA";T
2260 PRINT TAB(25); " COMPONENTES"
2270 FOR I=1 TO N
2280 READ N$(I)
2290 NEXT I
2300 DATA METANO,ETANO,PROPANO,N-BUTANO,I-BUTANO,N-PENTANO,I-PENTANO
2310 DATA HEXANO,HEPTANO,OCTANO,NITROGENO,SULFURO DE H,DIOXIDO DE C,
2320 FOR I=1 TO N
2330 INPUT "FRACCION MOLAR ";ZI(I)
2340 READ LAI(I)
2350 NEXT I
2360 DATA 1,2,3,4,5,6,7,8,9,10,11,12,13
2370 REM SE IMPRIMEN LOS DATOS LEIDOS
2380 LPRINT :LPRINT :LPRINT :LPRINT
2390 LPRINT TAB(60); "DATOS LEIDOS"
2400 LPRINT :LPRINT
2410 LPRINT TAB(32); "NUMERO DE COMPONENTES =";:LPRINT TAB(60);N
2420 LPRINT TAB(31); "PRESION DE ENTRADA =";:LPRINT TAB(60);P;:LPRINT TAB(66);"LP
CA":LPRINT
2430 LPRINT TAB(31); "TEMPERATURA DE ENTRADA =";:LPRINT TAB(57);T;:LPRINT TAB(66)
;"GRD.FARENHEIT":LPRINT
2440 LPRINT TAB(41); "COMPOSICION GLOBLAL DE LA MEZCLA"
2441 LPRINT
2450 FOR I=1 TO N
2460 L=LAI(I)
2470 LPRINT TAB(22);N$(I);:LPRINT TAB(46);ZI(I)
2480 NEXT I
2490 RETURN
2500 REM -----
2510 REM SUBROUTINA # 2 PARA CALCULAR ANALISIS COMPOSICIONAL DE LA ALIMENTACION
O CARGO ANTES Y EN LOS SEPARADORES
2520 REM
2530 REM
2540 REM
2550 REM
2560 REM

```



```

2570 REM
2580 REH
2590 REH SE INICIA EL CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA
2600 FOR I=1 TO 1000
2610 REM SE ASUME INICIALMENTE UN VALOR DE LA PRESION DE CONVERGENCIA
2620 REH DE ACUERDO A LA CORRELACION DE STANDIND(18)
2630 REE
2640 REM CALCULO DE LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I)
2650 GOSUB 3060
2660 REM ANALIZA EL ESTADO FISICO DE LA MEZCLA
2670 GOSUB 3500
2680 REH
2690 REH SE DETERMINA LA COMPOSICION DEL VAPOR Y DEL LIQUIDO ASI COMO
2700 REM LOS MOLES RESPECTIVOS DE CADA FASE, MEDIANTE UN FLASH.
2710 REM
2720 GOSUB 4080
2730 REH
2740 REM CALCULO DE LA TEMPERATURA SEUDOCRITICA TC2, EN FUNCION DE LA
2750 REM FRACCION LIQUIDA SEGUN LO PROPUESTO POR ORGANICK Y HOLINGS-WORTH
2760 REM Y QUE ES LA MODIFICACION DEL METODO DE HADDEN.
2770 REU
2780 GOSUB 4650
2790 REH
2800 REM CALCULO DE LA PRESION DE CONVERGENCIA PK EN FUNCION DE LA TEMPERATURA
2810 REH SEUDOCRITICA TC2
2020 REM
2830 GOSUB 5060
2840 IF PK>=20000 THEN GOTO 2910
2050 REM
2860 REM SE COMPARA LA PRESION DE CONVERGENCIA CALCULADA CON LA PRESION
2870 REM DE CONVERGENCIA ASUMIDA
2880 IF ABS(PKA-PK)<=10 THEN GOTO 2920
2890 REM ASUMIR LA PRESION CALCULADA
2900 PKA=PK
2910 NEXT I
2926 REH
2930 REU CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE CADA FASE
2940 REM
2950 REM CALCULO DEL PESO MOLECULAR DE LA FASE LIQUIDA (PML) Y VAPOR (PMV)
2960 GOSUB 5510
2970 REM
2986 REU
2990 REH
3000 REN
3010 REM SE LLAMA A UNA SUBROUTINA PARA ESCRIBIR LOS RESULTADOS
3020 REM
3030 GOSUB 6080
3040 PK=PKA
3050 RETURN
3060 ZZ=ZZ+1:IF ZZ>1 THEN GOTO 3330
3070 REM -----
3080 REM SUBROUTINA # 3 QUE CALCULA LAS CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I) DE LOS
3090 REH COMPONENTES DE LA MEZCLA A UNA PRESION (P) Y A UNA TEMPERATURA (T)
3100 REH DADGS
3110 REM -----

```

```

3120 DIM TR(13),ZC(13),Q(13),R(13),TC(13)
3130 REM SE AFLICA LA CORRELACION PRDPUESTA PDR FRANK B. CAHFIELD A PARTIR
3140 REM DE LA PRESION DE CONVERGENCIA (PK), LA RELACION DE PRESION (PR),
3150 REM TEMPERATURA REDUCIDA TR(I),FACTOR DE COMPRESIBILIDAD CRITICO ZC(I)
3160 REM DE CADA COMPONENTE.
3170 REM LOS VALDEES DE LA TEMPERATURA CRITICA SE OBTUVO DEL MANUAL DE GPSA,
3180 REM V LOS FACTORES DE COMPRESIBILIDAD CRITICOS DEL LIBRO DE REID &
3190 REM SHERWOOD FIG. 2-2, PAGINA 29.
3200 REM
3210 FOR I=1 TO N
3220 READ TC(I)
3230 NEXT I
3240 DATA -116.63,90.09,206.01,305.65,274.98,385.7,369.1,453.7
3250 DATA 512.8,564.22,-232.4,212.7,87.9
3260 FOR I=1 TO N
3270 READ ZC(I)
3280 NEXT I
3290 DATA 0.29,0.285,0.277,0.274,0.283,0.269,0.272,0.264,0.259
3300 DATA 0.256,0.291,0.267,0.274
3310 REM
3320 REM EUSQUEDA DE LOS COMPONENTES DE LA MEZCLA
3330 FOR I=1 TO N
3348 PR=P/PKA
3350 L=LAT(I)
3360 TC(I)=TC(L)
3376 ZC(I)=ZC(L)
3380 REM SE CALCULA LA TEMPERATURA REDUCIDA TR(I)
3390 TR(I)=(T+460)/(TC(I)+460)
3400 REM CALCULO DE LOS FACTORES Q(I) Y R(I) PARA ENCONTRAR LAS
3410 REM CONSTANTES DE EQUILIBRIO EK(I)
3420 Q(I)=10.7016-LOG(PKA)-4.4316/TR(I)-.1968/(TR(I)^3)
3430 R(I)=6.3816-29.002*ZC(I)+35.3443*ZC(I)^2
3440 HF=(1-PR)^(.33/TR(I))
3450 HG=(Q(I)*R(I))
3460 HI=HG*HF
3470 EK(I)=10^(HI)/PR
3480 NEXT I
3490 RETURN
3500 REM
3510 REM _____ -- -- -- -----
3520 REM SUBROUTINA # 4 PARA CONOCER EL ESTADO FISICO DEL SISTEHA
3530 REM -----
3540 REM EL ANALISIS DEL COMPORTAMIENTO DE FASES DEL SISTEMA SE FUNDAMENTA
3550 REM EN EL DIAGRAMA DE PRESION CON TEMPERATURA, EL MISMO QUE ME PERMITE
3560 REM ESTABLECER SI EL SISTEMA SE ENCUENTRA EN UNA SOLA FASE LIQUIDO O
3570 REM VAPOR, EN DOS FASES, EN EL PUNTO DE BURBUJEO (COMO LIQUIDO SATURADO)
3580 REM Y EN EL PUNTO DE ROCIO (COMO VAPOR SATURADO).
3590 REM PARA SU EVALUACION SE PARTE DEL PRINCIPIO DEL EQUILIBRIO DE LIQUIDO-
3600 REM VAPOR, EXPRESADA POR LA RELACION ENTRE LA FRACCION MOLAR DEL VAPOR Y
3610 REM LA FRACCION MOLAR DEL LIQUIDO, ESTD SE LLAMA CONSTANTE DE EQUILIBRIO
3620 REM (EK) EK=YI/XI
3630 REM SE TRATA DE ESTPELECEER DOS SUMATORIAS
3640 REM SUMA=ZI/EKI SI ZI=YI (1)
3650 REM SUMA=ZI*EKI SI ZI=XI (2)

```

```

3660 REK LAS CUALES PRESENTAN TRES ALTERNATIVAS:
3670 REB A.- SI SUMA > 1.0 EL SISTEMA ES LIQUIDO (EC.2) Y VAPOR (EC.1)
3680 REH B.- SI SUMA < 1.0 EL SISTEMA ESTA EN DOS FASES O COMO VAPOR SI
3690 REM CONSIDERO EC.2 Y EN DOS FASES O COHO LIQUIDO
3700 REH SI CONSIDERO EC.1
3710 REH C.- SI SUMA= 1.0 EL SISTEHA ESTA EN EL PUNTO DE BURBUJEO (EC.2)
3720 REH O EN EL PUNTO DE ROCIO (EC.1)
3730 REH
3740 REM SE EMPIEZA EL CALCULO DE LA PRIMERA SUMATORIA
3750 SUMA1=0
3760 FOR J=1 TO N
3770 SUMA1=SUMA1+ZI(J)/EK(J)
3780 NEXT J
3790 REM COMPARACION DE LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
3795 OO=SUMA-1
3800 IF OO<1 THEN GOTO 3820:IF OO=1 THEN 3960:IF OO>1 THEN 3860
3810 REM SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
3820 PRINT :PRINT :PRINT
3830 PRINT TAB(2);"EL SISTEMA ES VAPOR A LAS CONDICIONES DE "
3840 GOTO 4020
3850 REM SE CALCULA LA SEGUNDA SUMATORIA
3860 SUMA2=0
3870 FOR J=1 TO N
3880 SUMA2=SUMA2+ZI(J)*EK(J)
3890 NEXT J
3900 REM SE COMPARA LA SUMATORIA CON LA UNIDAD
3905 RR=SUMA2-1
3910 IF RR<1 THEN GOTO 3930: IF RR=1 THEN GOTO 3990 : IF RR>1 THEN GOTO 4970
3920 REM SE IMPRIME UN MENSAJE INDICANDO EL ESTADO DE LA MEZCLA
3930 PRINT :PRINT :PRINT
3940 PRINT TAB(2);"EL SISTEMA ES LIQUIDO A LAS CONDICIONES DE"
3950 GOTO 4020
3960 PRINT :PRINT :PRINT
3970 PRINT TAB(2);"EL SISTEHA ESTA EN EL PUNTO DE ROCIO A LAS CONDICIONES DE"
3980 GOTO 4020
3990 PRINT :PRINT :PRINT
4000 PRINT TAB(2);"EL SISTEMA ESTA EN EL PUNTO DE BURBUJA A LAS CONDICIONES DE"
4010 GOTO 4020
4020 PRINT
4030 PRINT TAB(3);"PRESION=";:PRINT TAB(12);P;:PRINT TAB(18);"PSIA":PRINT:PRINT
4040 PRINT TAB(3);"TEMPERATURA=";:PRINT TAB(18);T;:PRINT TAB(24);"GRD.FARENHEIT"
:PRINT :PRINT
4050 PRINT TAB(3);"PRESION DE CONVERGENCIA";:PRINT TAB(30);PKA;:PRINT TAB(36);"P
SIA":PRINT
4070 RETURN
4080 HH=HH+1 :IF HH>1 THEN GOTO 4140
4090 REM .....
4100 REM SUBROUTINA 1 5 CALCULA LA CANTIDAD DE MOLES EN LA FASE LIQUIDA Y EN
4110 REH LA FASE VAPOR DENTRO DEL SEPARADOR
4120 REM -----
4130 DIM X(13),Y(13)
4140 REM EL METODO ITERATIVO DE NEWTON-RAPHSOW, SUPONIENDO UNA ALIMENTACION
4150 REM IGUAL A UN MDL (VSUM=1.0 = F).

```



BIBLIOTECA

```
4160 REM DE ACUERDO A LA DEFINICION DEL ERLANCE GLOBAL TENEMOS:
4170 REM          F = V + L
4180 REM          1.0= V + L
4190 REM ADEMAS DE ENCONTRAR LOS MOLES DE LIQUIDO Y DE VAPOR, CALCULA LA
4200 REM COMPOSICION MOLAR DEL LIQUIDO Y DEL VAPOR EN EL SEPGAADOR.
4210 REM SE INICIA CON UN VOLUMEN DE LIQUIDO ASUMIDO
4220 VLIQ=1
4230 FOR NITER=1 TO 50
4240 REM SE INICIALIZARAN LAS SUMATORIAS, TGNTD PARA EVALUAR LA FUNCION Y LA
4250 REM PRIHERR DERIVADA O PENDIENTE.
4260 SUMA1=0
4270 SUMA2=0
4280 REM SE EVILUA LA FUNCION
4290 FOR I=1 TO N
4300 REM SE APROXIMA A UNA MILLONESIMA UNA CONSTANTE DE EQUILIBRIO CUANDO
4310 REM TIENE UN VALOR INFERIOR A LA MILLONESIMA.
4320 IF EK(I)<=1*10^-6 THEN EK(I)=1*10^-6
4330 ALFA=ZI(I)/(1-VLIQ*(1-1/EK(I)))
4340 SUMA1=SUMA1+ALFA
4350 NEXT I
4360 SUMA1=SUMA1-1
4370 REM CALCULO DEL VALOR DE LA FUNCION
4380 REM COMPROBAR SI EL VALOR DE LA FUNCION ES MENOR DE UNA MILLONESIMA, SI
4390 REM NO ES MENOR SE CALCULA LA PENDIENTE PARA DETERMINAR UNA NUEVA RAIZ
4400 IF ABS(SUMA1)<=1*10^-5 THEN GOTO 4550
4410 REM SE INICIA EL CALCULO DE LA PENDIENTE
4420 FOR I=1 TO N
4431: TATO=1-1/EK(I)
4440 SQUA=i-VLIQ*TATO
4450 BETA=ZI(I)*TATO/SQUA^2
4460 REM SE DETERMINA EL VALOR PE FUNCION
4470 SUMA2=SUMA2+BETA
4480 NEXT I
4490 REM SE CALCULA UNA MEJOR APROXIMACION DEL VOLUMEN MOLAR LIQUIDO
4495 VLIQ=VLIQ-SUMA1/SUMA2
4500 NEXT NITER
4510 REM TERMINA EL CALCULO POR NEWTON-RAPHSON
4520 REM AHORA SE PUEDE CALCULAR LAS COMPOSICIONES MOLARES DE VRPOR V
4530 REM DEL LIQUIDO
4540 REM CALCULO DE LA FRACCION MOLAR PEL LIQUIDO X(I)
4550 FOR I=1 TO N
4560 X(I)=ZI(I)/((1-EK(I))*VLIQ+EK(I))
4570 REM CALCULO DE Lb FRACCION MOLAR DEL VAPOR Y(I)
4580 Y(I)=X(I)*EK(I)
4590 NEXT I
4600 REM SE CALCULA LOS MOLES DE LIQUIDO Y VRPOR DENTRO DE LA CAMARA,
4610 REM DE ACUERDO A LGS MOLES SUMINISTRADOS.
4620 VLIQ=VLIQ*VSUM
4630 VVAP=VSUM-VLIQ
4640 RETURN
4650 GG=GG+1 :IF GG>1 THEN 6010 4850
```

```

4660 REM -----
4670 REF SUBROUTINA 1 6 SIRVE PARA CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA DEL SISTEMA
4680 REH CONSIDERANDO COMO SEUDO BINARIO, SIN EL METANO.
4690 REM -----
4700 DIM A(13),PM(13),PMOL(13),TCRIT(13)
4710 REM EL PROCEDIMIENTO PARA CALCULAR LA TEMPERATURA CRITICA DEL SISTEMA
4720 REM SEUDO-BINARIO ESTA FUNDAMENTADO EN EL CRITERIO DE QUE LA PARTE I
4730 REM LO CONSTITUYEN LOS COMPONENTES MAS VOLATILES QUE GENERALMENTE LO ES
4740 REM EL METANO Y NITROGENO SI EXISTE EN LA MEZCLA Y LOS DATOS REQUERIDOS
4750 REM PARA LOS CALCULOS SON EL PESO MOLECULAR, LA TEMPERATURA CRITICA, Y
4760 REM LA FRACCION MOLAR DE CADA COMPONENTE EN ESTADO LIQUIDO.
4770 REM SE INTRODUCEN LOS DATOS DE TEMPERATURA CRITICA TC, PESO MOLECULAR
4780 REH PM DE TODOS LOS COMPONENTES PREVIAMENTE DEFINIDOS.
4790 REM
4800 FOR I=1 TO N
4810 READ PM(I)
4820 NEXT I
4830 DATA 16.043,30.07,44.0, 58.124,58.124,72.151,72.151,
4840 DATA 86.178,100.205,114.232,28.013,34.076,44.010
4850 REM SE INICIA EL CALCULO PARA ENCONTRAR EL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
4860 SUMA=0
4870 FOR J=1 TO N
4880 L=LAT(J)
4890 PMOL(J)=PM(L)
4900 TCRIT(J)=TC(L)
4910 NEXT J
4920 REM SE INICIA EL CALCULO DEL PESO TOTAL RE LA MEZCLA
4930 FOR I=2 TO N
4940 A(I)=X(I)*PMOL(I)
4950 SUMA=SUMA+A(I)
4960 NEXT I
4970 REM SE CALCULA LA TEMPERATURA CRITICA DE LOS COMPONENTES
4980 S=0: FOR I=2 TO N
5000 S=S+A(I)*(TCRIT(I)+460)/SUMA
5010 NEXT I
5020 REM POR ULTIMO LA TEMPERATURA CRITICA TC2 EN GRADOS FARENHEIT BASADO
5030 REM EN LA COMPOSICION LIQUIDA DE LA MEZCLA SEUDO-BINARIA
5040 TC2=S-460
5050 RETURN
5060 REM
5070 REM -----
5080 REM          SUBROUTINA # 7 PARA CALCULAR LA PRESION DE CONVERGENCIA
5090 REM -----
5100 REM
5110 REM PARA EL CALCULO DE LA PEESSION DE CONVERGENCIA PK, SE APLICA UN
5120 REM PROCESO ITERATIVO DE COMPARACION ENTRE UNA PRESION INICIAL ASUMIDA
5130 REH Y LA CALCULADA MEDIANTE ESTE METODO ESTO ES, SI LA PK ASUMIDA ND
5140 REM ES IGUAL A LA CALCULADA, ESTA ULTIMA ES LA ASUMIDA QUE SERVIRA PARA
5150 REM COMPARAR CON LA CALCULADA NUEVAMENTE Y ASI SE ITERARA HASATA OBTENER
5160 REM LA CONVERGENCIA ESTABLECIDR.
5170 REM EL METODO EMPLEADO ES EL DE HADDEN Y CONSISTE EN HACER UN CALCULO
5180 REH DE FASES INICIAL A ESA PRESION Pi CONVERGENCIA ASUMIDA Y A LA PRESION
5190 REM P Y TEMPERATURA T DEL SISTEMA, LUEGO SE TOMAN LAS FRACCIONES XOLARES
5200 REM DE LA FASE LIQUIDA DE LA PURTE II PARA POSTERIORMENTE CALCULBR LB

```

```

5210 REM TEMPERATURA CRITICA TC2, LA MISMA QUE SIRVE PARA CALCULAR LA PRESION
5220 REM DE CONVERGENCIA.
5230 REM SE DEFINEN LOS POLINOMIOS QUE DEPENDEN DE LA TEMPERATURA CRITICA DEL
5240 REM DEL SEUDO-SISTEMA (TC2).
5250 A1=1.797064##10^0
5260 A2=2.1987547##10^-3
5270 A3=1.6185399##10^-6
5280 A4=-1.188797##10^-9
5290 B1=9.3317175##10^-3
5300 B2=3.9836405##10^-6
5310 B3=-5.5610874##10^-8
5320 B4=4.5029573##10^-11
5330 C1=-5.2867215##10^-5
5340 C2=1.2446502##10^-7
5350 C3=-5.3578971##10^-11
5360 C4=-2.7626487##10^-14
5370 E1=38.234456##10^0
5380 E2=-5.0398134##10^-2
5390 E3=-1.8534164##10^-5
5400 E4=3.2528255##10^-8
5410 RO=(A1+(A2*TC2+(A3*TC2^2+(A4*TC2^3))))
5420 XD=(B1+(B2*TC2+(B3*TC2^2+(B4*TC2^3))))
5430 YD=(C1+(C2*TC2+(C3*TC2^2+(C4*TC2^3))))
5440 ZD=(E1+(E2*TC2+(E3*TC2^2+(E4*TC2^3))))
5450 REM COMO SE ENCUENTRAN DEFINIDOS LOS POLINOMIOS SE PUEDE CALCULAR LA
5460 REM PRESION DE CONVERGENCIA PK, EN FUNCION DE LA TEMPERATURA CRITICA
5470 REM TC2 Y DE LA TEMPERATURA DEL SISTEMA T(F).
5480 REM
5490 PK=10^(RO+XD*T+YD*T^2+ZD/T)
5500 RETURN
5510 REM
5520 REM -----
5530 REM          SUBROUTINA # 8 PARA CALCULAR EL PESO MOLECULAR DE LAS FASES
5540 REM                      LIQUIDA Y VAPOR
5550 REM -----
5560 REM
5570 REM ESTE CALCULO SE REALIZA DE ACUERDO A LA REGLA DE KAY, DONDE EL PESO
5580 REM MOLECULAR NO ES MAS QUE LA SUMATORIA DE LOS PRODUCTOS ENTRE EL PESO
5590 REM MOLECULAR POR LA FRACCION MOLAR DE CADA COMPONENTE QUE INTERVIENEN
5600 REM EN LA MEZCLA.
5610 REM
5620 PML=0 ;PMV=0
5630 FOR J=1 TO N
5640 L=LAT(J)
5650 PMOL(J)=PM(L)
5670 NEXT J
5680 REM INICIA EL CALCULO DEL PESO TOTAL DE LA MEZCLA
5690 FOR I=1 TO N
5700 D(I)=X(I)*PMOL(I)
5710 B(I)=Y(I)*PMOL(I)
5720 PML=PML+D(I)
5730 PMV=PMV+B(I)
5740 NEXT I
5750 RETURN

```

```

5760 KK=KK+1 :IF KK>1 THEN GOTO 5960
5770 REM -----
5780 REM SUBROUTINA # 9 UTILIZADA PARA CALCULAR EL VOLUMEN POR MOL DE LIQUIDO
5790 REM EN EL TANQUE
5800 REM -----
5810 DIM DL(13),DLT(13),VM(13)
5820 REM
5830 REM ESTE CALCULO SE REALIZA DE ACUERDO A LA REGLA DE KAY, DONDE EL
5840 REM VOLUMEN MOLAR NO ES MAS QUE LA SUMATORIA DE LOS PRODUCTOS ENTRE EL
5850 REM PESO MOLECULAR POR FRACCION MOLAR DE LIQUIDO EN EL TANQUE DE CADA
5860 REM COMPONENTE QUE INTERVIENE EN LA MEZCLA DIVIDIDO POR LA DENSIDAD
5870 REM LIQUIDA A CONDICIONES DE PRESION Y TEMPERATURA NORMALES ESTO ES
5880 REM 14.7 LPCA Y 60 GRADOS FARAENHEIT LA MISMA QUE ESTA EN LIB/BALON.
5890 REM
5900 FOR I=1 TO N
5910 READ DL(I)
5920 NEXT I
5930 DATA 2.5,2.971,4.233,4.872,4.695,5.261,5.208,5.536
5940 DATA 5.738,5.893,6.74,6.59,6.89
5950 VOL=0
5960 FOR J=1 TO N
5970 L=LAT(J)
5980 DLT(J)=DL(L)
5990 PMOL(J)=PM(L)
6000 NEXT J
6010 REM CALCULO DEL VOLUMEN MOLAR DE LA MEZCLA EN EL TANQUE
6020 FOR I=1 TO N
6030 VM(I)=PMOL(I)/DLT(I)
6040 C(I)=X(I)*VM(I)
6050 VOL=VOL+C(I)
6060 NEXT I
6070 RETURN
6080 REM
6090 REM -----
6100 REM SUBROUTINA # 10 UTILIZADA PARA ESCRIBIR LOS RESULTADOS
6110 REM -----
6120 REM
6130 REM AQUI SE IMPRIMEN LOS RESULTADOS OBTENIDOS DEL ANALISIS COMPOSICIONAL
6140 REM Y FASICO DE LA ALIMENTACION, ASI COMO LOS VALORES CALCULADOS DE LA
6150 REM DE LA DENSIDAD, PESOS MOLECULARES, FACTOR DE COMPRESIBILIDAD DE LAS
6160 REM FASES LIQUIDO Y VAPOR.
6170 REM
6180 PRINT :PRINT :PRINT :PRINT
6190 PRINT TAB(45);"ANALISIS DE LA ALIMENTACION"
6200 PRINT TAB(44);"-----"
6210 PRINT :PRINT :PRINT
6220 PRINT TAB(20);"PRESION=";:PRINT TAB(32);P;:PRINT TAB(37);"LPCA":PRINT :PRIN
T:PRINT
6230 PRINT TAB(20);"TEMPERATURA=";:PRINT TAB(35);T;:PRINT TAB(40);"GRD.FARENHEIT
":PRINT:PRINT
6240 PRINT TAB(20);"MOLES DEL LIQUIDO =";:PRINT TAB(42);VLIQ:PRINT :PRINT
6250 PRINT TAB(20);"MOLES DE VAPOR =";:PRINT TAB(40);VVAP:PRINT :PRINT

```

```
6260 PRINT TAB(20);"PESO MOLECULAR LIQUIDO =";:PRINT TAB(47);FML;:PRINT TAB(53);
"LB.MOL":PRINT :PRINT
6270 PRINT TAB(20);"PESO MOLECULAR VAPOR";:PRINT TAB(47);PMV;:PRINT TAB(53);"LB.
MOL":PRINT :PRINT:PRINT:PRINT :PRINT
6280 PRINT TAB(13);"COMPONENTES";:PRINT TAB(26);"CTES. EQUILIBRIO";:PRINT TAB(43
);"COMP. DEL LIQUIDO";:PRINT TAB(62);"COMP. DEL VAPOR":PRINT
6290 PRINT TAB(28);"KI, ADM. ";:PRINT TAB(45);"X, MOLAR";:PRINT TAB(64);"Y, MOL
AR"
6300 PRINT TAB(12);"-----";:PRINT TAB(26);"-----";:PRINT TAB(4
3);"-----";:PRINT TAB(62);"-----":PRINT
6310 FOR I=1 TO N
6320 PRINT TAB(13);N$(I);:PRINT TAB(26);EK(I);:PRINT TAB(43);X(I);:PRINT TAB(62)
;Y(I)
6330 NEXT I
6340 RETURN
```


6.4. EJEMPLO DE APLICACION HACIENDO USO DEL PROGRAMA CON DATOS DE CAMPOS DEL ORIENTE ECUATOKIANO



DATOS LEIDOS

NUMERO DE COMPONENTES = 13
PRESION DE ENTRADA = 700 LPCA
TEMPERATURA DE ENTRADA = 120 GRD.FARENHEIT

COMPOSICION GLOBAL DE LA MEZCLA

METANO	,2136
ETANO	,3678
PROPANO	.1021
N-BUTANO	9.839999E-02
I-BUTANO	.0638
N-PENTANO	.0401
I-PENTANO	.0263
HEXANO	,039
HEPTANO	.0314
OCTANO	0
NITROGENO	0
SULFURO DE H	.005
DIOXIDO DE C	.0125

RESULTADO EN LA SEPARACION
CON DOS ETAPAS

PSI (LPC)	RECUPERACION (GAL/MOL)
400	3.395351
300	6.407377
200	8.970932
100	10.18593

RESULTADO EN LA SEPARACION
CON DOS ETAPAS

PSI (LPC)	RECUPERACION (GAL/MOL)
400	3.395351
300	6.407377
200	8.970932
100	10,18593

COMIENZA LOS CALCULOS PARA TRES ETAPAS

DESEA REALIZAR CALCULOS PARA TRES ETAPAS S/N ? S

RESULTADOS EN LA SEPARACION
CON TRES ETAPAS

PSI= 400 LPCA

PSZ (LPC)	RECUPERACION (GAL/MOL)
135	10.64758
125	12.55015
115	14.36083
105	16.03562
95	17.57708
85	18.96161
75	20.16786
65	21.16993
55	21.93624
45	22.42244
35	22.55447
0	0

RESULTADOS EN LA SEPARACION
CON TRES ETAPAS

PS1 = 300 LPCA

PS2 (LPC)	RECUPERACION (GAL/MOL)
135	32.90355
125	34.34387
115	35.59361
105	36.69247
95	37.60697
85	38.31606
75	38.79209
65	39.00372
55	39.9112
45	38.4559
35	37.53448
0	0

RESULTADOS DE LA SEPARACION
CON TRES ETAPAS

PS1= 200 LPCA

PS2 (LPC)	RECUPERACION (GAL/MOL)
-----	-----
135	51.93769
125	52.89498
115	53.62601
105	54.17471
95	54.50313
85	54.58743
75	54.31632
65	53.89414
55	53.03499
45	51.74911
35	49.90977
0	0

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES



BIBLIOTECA

1. Para lograr un diseño adecuado de separadores bifásico y/o trifásicos, el Ingeniero de Producción debe considerar los requerimientos de producción, incluyendo los posibles cambios en los gastos con el tiempo, además de tener presente la producción de sólidos, la formación de parafinas, etc.
2. Para obtener una eficiente separación bifásica y/o trifásica se debe vigilar que exista una presión óptima de separación, para cada situación en particular, así como proporcionar el tiempo de retención necesario al líquido.
3. Practicamente con la mínima información requerida se obtienen diseños aceptables, por lo que tanto el método como los programas son versátiles y adaptables a situaciones diversas, dentro de las consideraciones preestablecidas.
4. El punto que determina las condiciones óptimas de operación de los dos separadores, para el caso de tres etapas y para el separador en dos etapas, la recuperación de líquidos es el máximo.

5. En el sistema de tres etapas se concluye que la optimización del sistema de separadores está más influenciada por el segundo separador que por el primero, por esta razón la caída de presión debe estar en un rango de 30 a 50 Lpca., entre el separador de baja presión y el tanque de almacenamiento.

6. La correlación utilizada en el cálculo de las constantes de equilibrio para la predicción del comportamiento del equilibrio de las fases líquido - vapor, en general simula satisfactoriamente los objetivos mencionados, para sistemas formados tanto por hidrocarburos livianos como no hidrocarburos, constituyentes del gas natural.

7. No hay una regla general para determinar el número óptimo de las etapas de separación, por lo cual se requiere consideraciones prácticas, las mismas que pueden solamente ser obtenidas con exactitud mediante cálculos de vaporización (flash) verificando con pruebas de campo. Respecto a lo más económico de utilizar varias etapas de separación, puede ser determinado mediante la aplicación de curvas de estimación de costos, tanto para separadores horizontales como verticales, de acuerdo a la selección del sistema de separación.

8. Es conveniente concientizar al personal que opera las baterías

infundiéndole un espíritu de responsabilidad, para que exista un buen funcionamiento del equipo utilizado, puesto que se ha visto que con una actitud de imprudencia o carencia de conocimiento por parte de las operadoras y/o encargados de esta labor, provocan ineficiencias en el mismo equipo y por consecuencia en el proceso completo.

9. Se recomienda elaborar un conjunto de Normogramas que conociendo la Gravedad Específica de la alimentación, presión y temperatura de entrada a los separadores se pueda determinar las condiciones óptimas de operación para sistemas de separación de Dos y Tres etapas para obtener el recobro máximo de líquido en el tanque de almacenamiento.
10. Desarrollar un diseño en donde se considere la variación de la temperatura en cada cámara de separación y hacer una comparación de líquido recuperado con un proceso isotérmico, desde el punto de vista técnico y económico.

Esto con la finalidad de poder escoger con cual de los dos modelos será el recobro de líquido máximo en el tanque de almacenamiento.

A P E N D I C E S

A P E N D I C E A

TABLAS

TABLA I

COMPONENTES	DE LA	MEZCLA
COMPONENTES	FORMULA	CODIGO
Metano	C1	1
Etano	C2	2
Propano	c3	3
n-Butano	n-C4	4
i-Butano	i-C4	5
n-Pentano	n-C5	6
i-Pentano	i-C5	7
n-Hexano	C6	8
Heptano	c7	9
Octano	C8	10
Nitrógeno	N2	11
Sulfuro de H.	H2S	12
Dióxido de C.	c02	13

TABLA N° II

COMPONENTES CRITICAS DE LOS COMPONENTES

COMPONENTE	PRESION Pc. Lpca	TEMPERATURA Tc. °F	FACTOR-COMPRES. zc
Metano	667.8	- 116.63	0.290
Etano	707.8	90.09	0.285
Propano	616.3	206.01	0.277
n-Butano	550.7	305.65	0.274
i-Butano	529.1	274.98	0.283
n-Pentano	488.6	385.7	0.269
i-Pentano	490.4	369.10	0.272
n-Hexano	436.9	453.7	0.264
Heptano	396.8	512.8	0.259
Octano	360.6	564.22	0.256
Nitrógeno	493.0	232.4	0.291
Sulfuro de H.	306.0	212.7	0.267
Dióxido de C.	1071.0	87.9	0.274

TABLA N^o III
CONSTANTES FISICAS DE LOS COMPONENTES

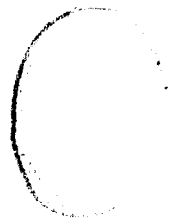
COMPONENTES	PESO MOLEC. Pm Lbs. Mol	GRAV. ESPEC. SG	DENSIDAD STANDARD Dl. Lbs. /Gal
Metano	16.043	0.300	2.5
Etano	30.070	0.3564	2.971
Propano	44.097	0.5077	4.233
n-Butano	58.124	0.5844	4.872
i-Butano	58.124	0.5631	4.695
n-Pentano	72.151	0.6310	5.261
i-Pentano	72.151	0.6247	5.208
n-Hexano	86.178	0.6640	5.536
Heptano	100.205	0.6882	5.738
Octano	114.232	0.7068	5.893
Nitrógeno	28.013	0.808	6.74
Sulfuro de H.	34.076	0.790	6.59
Dióxido de C.	44.010	0.827	6.39

TABLA N° IV

VALORES NUMERICOS DE LOS COEFICIENTES DE LA ECUACION DEL CALCULO
DE LA PRESTION DE CONVERGENCIA

A1 = 1.7970640 10 ⁰	C1 = -5.2867215 10 ⁻⁵
A2 = 2.1987547 10 ⁻³	C2 = 1.2446502 10 ⁻⁷
A3 = 1.6185399 10 ⁻⁶	C3 = -5.3578971 10 ⁻¹¹
A4 = 9.331717 10 ⁻⁹	C4 = -2.7626487 10 ⁻¹⁴
B1 = 3.9836405 10 ⁻³	E1 = 38.234458 10 ⁰
B2 = 3.9836405 10 ⁻⁶	E2 = -5.0398134 10 ⁻²
B3 = -5.5610874 10 ⁻⁸	E3 = -1.8534164 10 ⁻⁵
B4 = 4.5029573 10 ⁻¹¹	E4 = 3.2528255 10 ⁻⁸

k



BIBLIOTECA

A P E N D I C E B

FIGURAS

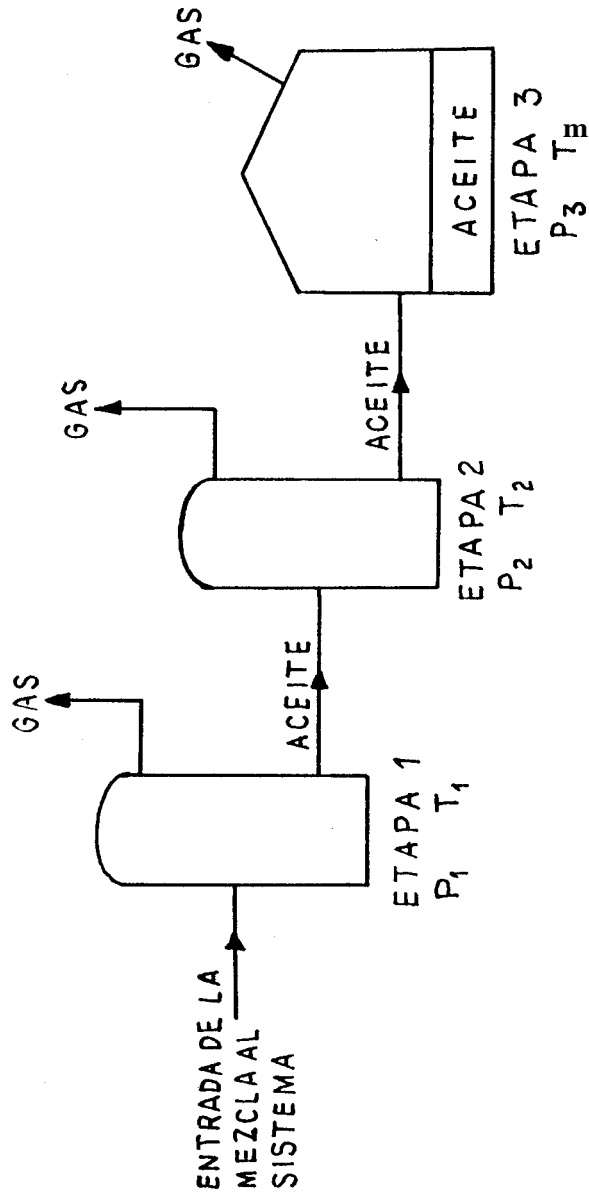
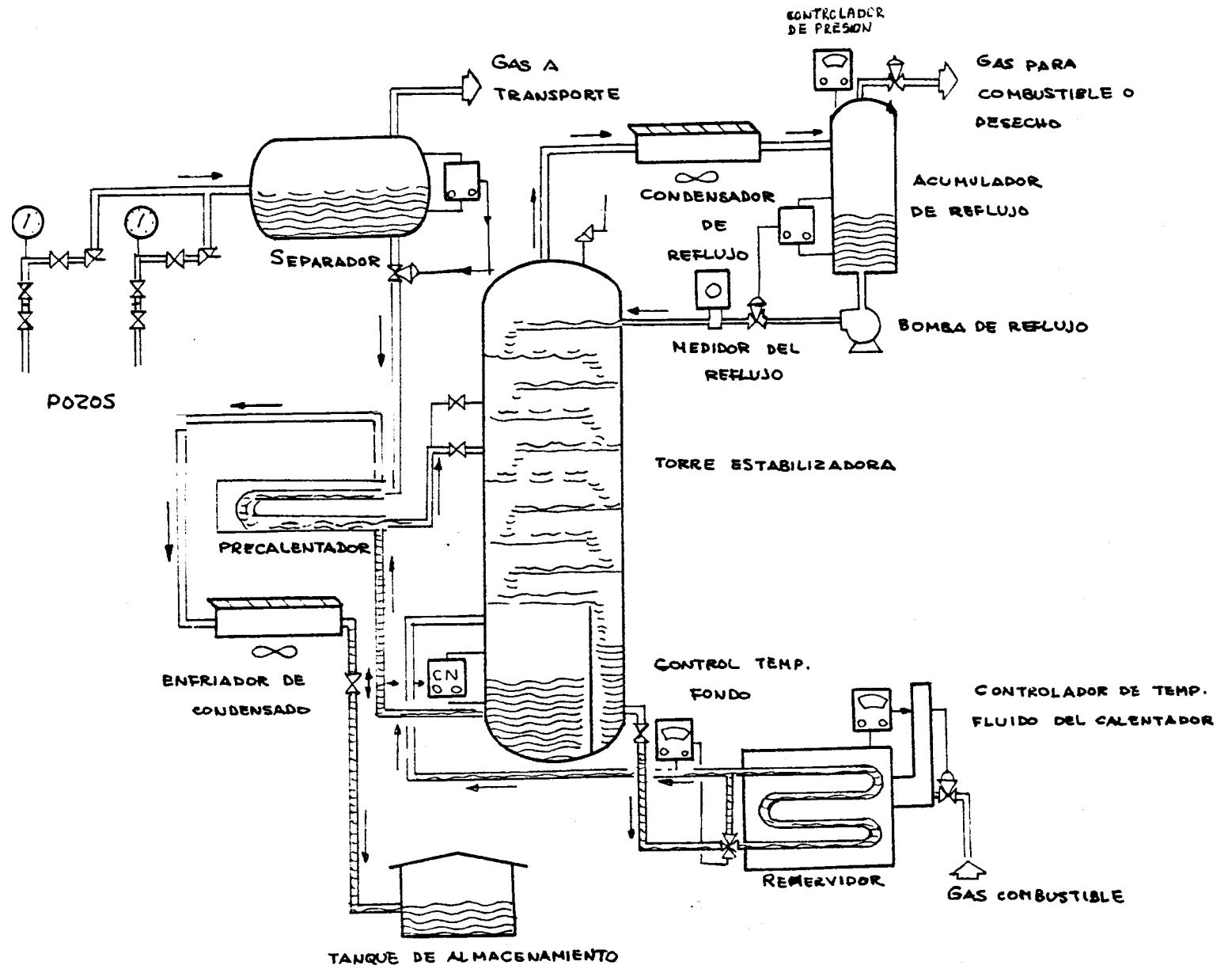


Fig.1 - ESQUEMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION EN TRES ETAPAS.

Fig. 2 - FLUJO DE UN SISTEMA DE ESTABILIZACION.



- (1) SEPARADOR A BAJA TEMPERATURA
- (2) ELIMINADOR DE AGUA
- (3) CAMBIADOR DE CALOR
- (4) ESTRANGULADOR

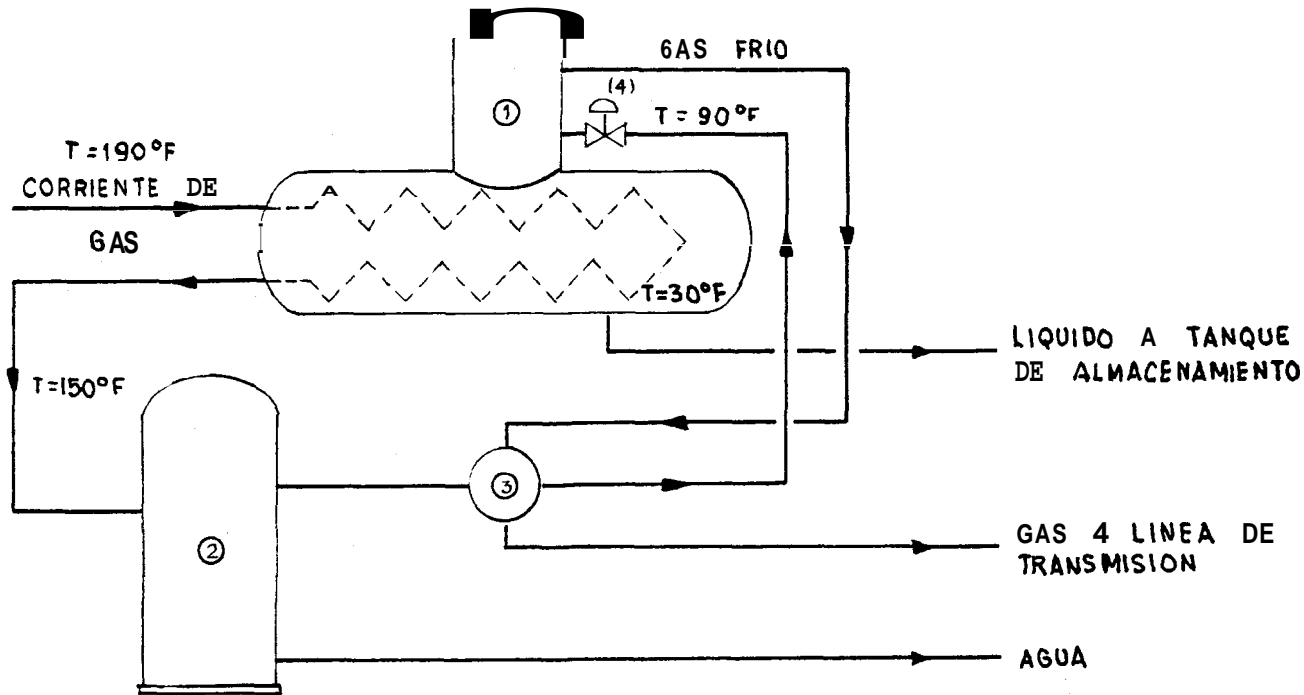
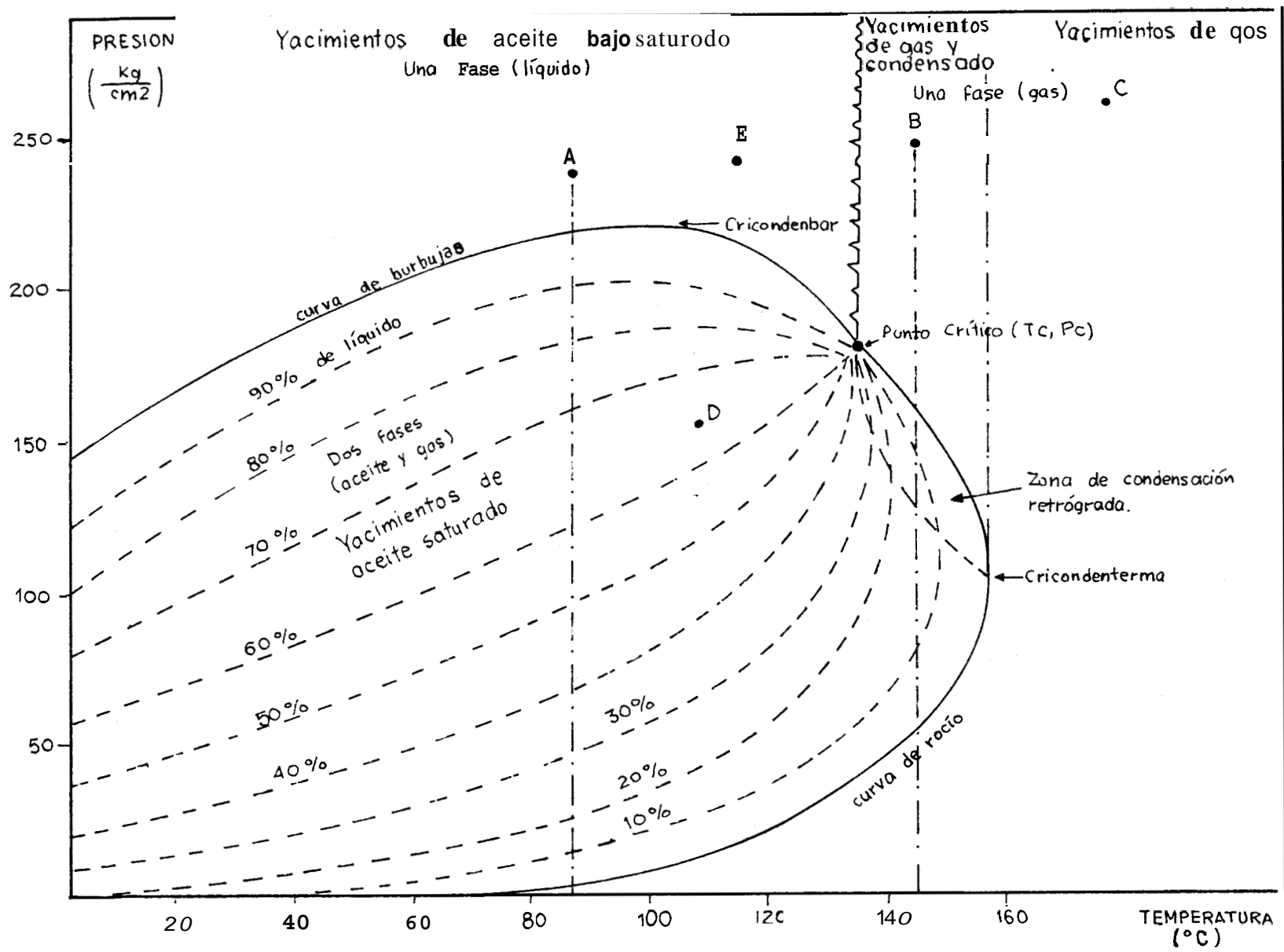


FIG. 3 - DIAGRAMA DE UN SISTEMA DE SEPARACION A BAJA TEMPERATURA

Fig. 4 - Diagrama de fases de una mezcla de hidrocarburos.



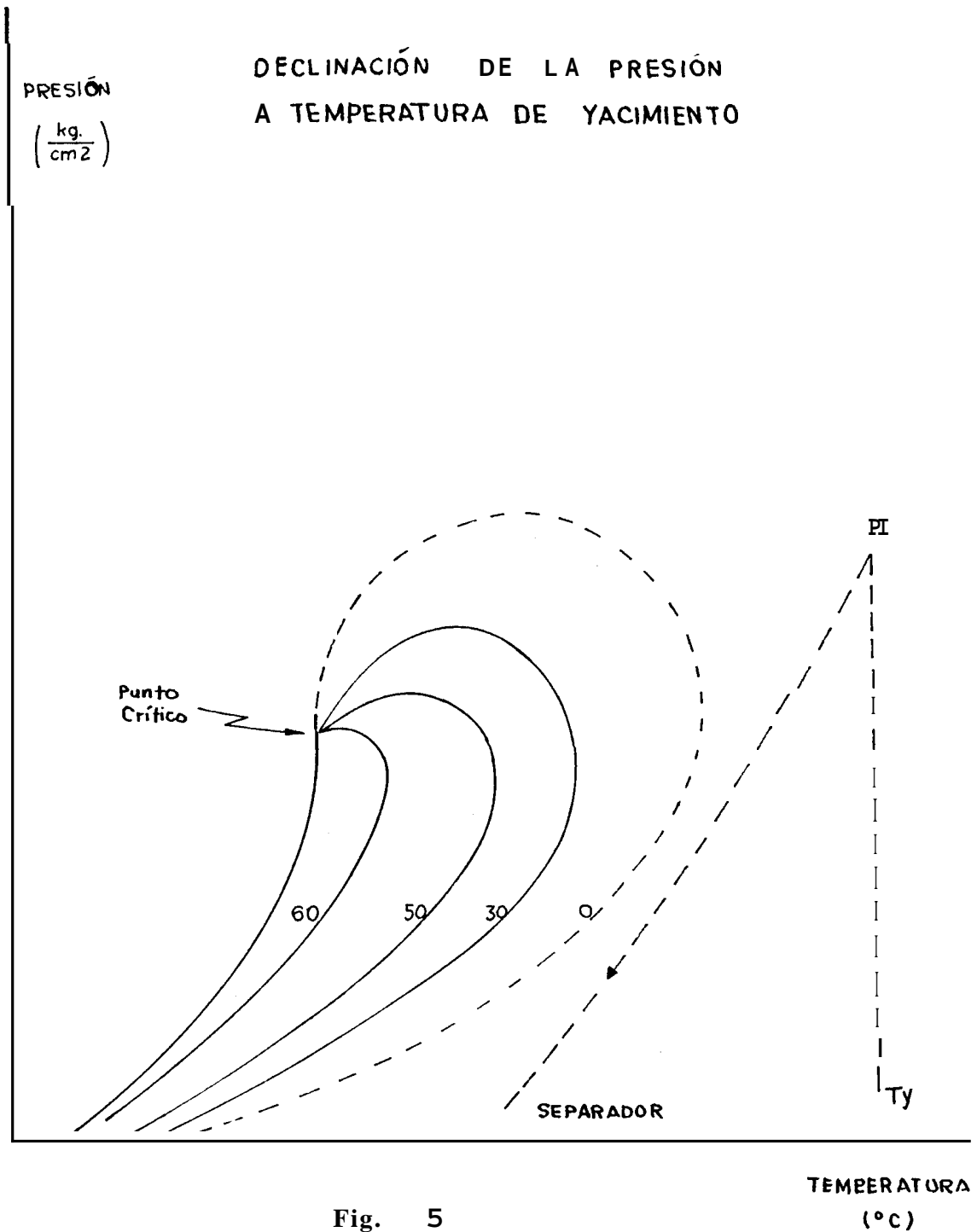


Fig. 5

Diagrama de fases para un yacimiento de gas seco de acuerdo a la trayectoria de producción.

RGA , RELACIÓN GAS-ACEITE PRODUCIDA

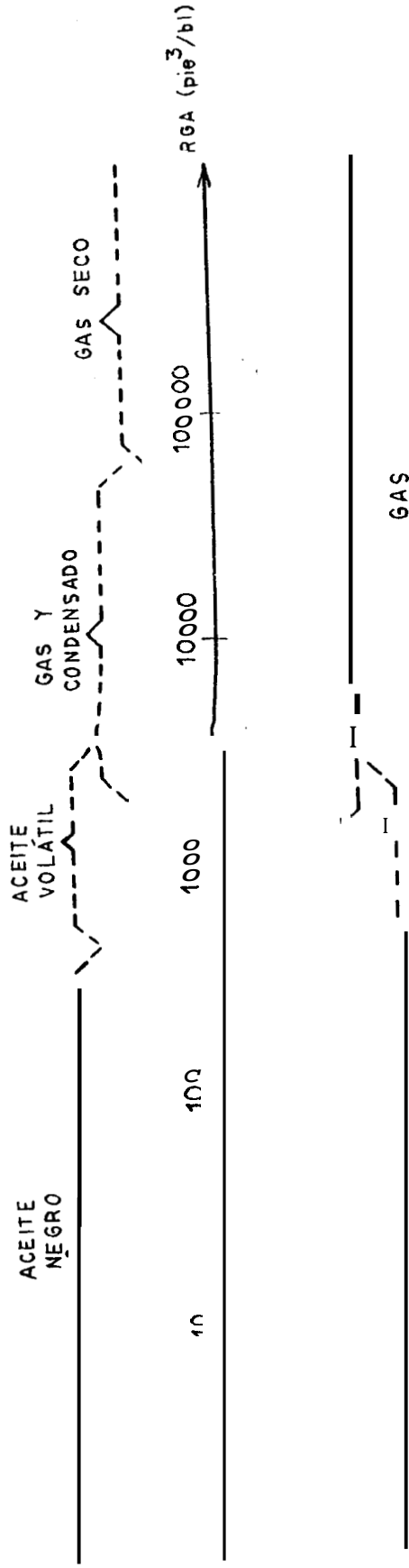
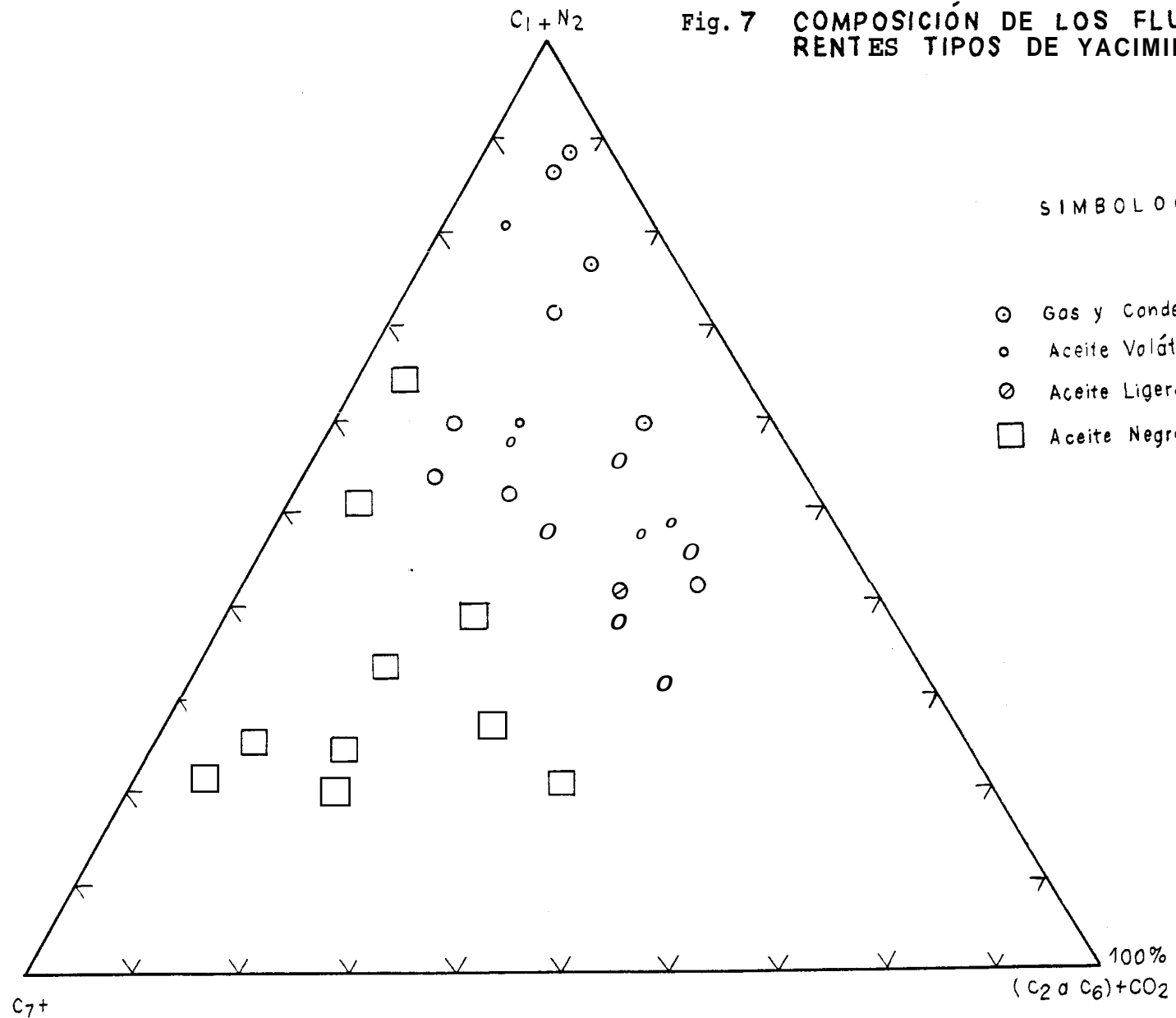


Fig. 6 VARIACIÓN DE LA RELACIÓN GAS-ACEITE PRODUCIDA PARA DIFERENTES TIPOS DE FLUIDOS

Fig. 7 COMPOSICIÓN DE LOS FLUÍDOS DE DIFERENTES TIPOS DE YACIMIENTOS.



SIMBOLOGIA

- ⊙ Gas y Condensado
- Aceite Volátil
- ◌ Aceite Ligeramente Volátil
- Aceite Negro

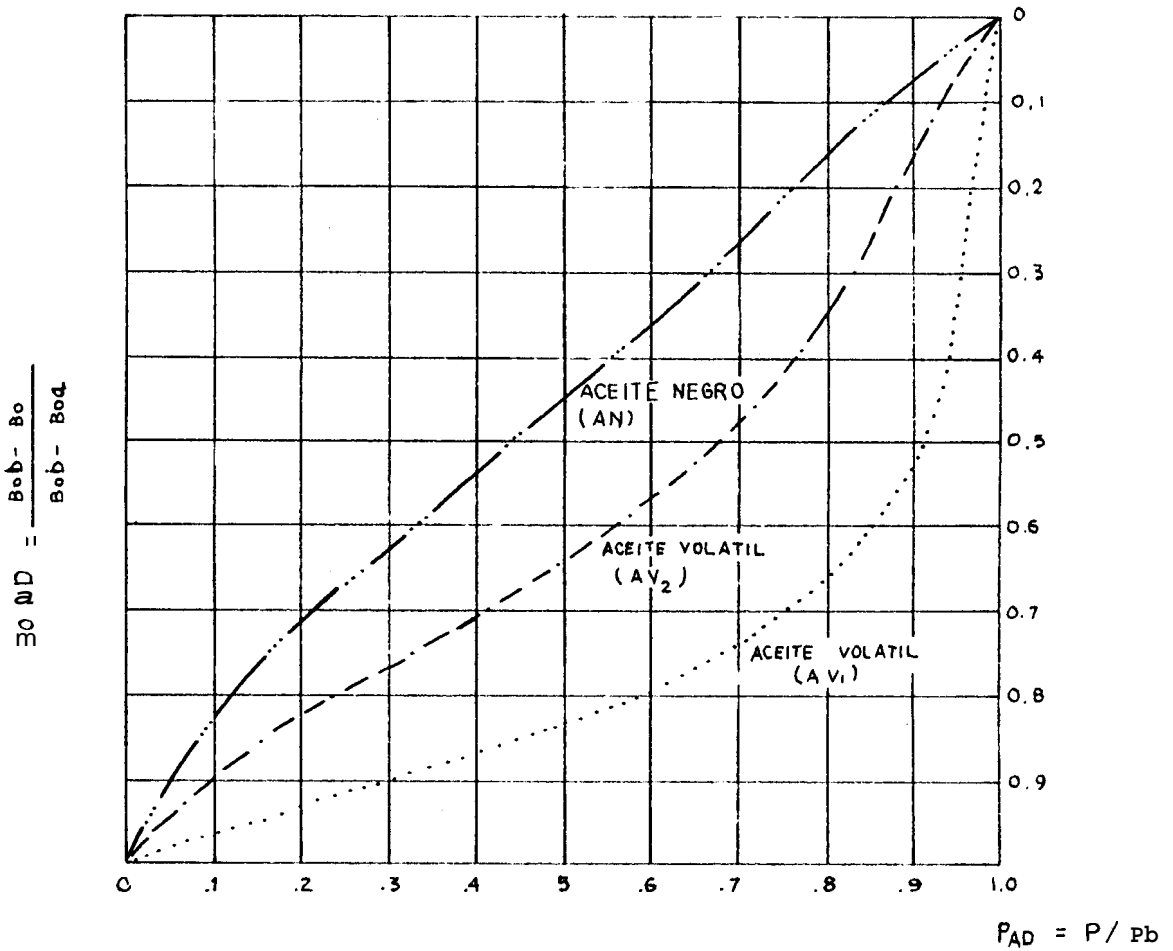


Fig.8.- VARIACIÓN DEL FACTOR DE VOLÚMEN ADIMENSIONAL BOAD, CON LA PRESIÓN PARA ACEITE NEGRO Y ACEITE VOLATIL.

Pb = Presión de Saturación

Bo = Bo a lo presión de Saturación

Boa = Bo a la presión atmosférica

① Válvula de seguridad

② Extractor de niebla

③ Tubo de seguridad

④ Ploca desviadora de entrada

⑤ Control de nivel

⑥ Válvula de descarga de líquidos

⑦ Flotador

⑧ Indicador de nivel

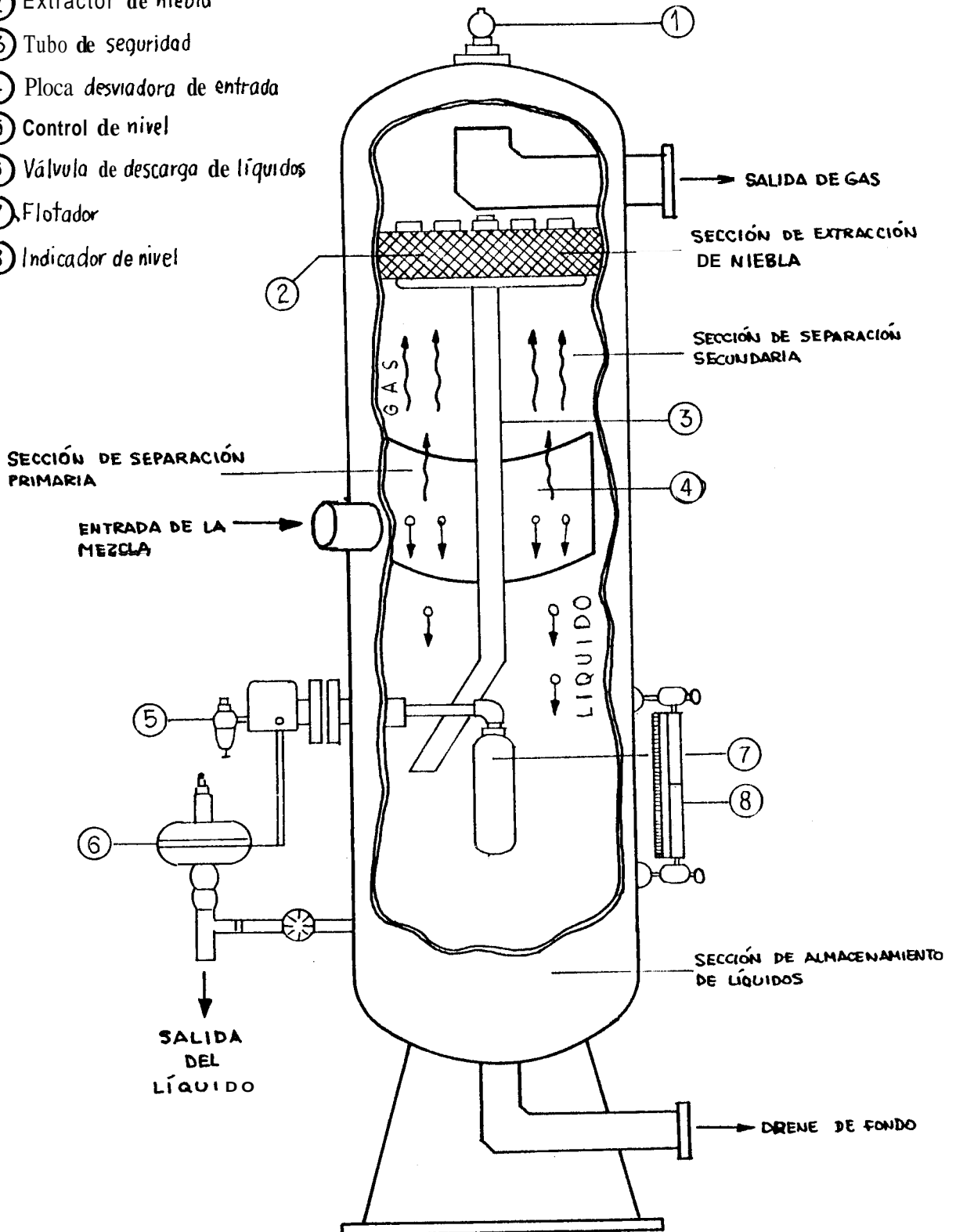


Fig.9- ESQUEMA DE UN SEPARADOR VERTICAL

- ① PLACA DESVIADORA DE ENTRADA
- ② EXTRACTOR DE NIEBLA
- ③ VÁLVULA DE DESCARGA DELÍQUIDOS
- ④ FLOTADOR

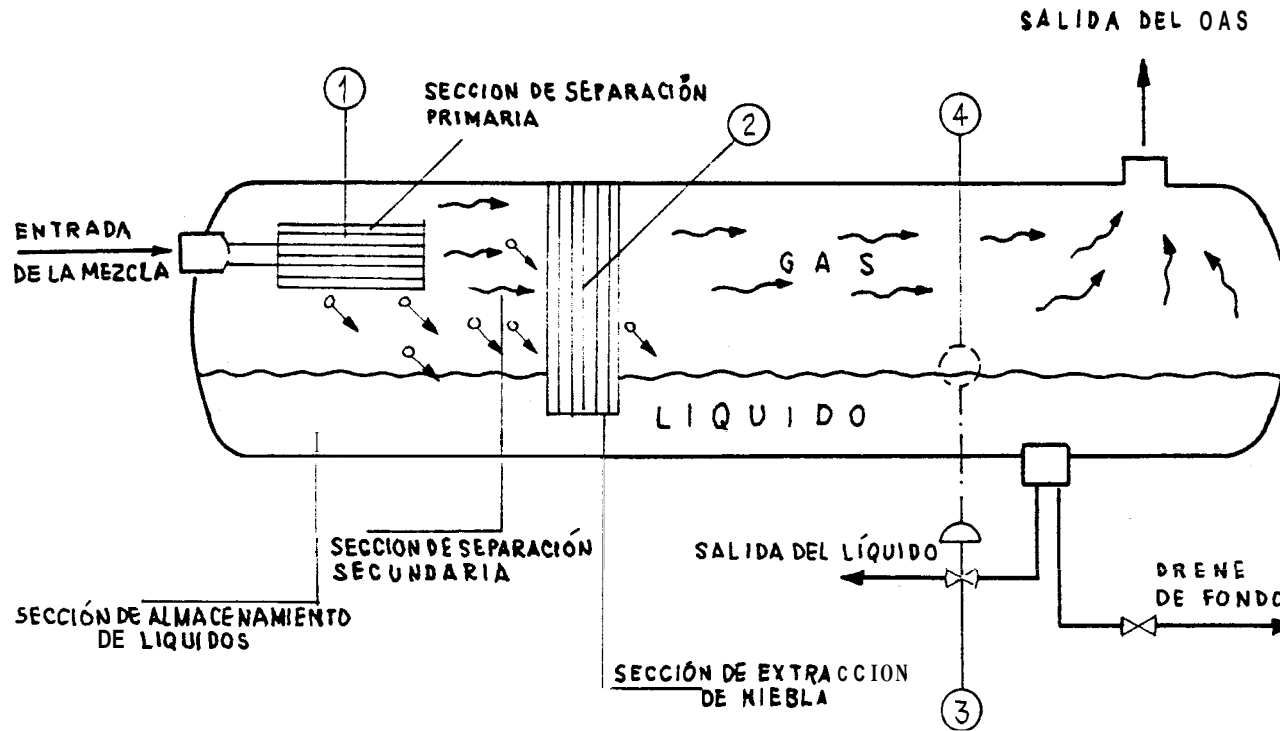


Fig 10- ESQUEMA DE UN SEPARADOR HORIZONTAL

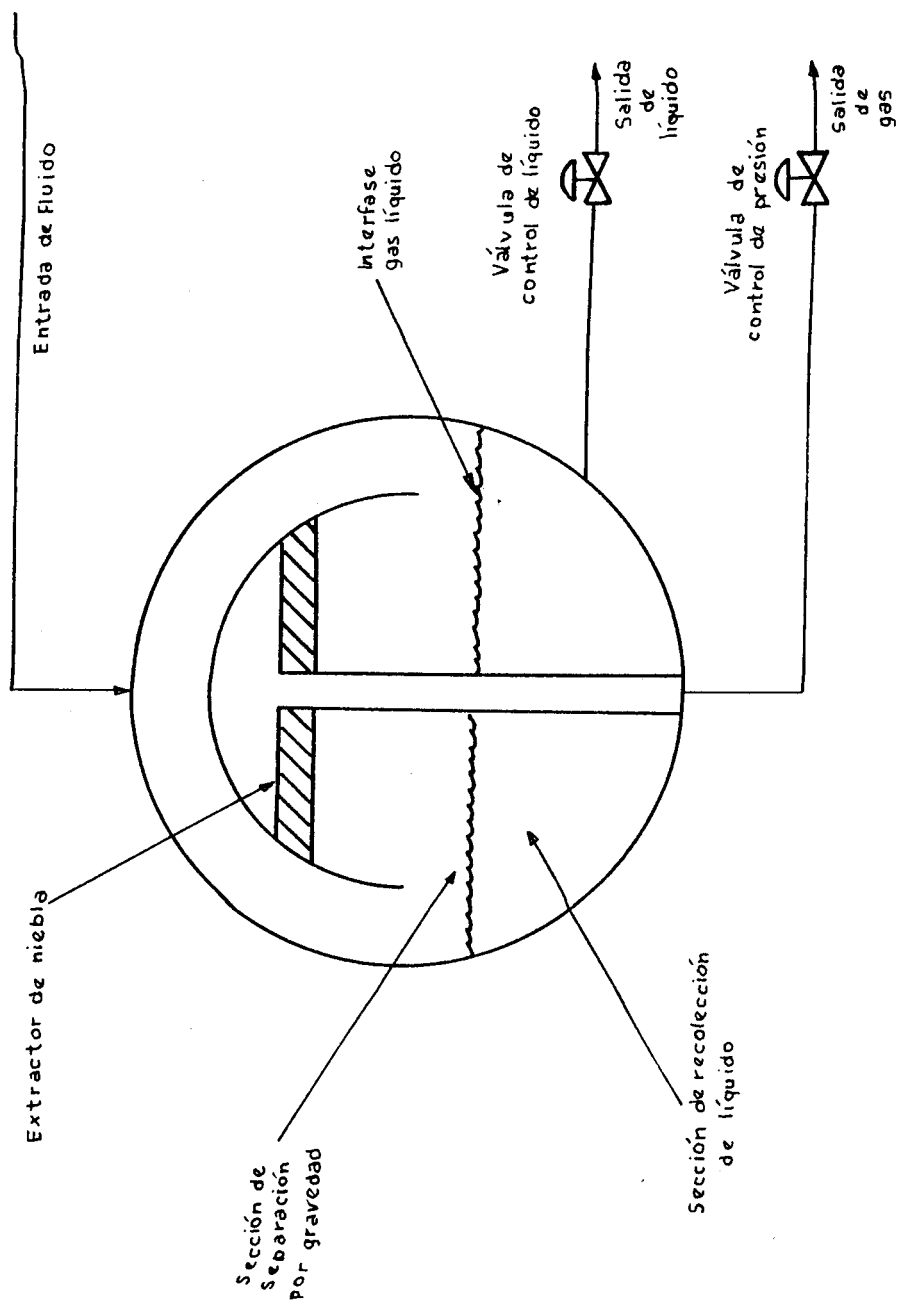


Fig. 11- SEPARADOR BIFÁSICO CILÍNDRICO

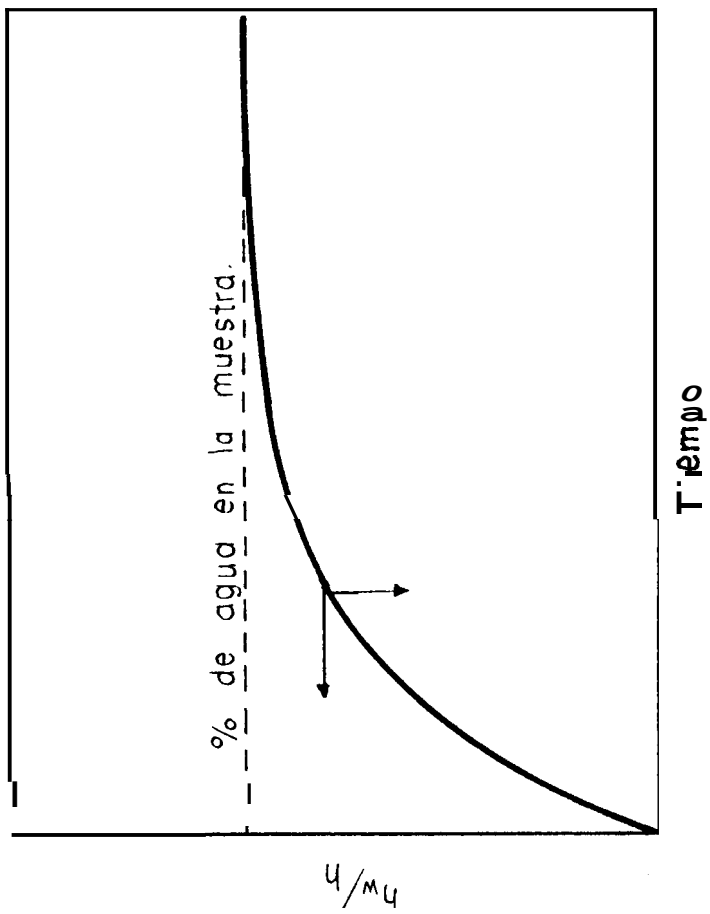
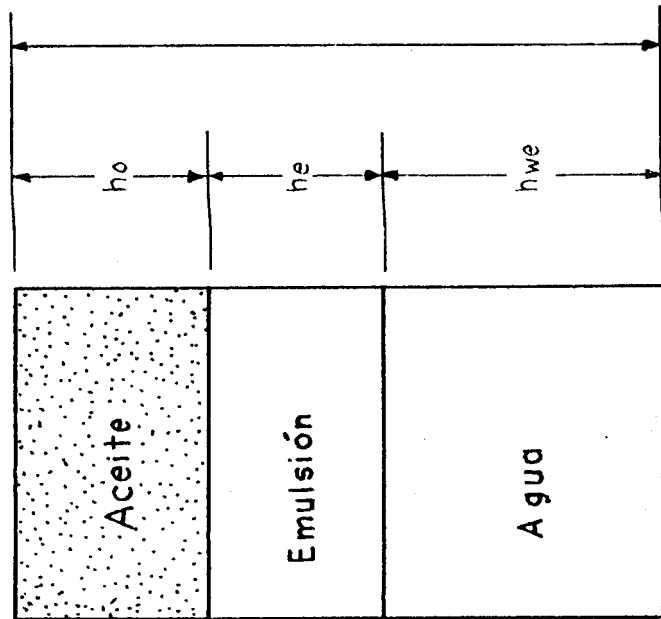


Fig. 12 - CURVA DE CRECIMIENTO DE LA CAPA DE AGUA

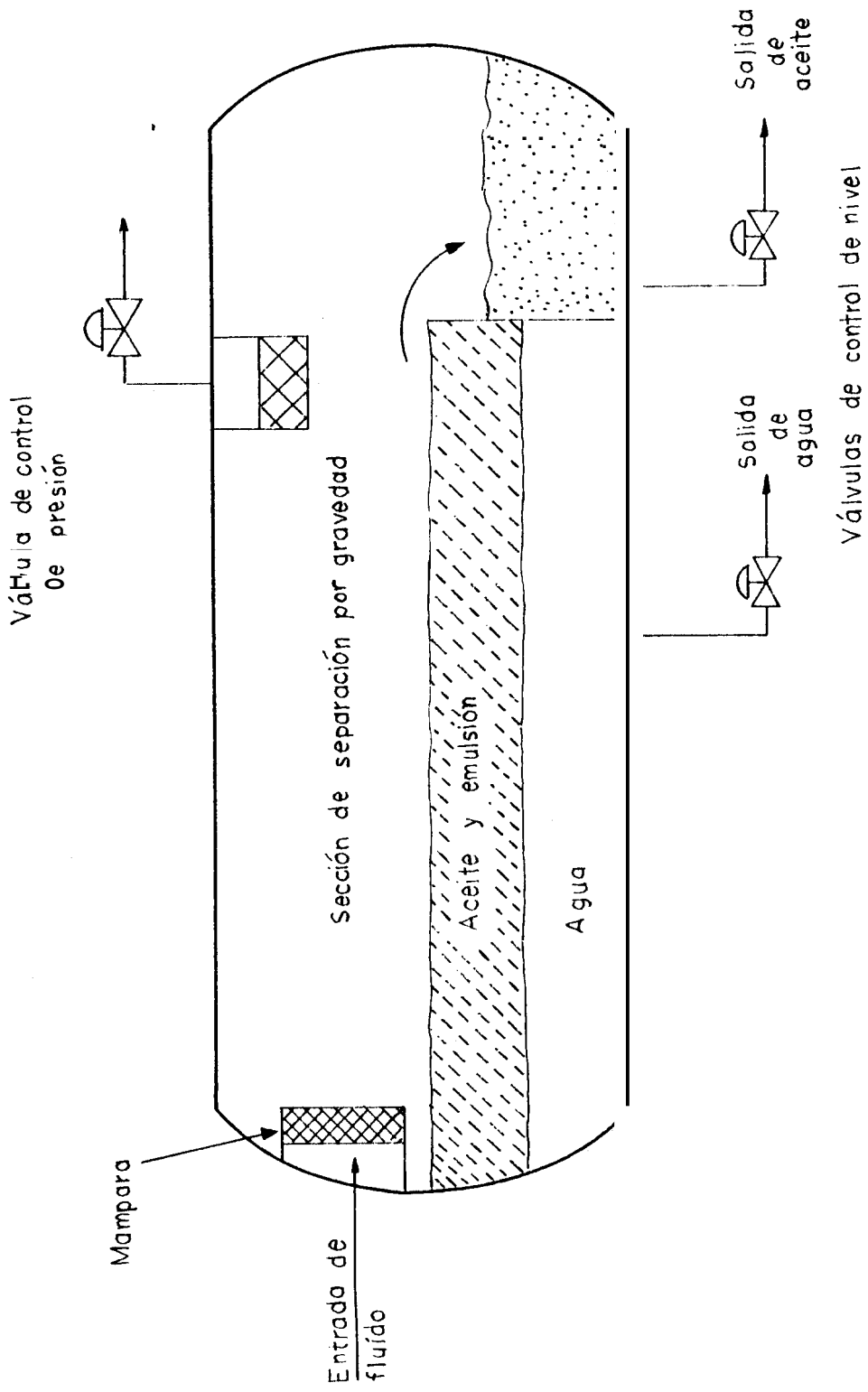
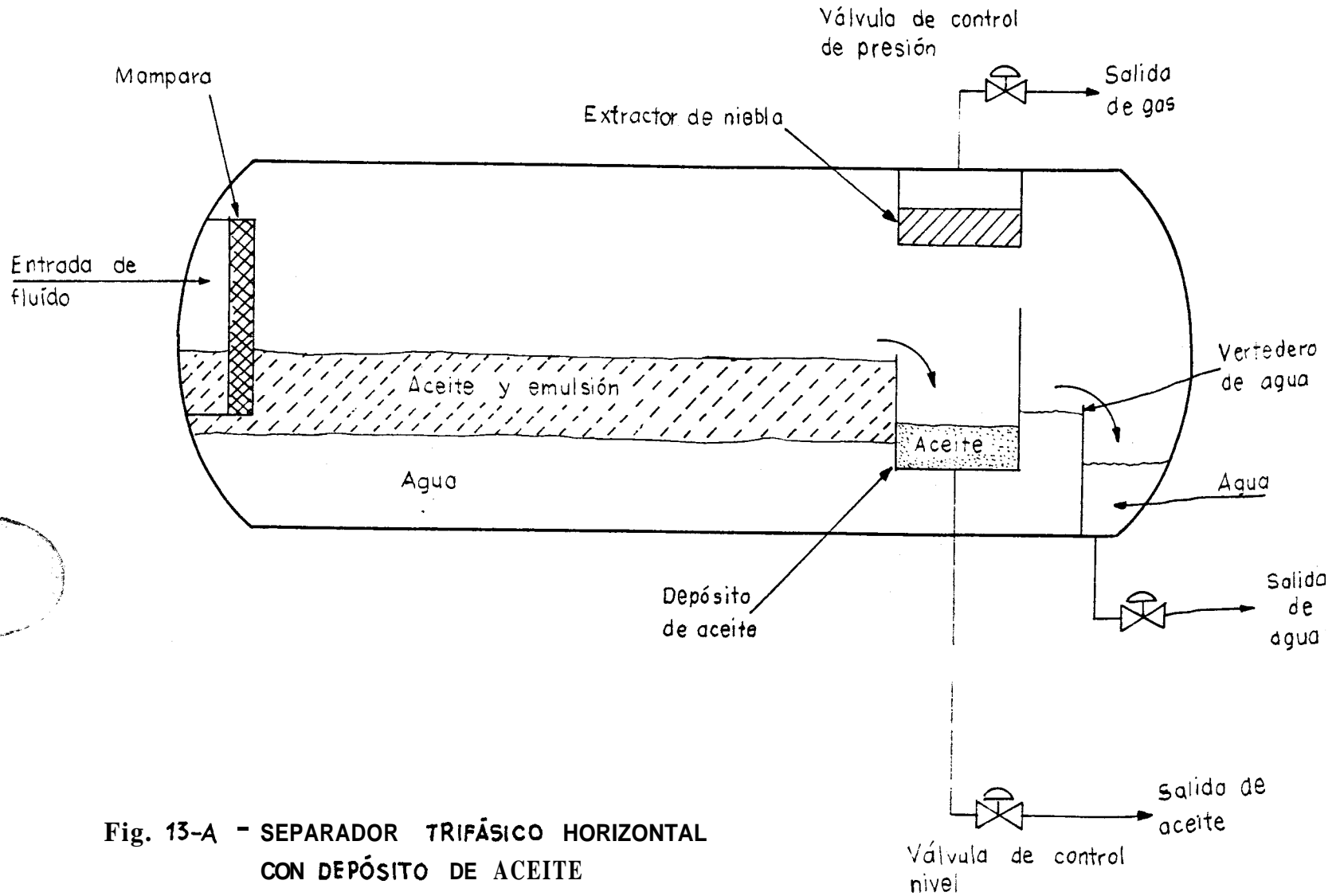


Fig. 13- SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL



**Fig. 13-A - SEPARADOR TRIFÁSICO HORIZONTAL
CON DEPÓSITO DE ACEITE**

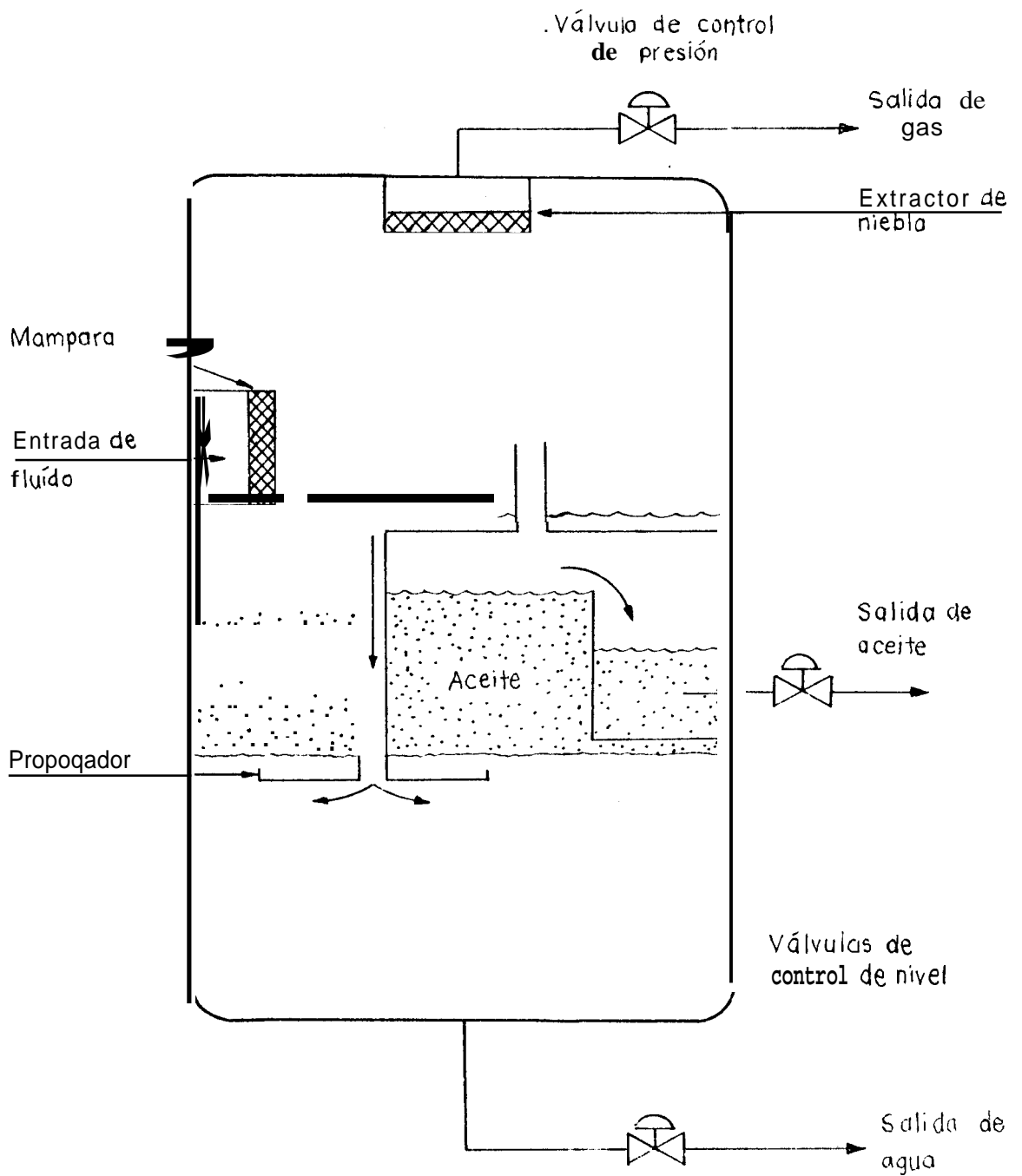


Fig. 14- SEPARADOR TRIFÁSICO VERTICAL

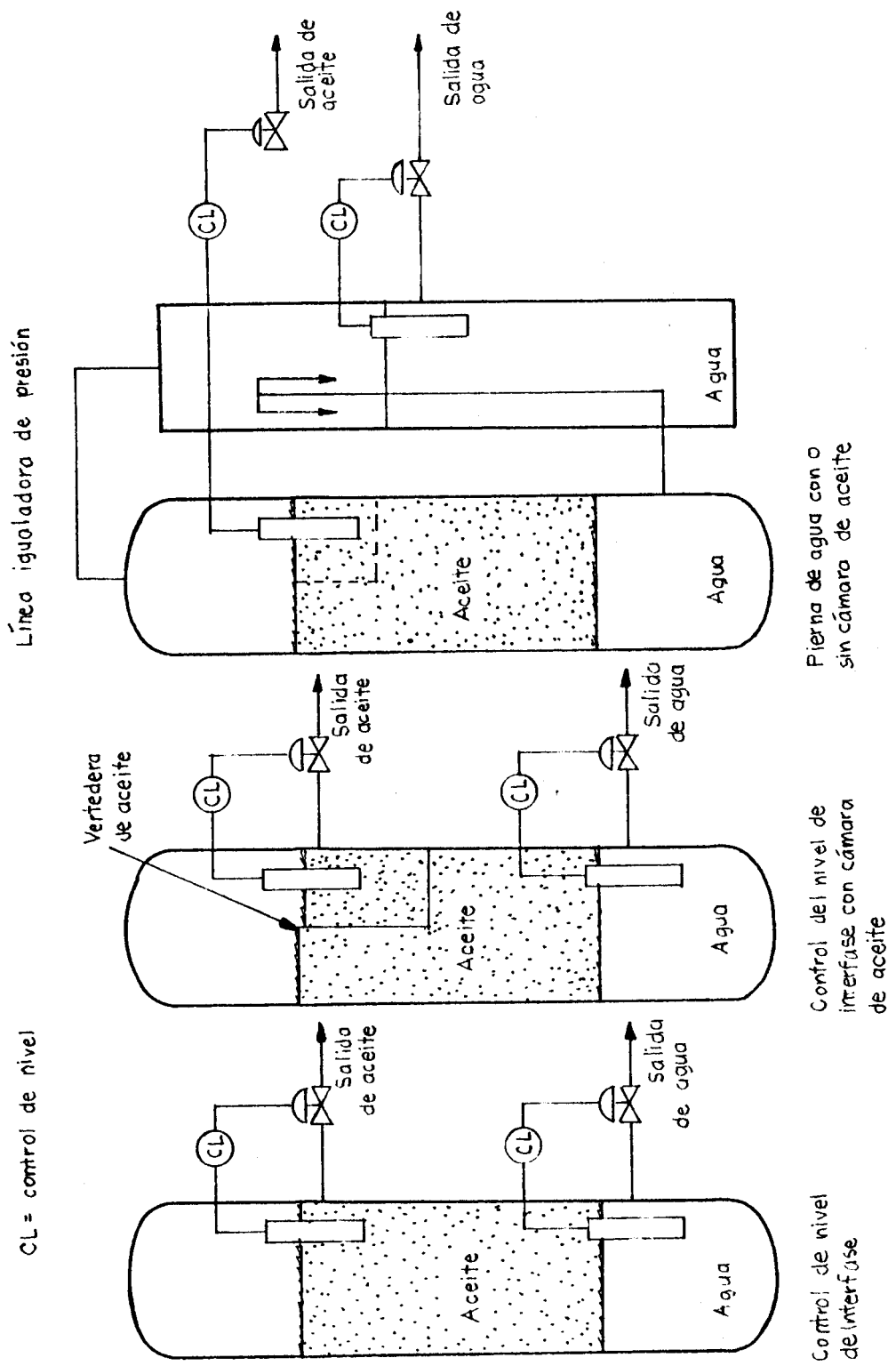
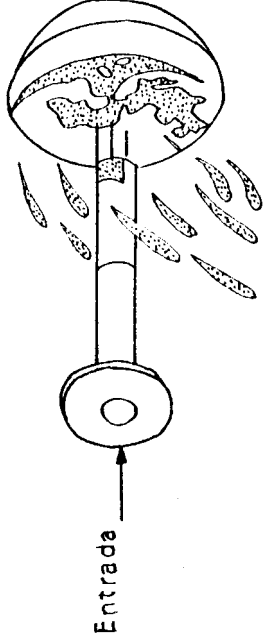


Fig. 14 A - METODOS DE CONTROL DE NIVEL EN SEPARADORES TRIFÁSICOS VERTICALES

Placa desviadora



Entrada ciclónica

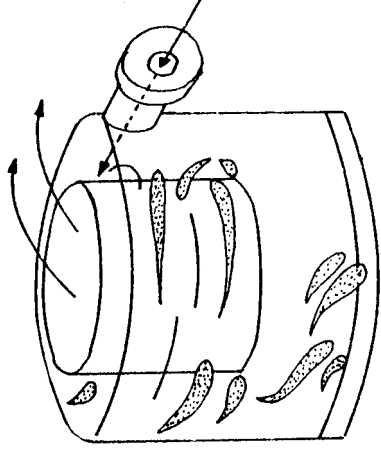


Fig.15-DESVIADORES DE FLUJÓ

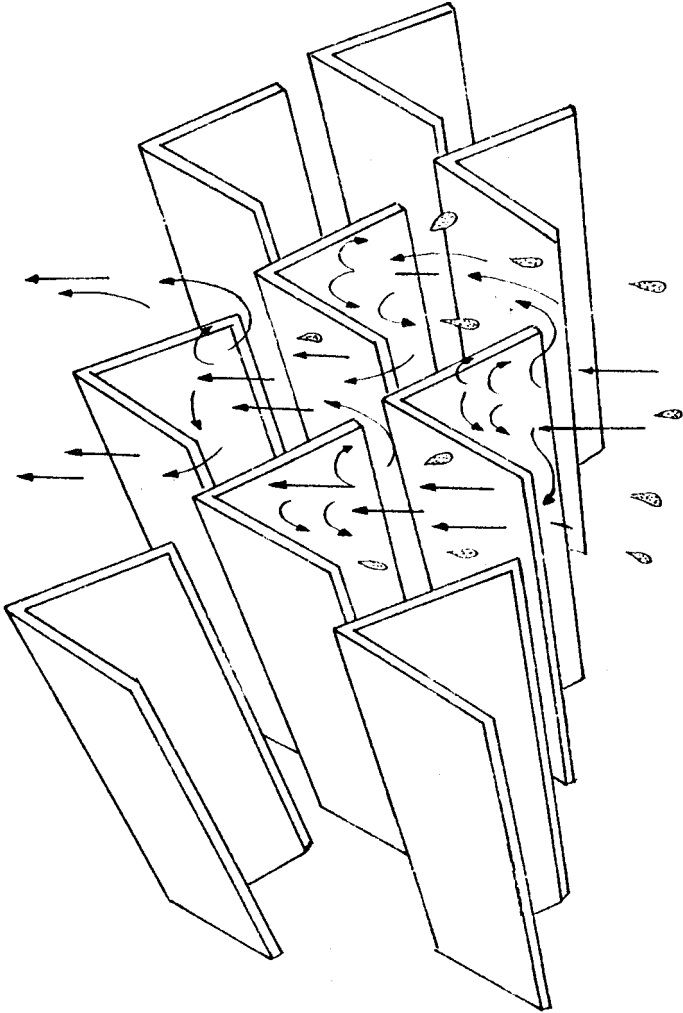
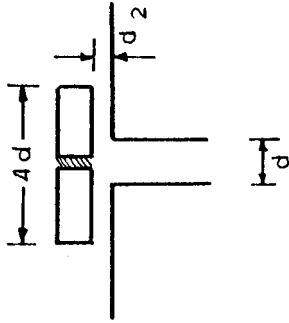


Fig 16-PLACAS ROMPEDORAS DE NIEBLA

Sección longitudinal



Sección transversal

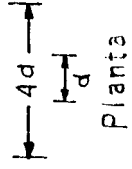
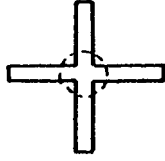
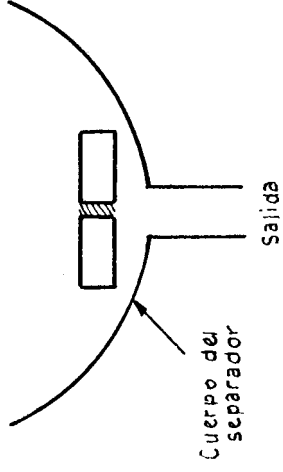
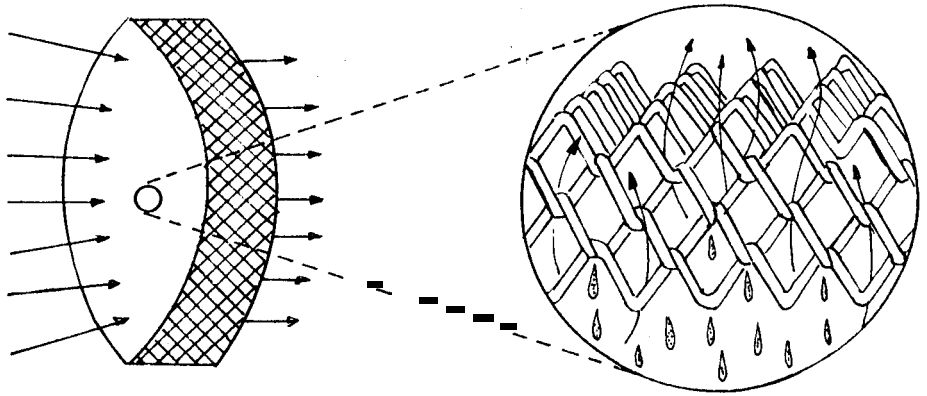
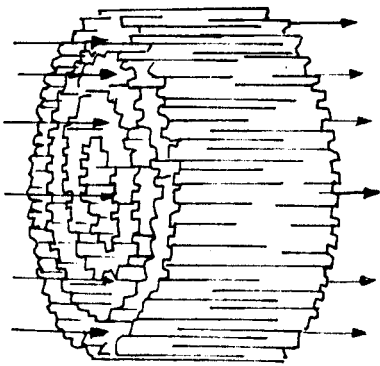


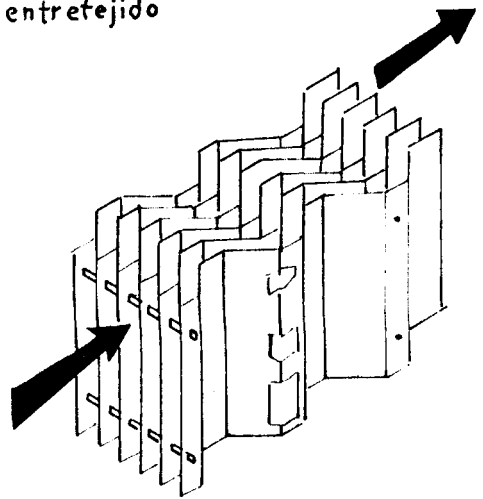
Fig.17- ROMPEDOR DE TURBULENCIA



Malls de alambre entretelado



Placas corrugadas



Veletas

Fig.18- EXTRACTORES DE NIEBLA

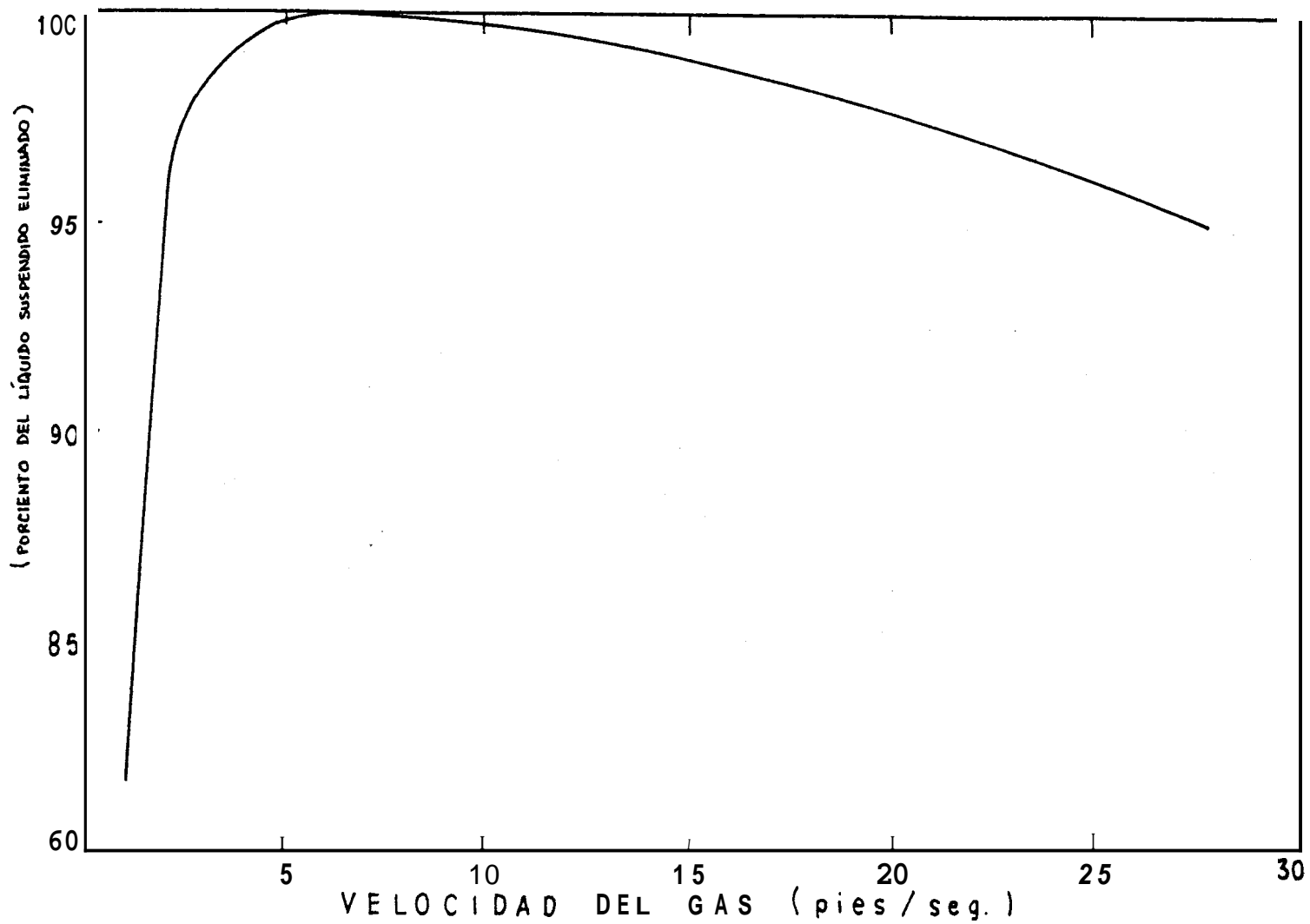


Fig.19 - GRÁFICA DE EFICIENCIA DE UN EXTRACTOR DE NIEBLA DE MALLA DE ALAMBRE.

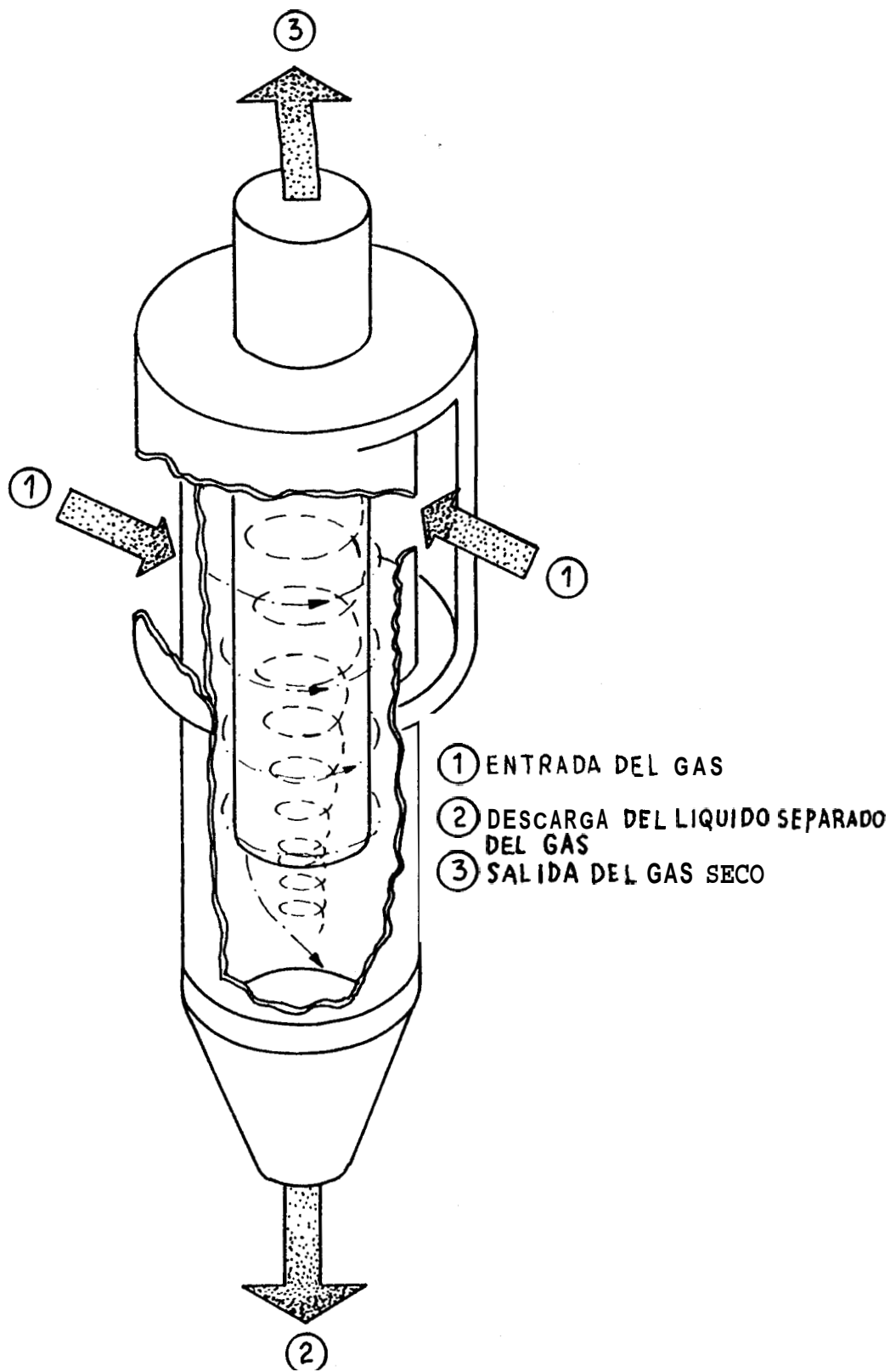


FIG. 20
ESQUEMA DE UN TUBO CENTRÍFUGO DE UN EXTRACTOR
DEL TIPO CICLONICO

- ① ENTRADA DEL GAS.
- ② TUBOS CENTRIFUGOS
- ③ DESCARGA DEL LIQUIDO
- ④ SALIDA DEL GAS SECO

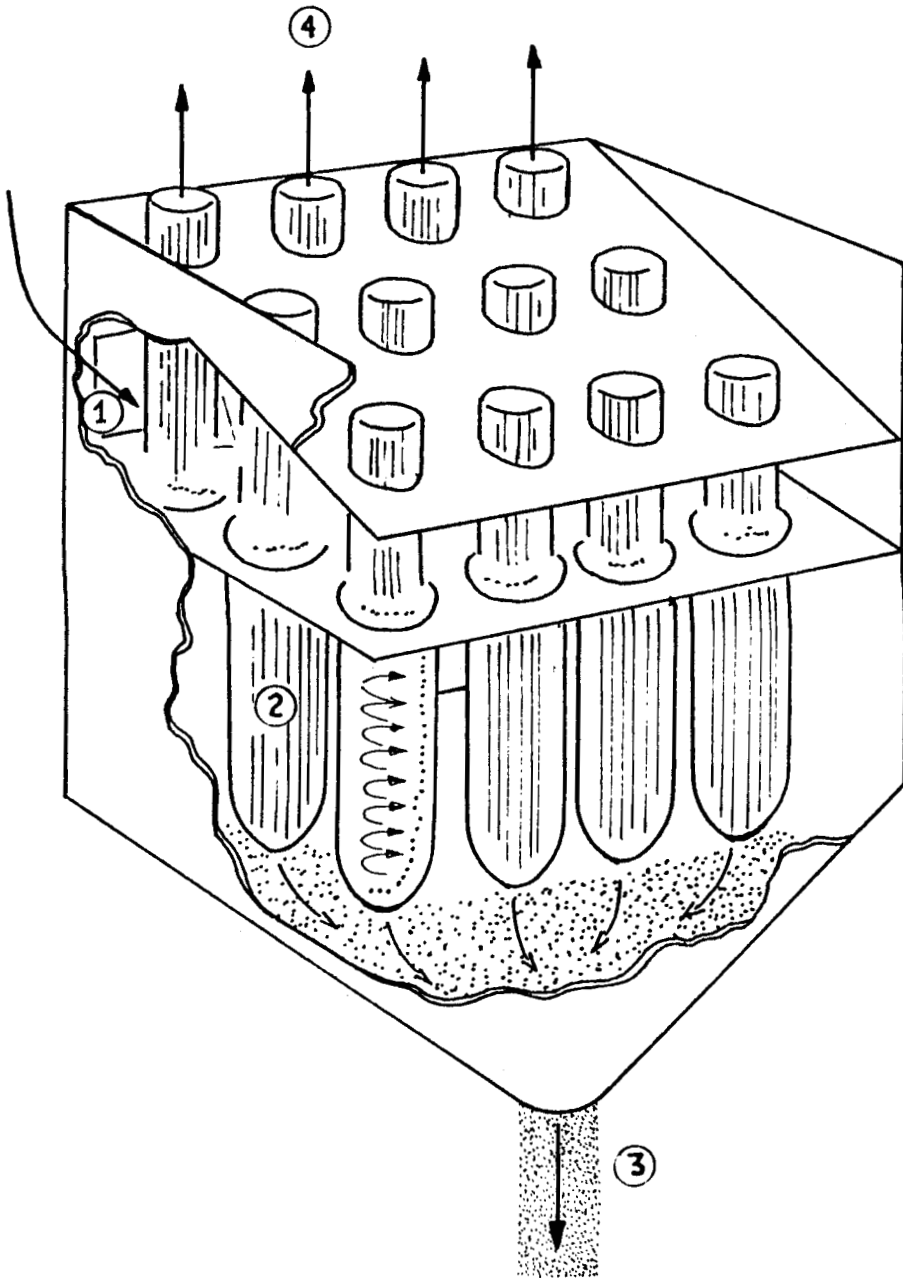


Fig 21 ESQUEMA DE UN EXTRACTOR DE NIEBLA DEL TIPO CICLONICO

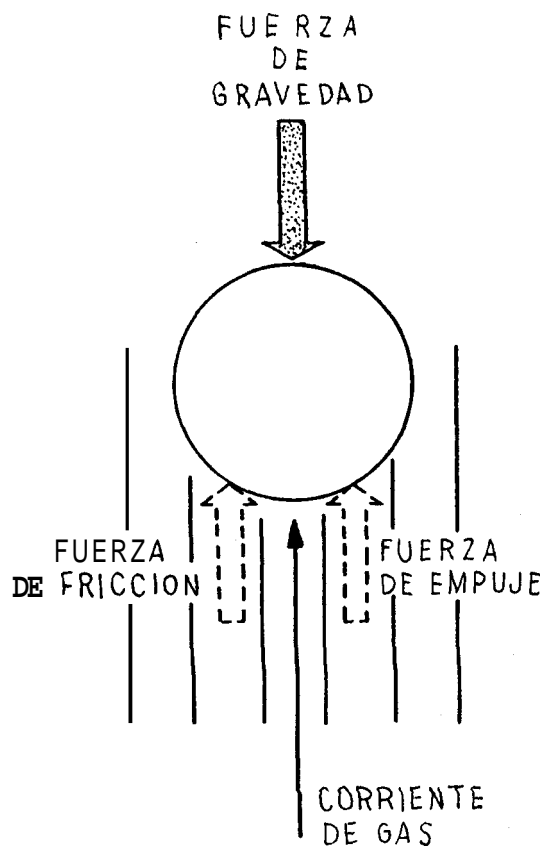


Fig. 22- FUERZAS QUE ACTUAN SOBRE UNA GOTÁ DE LIQUIDO QUE CAE CONTRA UNA CORRIENTE DE GAS.

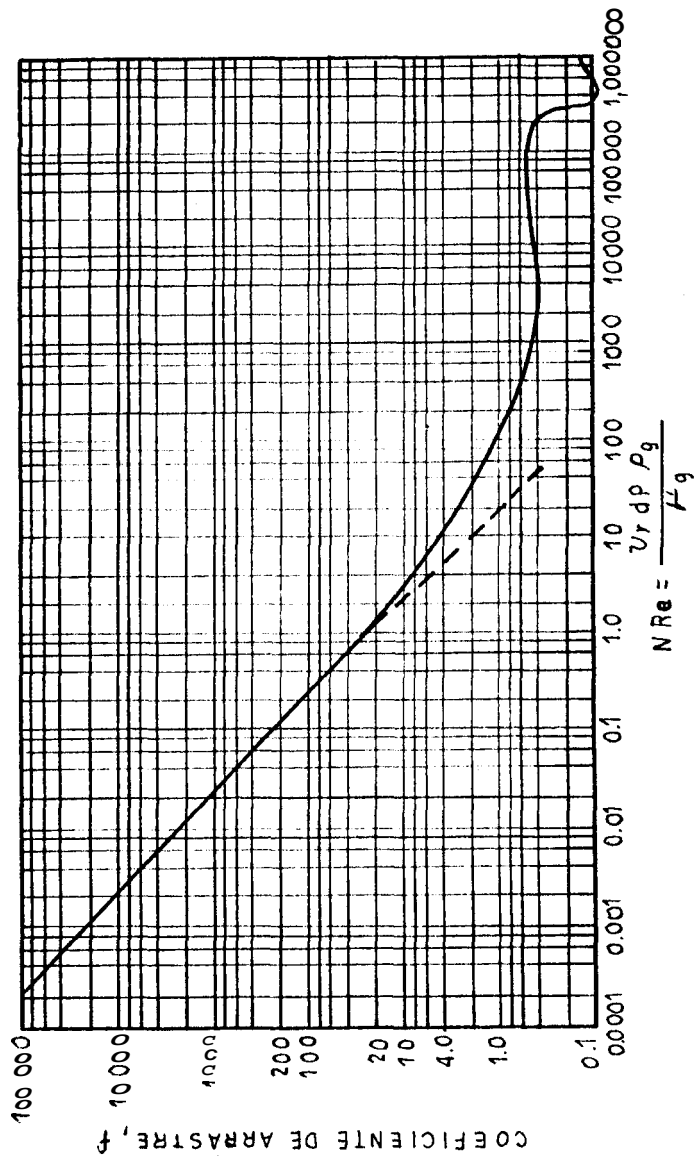


Fig 23 - GRÁFICA PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE DE ARRASTRE, f .

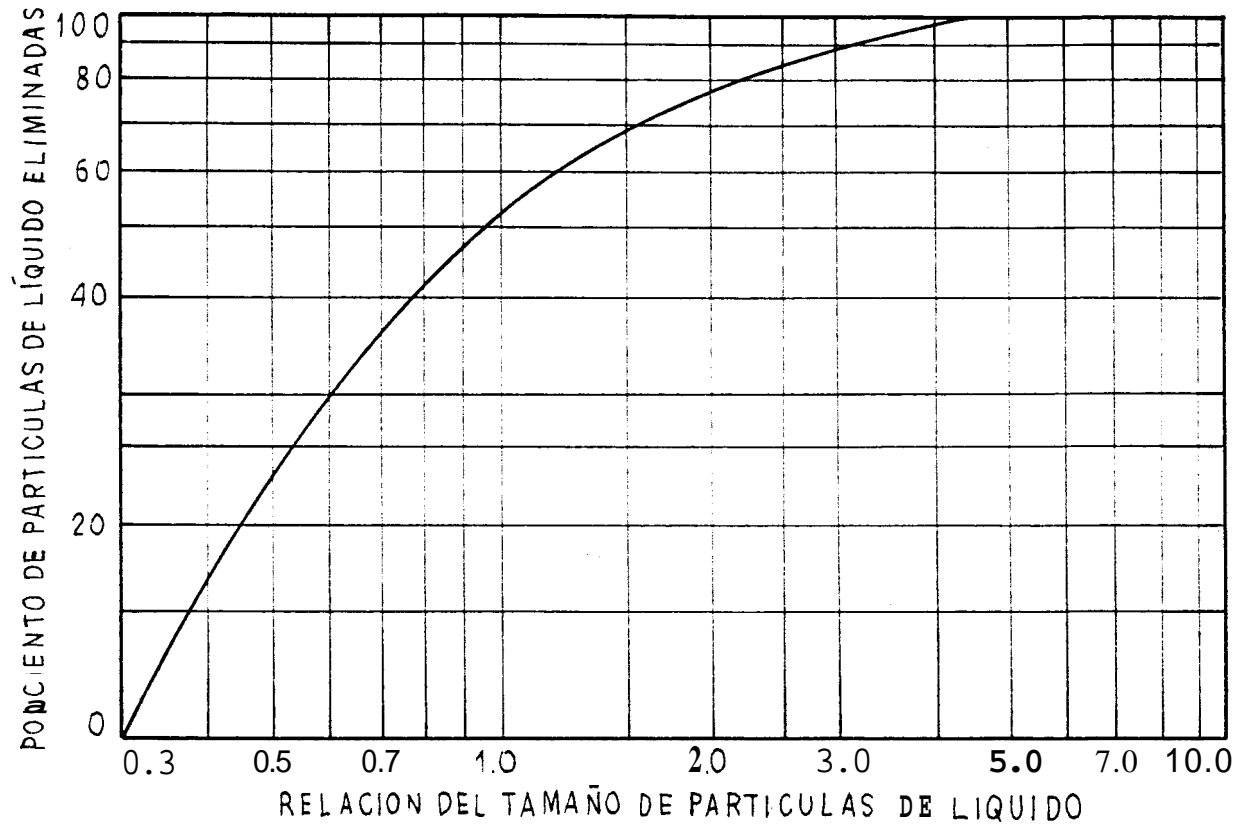


Fig.24- RELACIÓN DEL TAMAÑO DE LAS PARTÍCULAS DE LÍQUIDO VS PORCIENTO DE PARTICULAS ELIMINADAS.

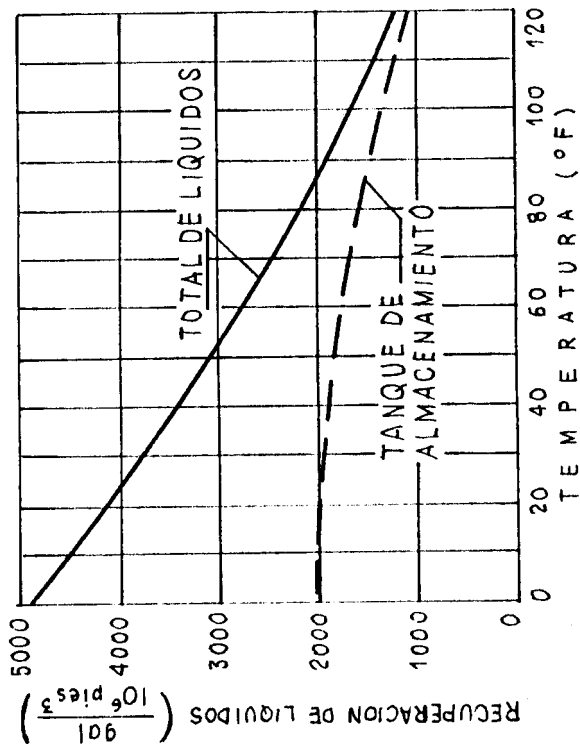


Fig. 25-GRÁFICA DE TEMPERATURA DE SEPARACIÓN VS RECUPERACION DE LIQUIDOS $P_f \approx 400 \frac{lb}{pg^2}$ abs

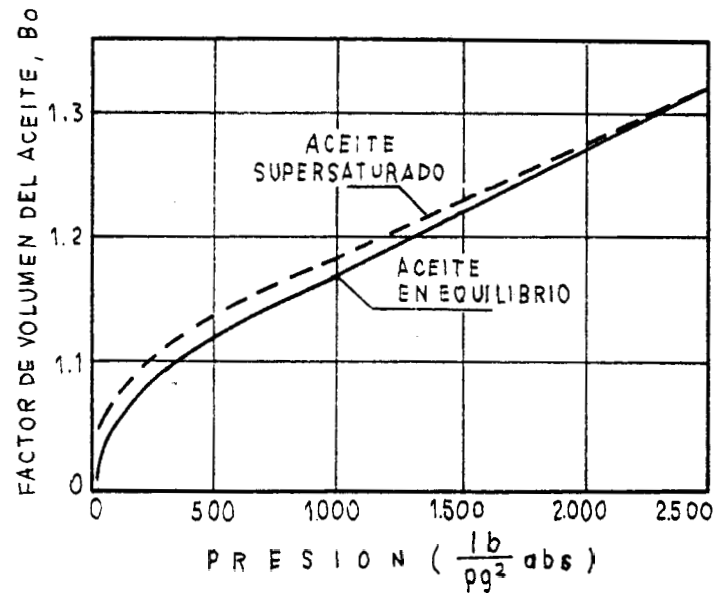


Fig.26- EFECTO EN EL FACTOR DE VOLUMEN DEL ACEITE CUANDO ESTÁ SUPERSATURADO.

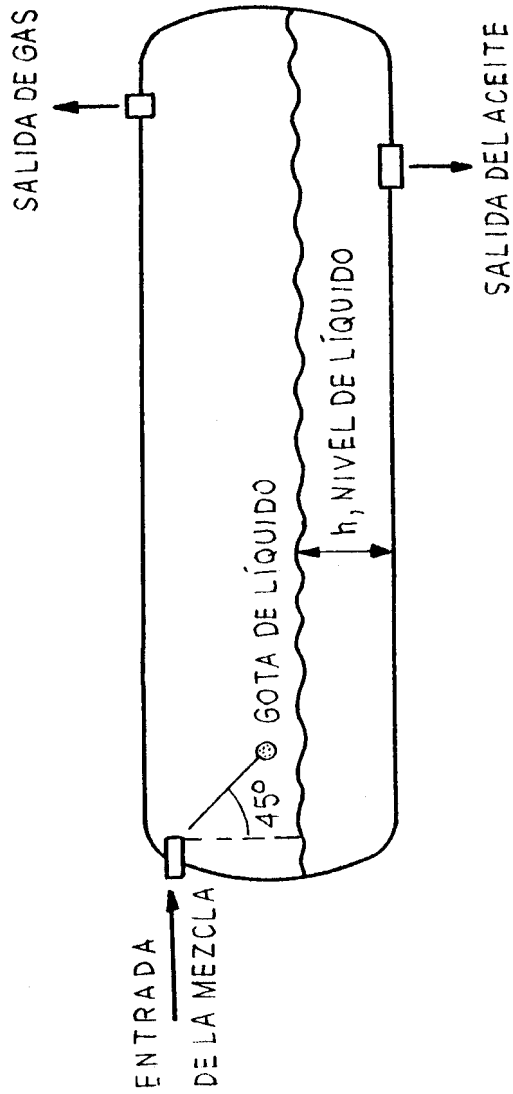


Fig.27 - TRAYECTORIA QUE SE CONSIDERA QUE SIGUEN LAS GOTAS DEL LÍQUIDO AL ENTRAR AL SEPARADOR

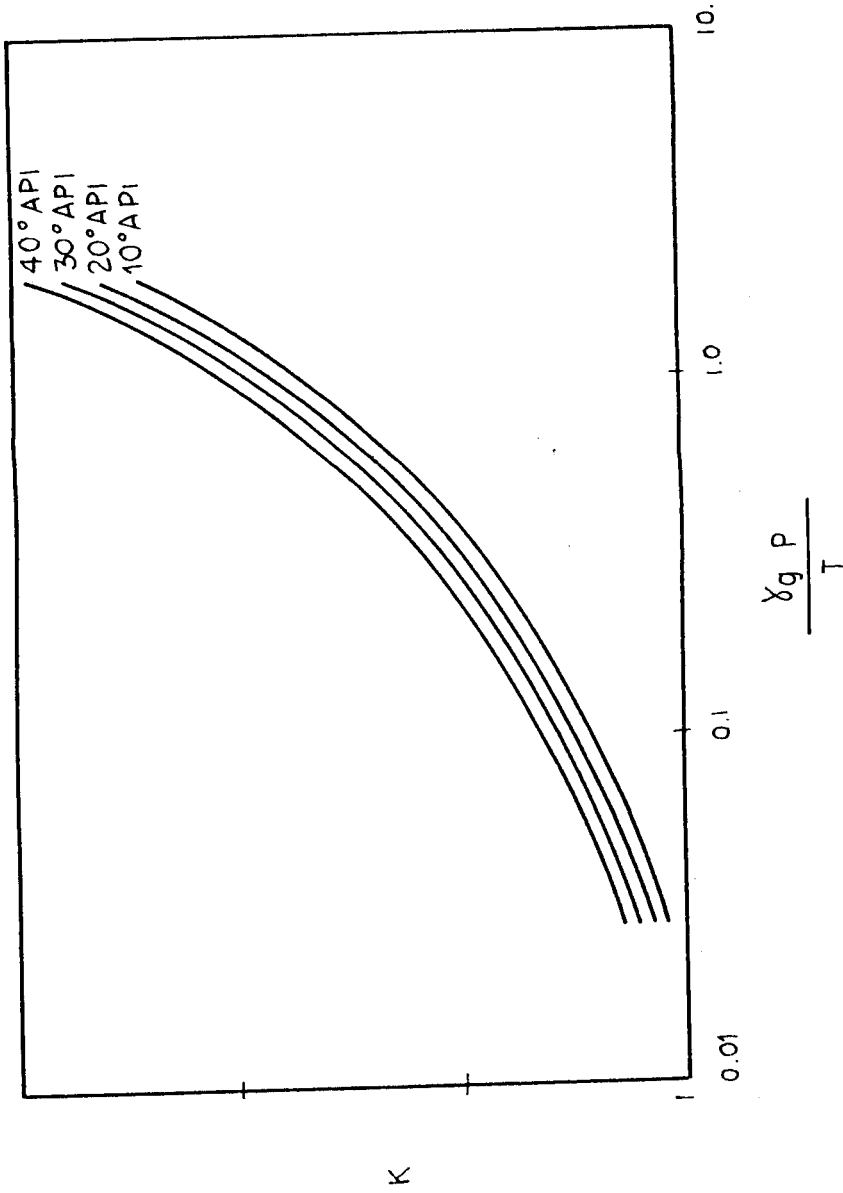


Fig. 28- MONOGRAMA PARA OBTENER EL VALOR DE K SUPONIENDO
UNA SEPARACIÓN DE PARTÍCULAS DE 100 MICRAS

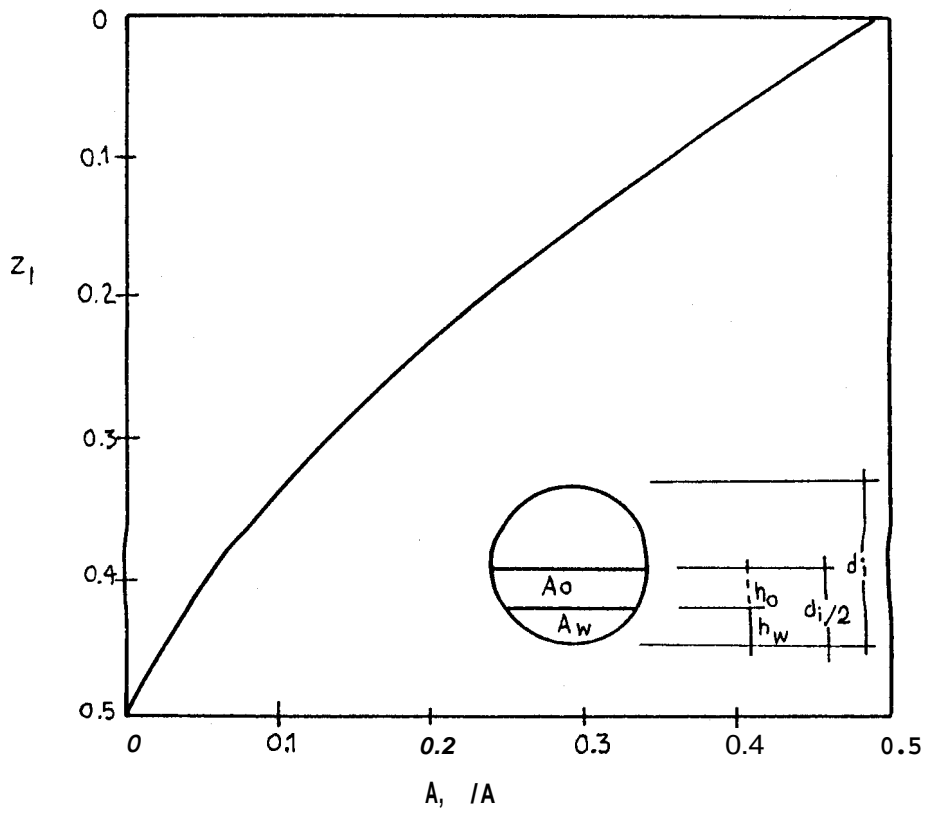


Fig. 29- GRAFICA PARA DETERMINAR EL COEFICIENTE " z_1 "

Separador Trifasico Vertical

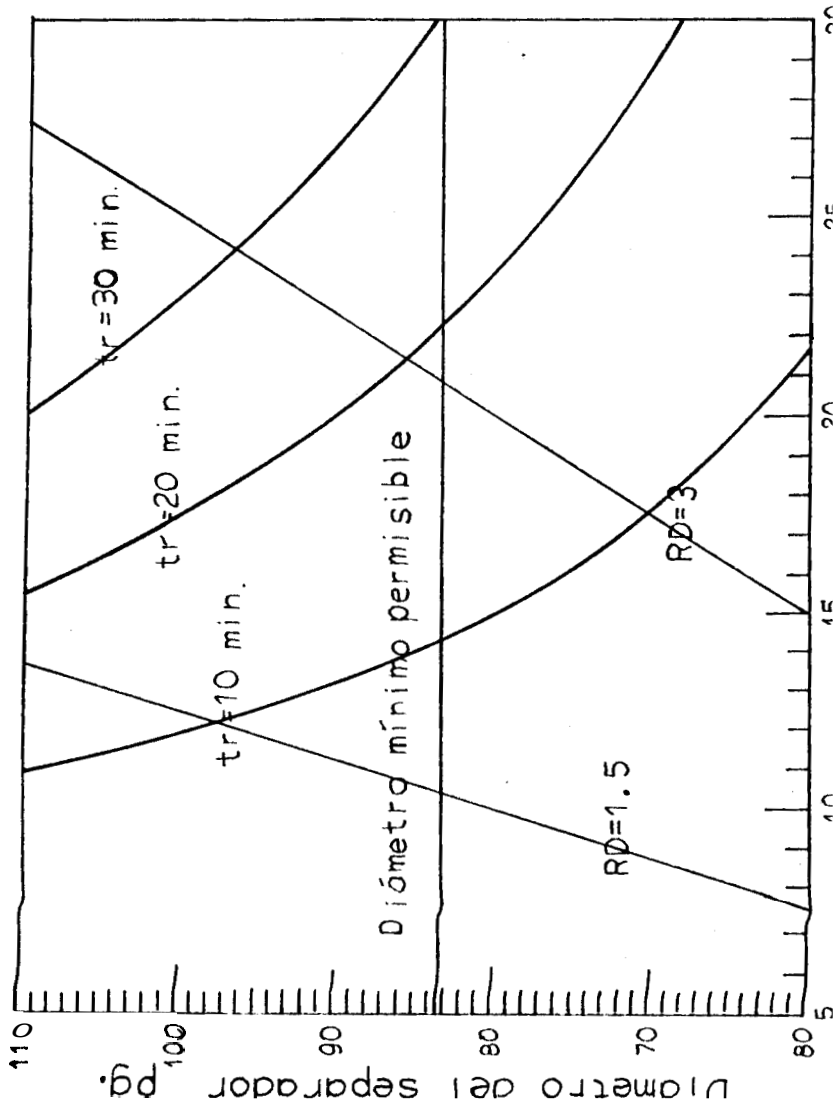


Fig.30- Longitud del separador. pies

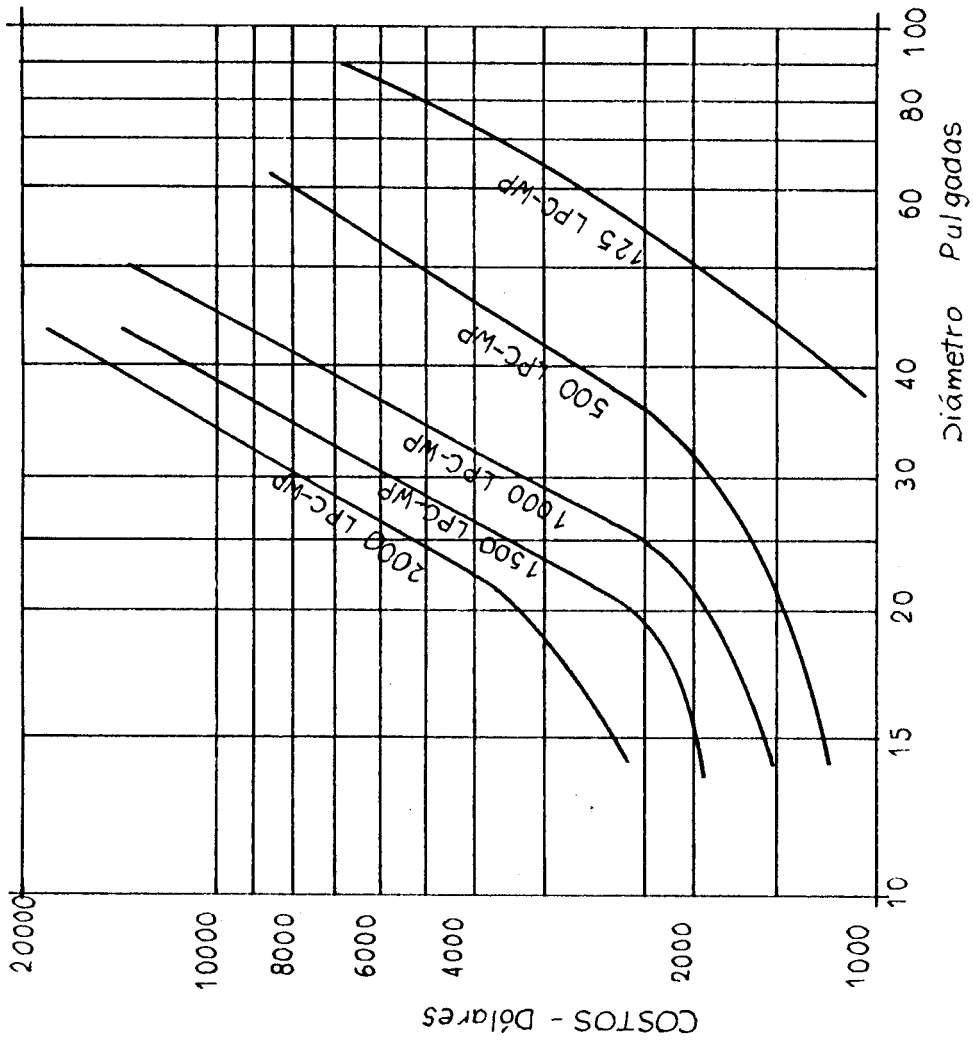


FIG. 31- CURVAS DE ESTIMACION DE COSTOS PARA UN SEPARADOR VERTICAL

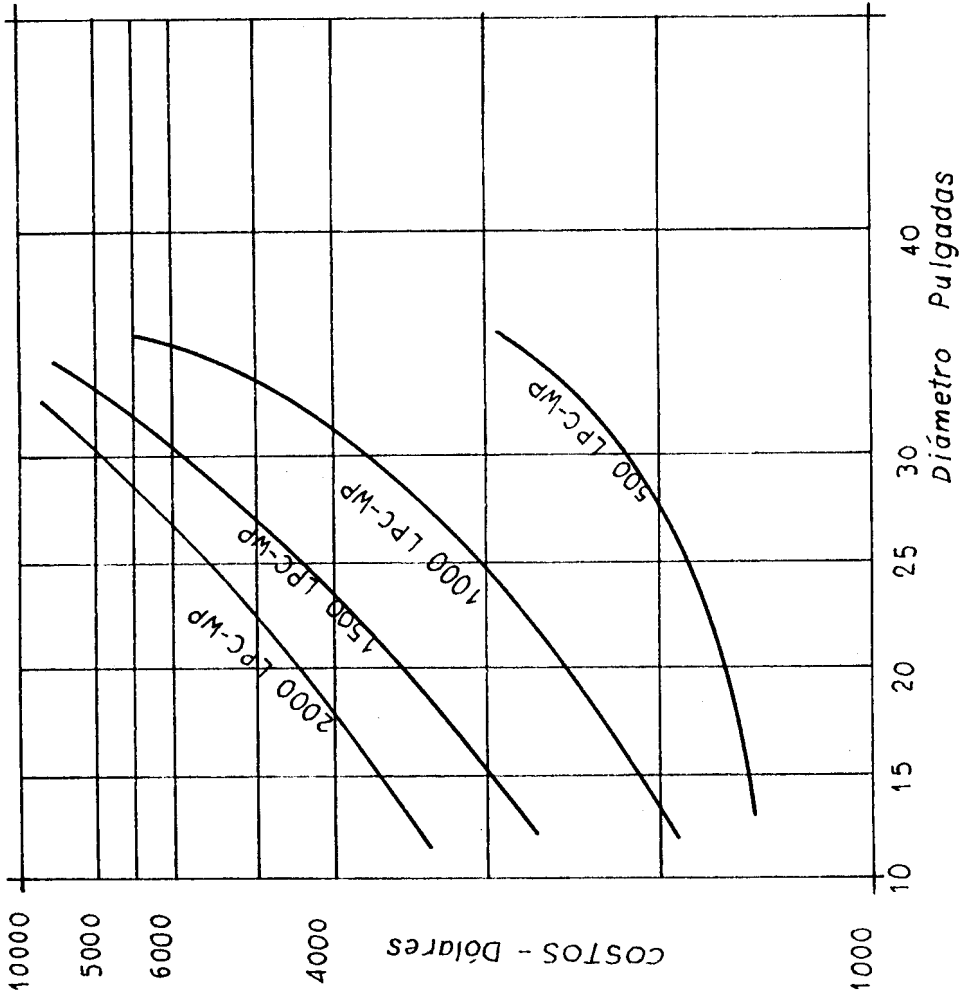


FIG. 32.- CURVAS DE ESTIMACION DE COSTOS PARA UN SEPARADOR HORIZONTAL (40)

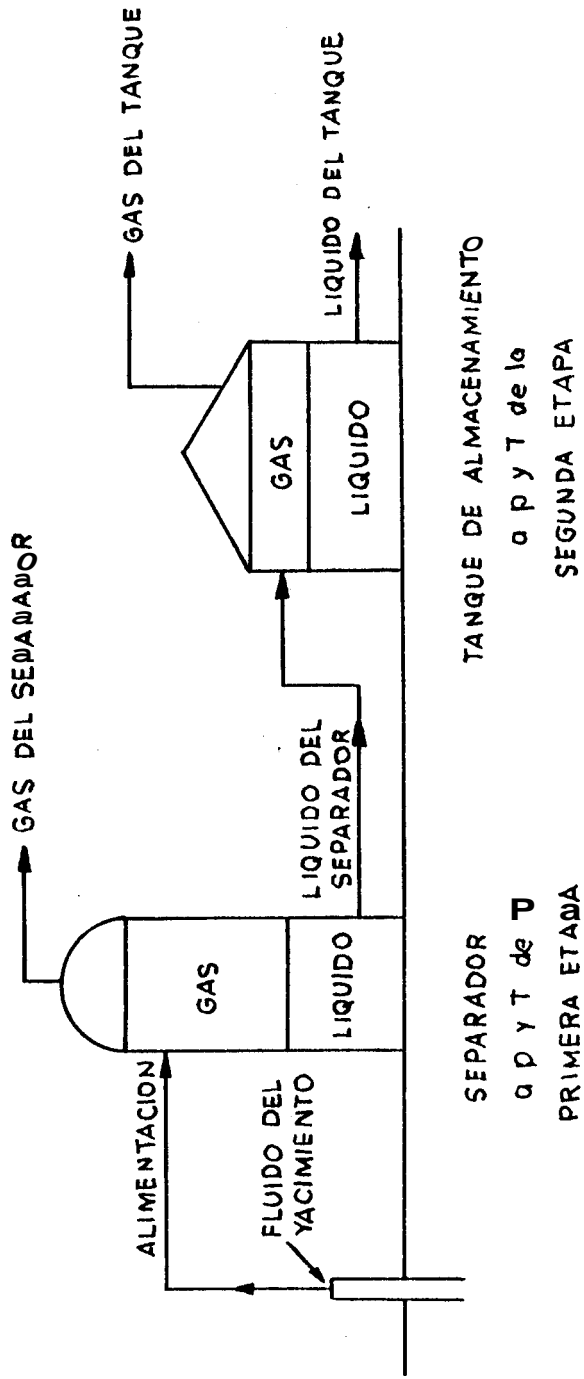


Fig 33-Eschema de separación de gas y petróleo en dos etapas

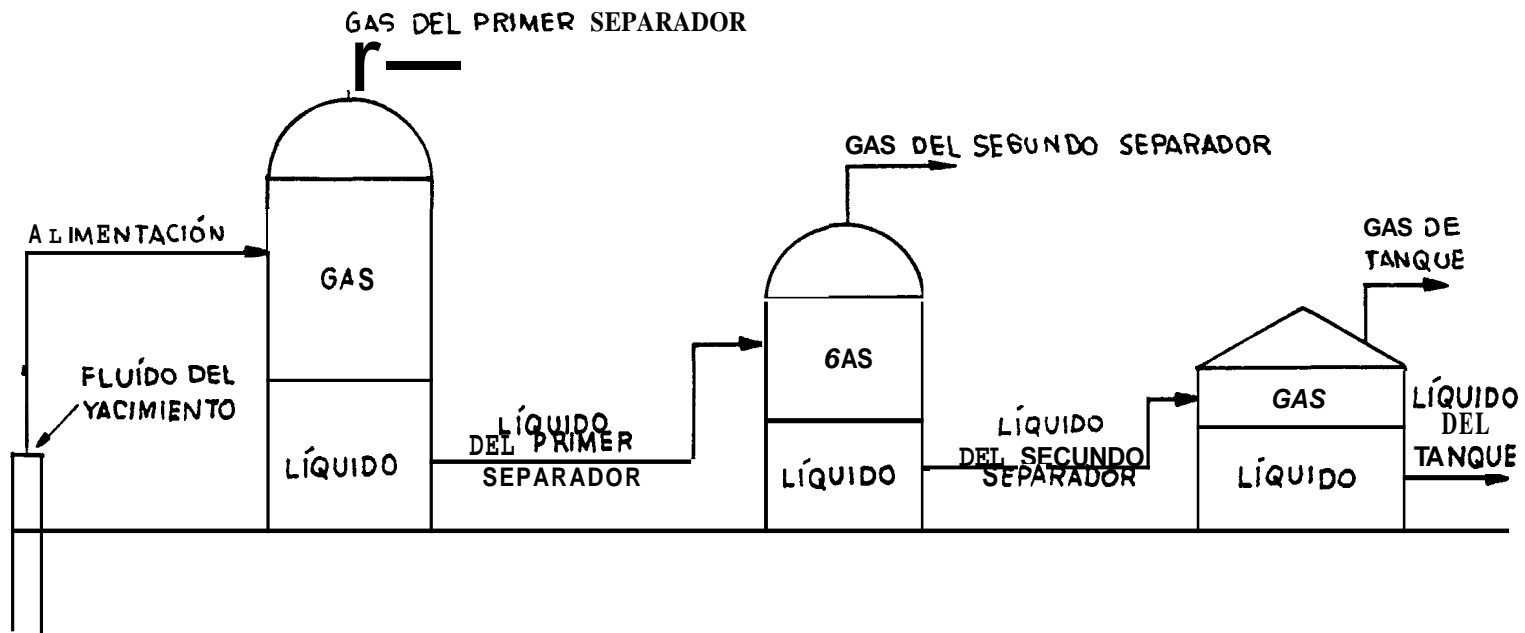


Fig.34-Eschema de separación de gas y petróleo en tres etapas.

FIG.35 PRESION OPTIMA PARA 2 ETAPAS

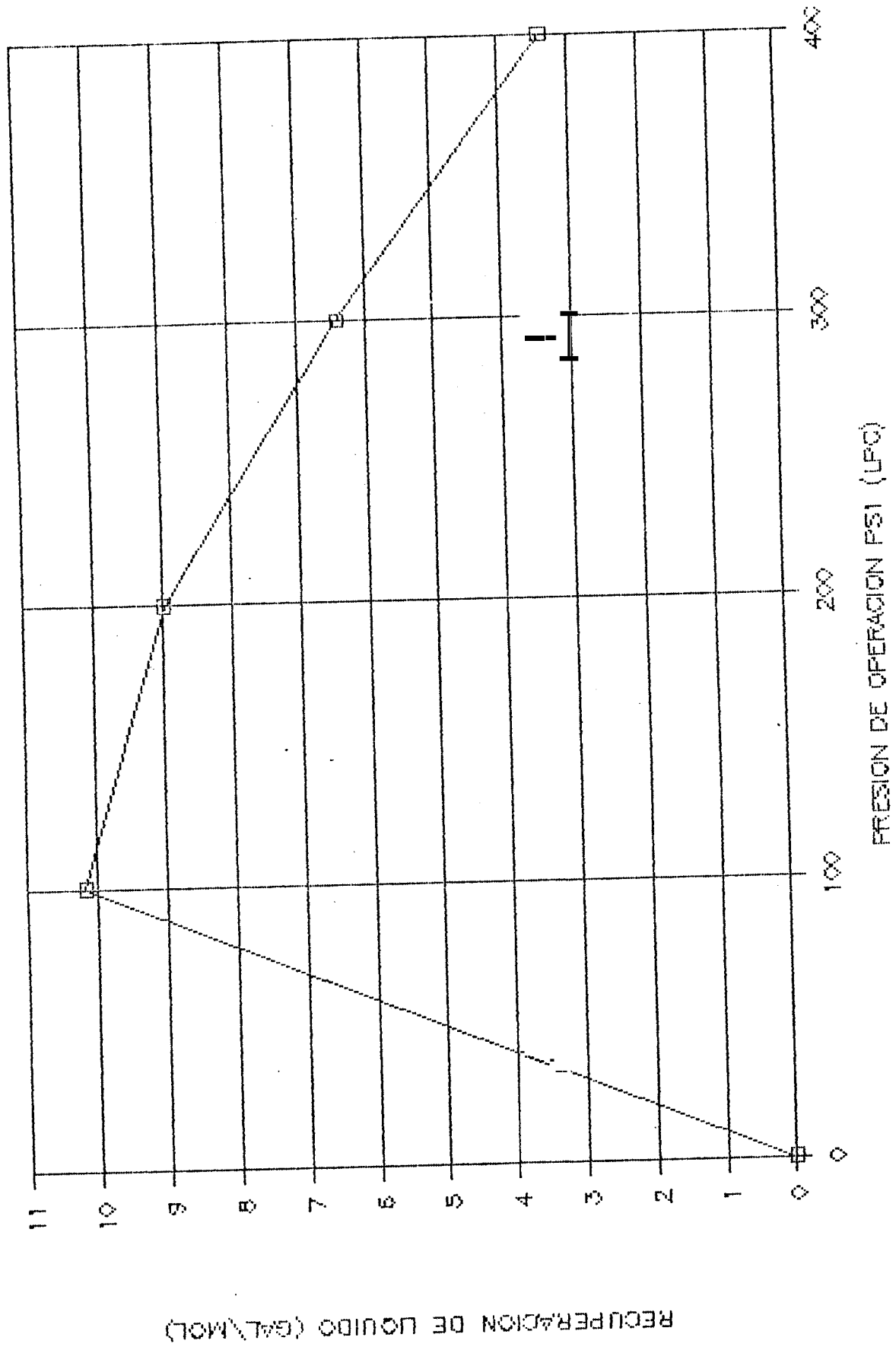
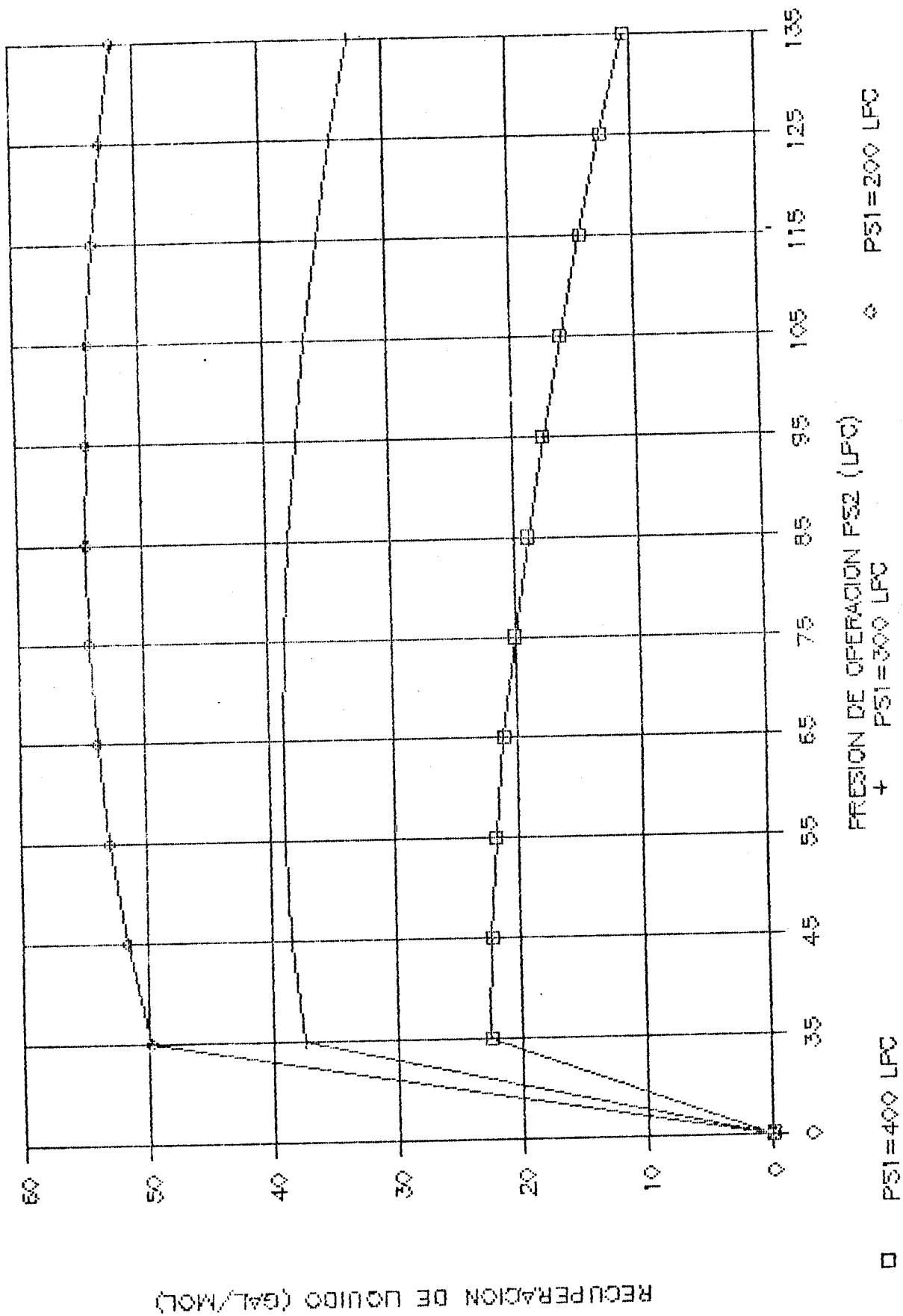


FIG.3B PRESIONES OPTIMAS PARA 3 ETAPAS



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

1. PEREZ PALACIOS, R.: "Ingenieria de Gas Natural: Propiedades y Comportamiento de Fases" , Politécnica del Litoral, Parte II, 1979 , pag. 120-134.
2. N.G.P.A., "Field Handling of Natural gas", Tercera edición. Petroleum Extensión Service, Cap. IV., Tulsa, 1972. pag. 36-51
3. GPSA, "Engineering Data Book", Ninth Edition, sección 18, Tulsa , Oklahoma, 1972, pag. 18-1.
4. CANFIELD, Frank B., "Estimate K-values With the Computer" Hydro - carbon processing Vol. 50.Nº 4, Abril, 1971. pag. 137.
5. CAMPBELL, John M. "Elements of Field Processing", The Oil and Gas-journal, vol. 53. Nº 45, Marzo de 1.955, pag. 1-71.
6. WHINERY, K.F. y Campbell J.M. "A method for Determining Optimun - Second Stage Pressure in Three Stage Separation". A. I.M.E. Vol.213 1958. pag. 369 - 370.

7. HADDEN. S.T., "Convergence Pressure in Hydrocarbon Vapor Liquid - Equilibria", Chemical, Engineering Progress, Simposium, Series, Vol. N° 7, 1952, pag. 97.
8. STANDING M.B., "Volumetric and Phase Behavior Oil Field Hydrocarbon Systems". Primera edición. Mc Graw-Hill, New York, 1968.
9. ORGANICK E. L. and Hollinosworth B.J.: "Computing Convergence Pressure". Petroleum Refiner, Vol. 38, N° 5, mayo de 1.959, pag. 172.
10. CRAFT. B.C., Holden W.R. and E.d. Graves, Jr: Well Design Drilling and Production Prentice Hall, Inc. Cap. 7., 1962, pag. 463.
11. SCHEIMAN A.D. "Size Vapor - Liquid Separators Quicker By Nomograph" Hydrocarbon Processing and Petroleum Refiner, Vol. 42, N°10, Oct. 1963 Pág. 165.
12. ENGINEERING Standard : "Separators; separator Sizing Form", Technical Report, Cap. 9, pag. 9-1 a 9.25.
13. H. VERNON, Smith. "Oil and Gas Separators", Petroleum Production -- Handbook, Vol. 1 Cap. 11, Dallas, 1962.
14. CAMPBELL, John M., "Gas Conditioning and Processing", Gulf Publishing Co., Cap. IV., 1981.

15. INSTITUTO MEXICANO DEL PETROLEO. "Condiciones de Operación en un sistema de separación Gas-Aceite". Informe N° 1. Proyecto : D-3803. Pag. 3-20.
16. MENDEZ, Tiburcio L. : "Caracterización de los Fluidos de Yacimientos Petroleros". Mexico, marzo de 1.979. pag. 1.30.
17. LUIS CARDENAS MANRIQUEZ Y EDUAKDO DIAZ RAMUS, Tesis; "Sistemas - de Producción de Aceite - Gas - Agua", Universidad Autónoma de México, 1986, Cap. IV.
18. GONZALO MIMO, Tesis de Magister; "Evaluación del Comportamiento Optimo de Separadores" ESPOL, 1984, Cap. 111.
19. NOEL SANTAMARIA, Seminario "Separadores". Dictado en la ESPOL , 24 de noviembre de 1.986, Parte II y Hpuntos.



BIBLIOTECA