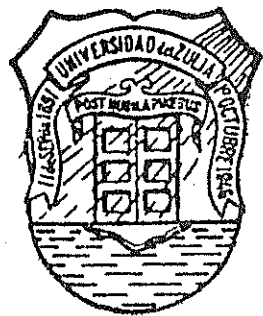


200.114  
VAR

UNIVERSIDAD DEL ZULIA  
FACULTAD DE INGENIERIA  
DIVISION DE POST-GRADO



**"MODELO PARA FLUJO MULTIFASICO EN  
TUBERIAS INCLINADAS CONSIDERANDO  
BALANCE DE ENERGIA"**

TESIS ESPECIAL DE GRADO PRESENTADA ANTE LA  
UNIVERSIDAD DEL ZULIA PARA OPTAR AL TITULO DE:  
MAGISTER EN INGENIERIA DE PETROLEO

Realizado por:  
Ing. XAVIER E. VARGAS GUTIERREZ  
ECUADOR - E.S.P.O.L.

Maracaibo, ABRIL DE 1987

UNIVERSIDAD DEL ZULIA  
FACULTAD DE INGENIERIA  
DIVISION DE POST-GRADO

MODELO PARA FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS  
INCLINADAS CONSIDERANDO BALANCE DE ENERGIA

Realizado por:  
ING. XAVIER E. VARGAS GUTIERREZ  
ECUADOR - E.S.P.O.L.

MARACAIBO, ABRIL DE 1987

---

UNIVERSIDAD DEL ZULIA  
FACULTAD DE INGENIERIA  
DIVISION DE POST-GRADO

Este Jurado aprueba la Tesis Especial de Grado: "MODELO PARA FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS INCLINADAS CONSIDERANDO BALANCE DE ENERGIA", que presenta el ING. XAVIER E. VARGAS GUTIERREZ, al Consejo Técnico de la División de Post-Grado, de la Facultad de Ingeniería, en cumplimiento de los requisitos señalados en el Artículo 35, Capítulo IX del Reglamento de estudios de Post-Grado, de la Facultad de Ingeniería, para optar al Título de: MAGISTER EN INGENIERIA DE PETROLEO.

Maracaibo, Abril de 1987

JURADO EXAMINADOR:

-----  
Prof. Victor Gómez  
(Asesor)

-----  
Prof. Jorge Velásquez Jara

-----  
Prof. José Rincón

-----  
Prof. Cesar García  
DIRECTOR

---

## D E D I C A T O R I A

A mi Universidad, ESCUELA SUPERIOR POLITECNICA DEL LITORAL en Guayaquil - Ecuador, por brindarme la oportunidad de realizar mis estudios de POST-GRADO.

De manera especial, al ING. DANIEL TAPIA F., Decano de la Facultad de Geología, Minas y Petróleo, por su confianza y apoyo para alcanzar la meta anhelada.

DEDICATORIA



A DIOS TODOPODEROSO

A mis PADRES:

OVIDIO VARGAS MUNOZ  
AZUCENA GUTIERREZ DE VARGAS

Por su amor, apoyo, y sacrificio para que este POST-GRADO  
se hiciera realidad.

A Uds. les dedico mi vida, mi amor y mi esfuerzo.

Gracias.

A mis HERMANOS:

JORGE  
MARTHA  
IRMA

Que siempre me apoyaron para continuar mis estudios.

A mis SOBRINOS:

GISELLA  
JORGE LUIS  
MARIA ISABEL  
MARTHA CECILIA  
CARLOS XAVIER  
ANA MARIA

Como otro ejemplo para su futuro.

D E D I C A T O R I A

A GLENDA:

Por su amor y comprensión en  
estos 2 años.

Pensando en ti

A mis COMPATRIOTAS en Maracaibo, Venezuela.

De manera especial al ING. SADI ITURRALDE K. y al  
ING. ALBERTO ABARCA Z.

A mi compañero de estudios de POST-GRADO, y amigo

ING. WILLIAM O. SOLANO B.

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

A DIOS TODOPODEROSO

Al Prof. Víctor Gómez, DIRECTOR DE INFELUZ y al  
Prof. José Rincón, por su colaboración y ayuda  
para la culminación de ésta Tesis.

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

A mi FAMILIA en Venezuela:

ING. JORGE VELASQUEZ JARA  
LIC. ELSY REYES DE VELASQUEZ  
JORGE ENRIQUE  
LUIS DANIEL

Por brindarme su amistad sincera y paciencia.

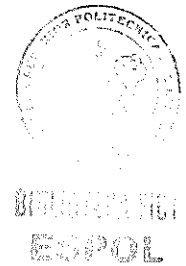
Por su apoyo moral en los momentos más difíciles.

Por aceptarme como un miembro más de su familia.

A todos Ustedes, mi eterno agradecimiento.



## RECONOCIMIENTO Y AGRADECIMIENTO



Al Ing. Jorge Velásquez Jara

Profesor, Compatriota, Amigo y futuro Compadre:

Por sus consejos y orientaciones.

Por su paciencia y sacrificio para la realización de esta Tesis de POST-GRADO.

Por la ayuda constante y desinteresada que me brindó hasta el último momento, sin la cual no hubiese sido posible la culminación de mi POST-GRADO.

Por todo ello, mi eterna gratitud y reconocimiento.

## R E S U M E N

VARGAS G. Xavier E. :MODELO PARA FLUJO MULTIFASICO EN TUBERIAS INCLINADAS CONSIDERANDO BALANCE DE ENERGIA. Maracaibo: Universidad del Zulia, Facultad de Ingenieria, División de Post-Grado, 1987. (Tesis de Grado).

El análisis generalizado de flujo multifásico para diseñar tuberías en superficie, está dirigido principalmente a calcular el valor del gradiente de presión con la mayor exactitud, en todos los rangos posibles de flujo.

El procedimiento generalmente utilizado consiste en suponer una temperatura de flujo promedio constante y desarrollar los cálculos hidráulicos isotérmicamente.

Modelar tuberías con temperatura de flujo constante trae como consecuencia un perfil erróneo de presiones, y por ende un sobrediseño, debido a que las propiedades físicas y termodinámicas de los fluidos son función de temperatura.

Se presenta un modelo computarizado, utilizando la CORRELACION DE BEGGS Y BRILL para flujo bifásico en tuberías inclinadas, considerando Balance de Energía y de Calor, cambios en los Regímenes de Flujo, así como Fenómenos de Transferencia de Calor.

El objetivo final de este estudio es determinar las caídas de presión para diferentes rangos de variables, tales como: Angulo de Inclinación de Tubería, Diámetro de Tubería, Relación Gas-Líquido, y Tasa de Líquido; considerando flujo estrictamente isotérmico, así como flujo con temperatura variable. El modelo está escrito en lenguaje FORTRAN 77 y se utilizó un Micro-Computador HEWLETT-PACKARD HP1000, de la División de Post-Grado, de la Universidad del Zulia, en Maracaibo, Venezuela.

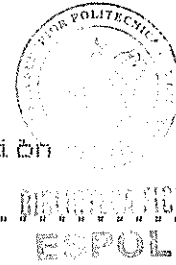
## LISTA DE CONTENIDO

	Pág.
PAGINA DE ACEPTACION .....	1
DEDICATORIA .....	ii
AGRADECIMIENTO .....	v
RESUMEN .....	viii
LISTA DE CONTENIDO .....	ix
LISTA DE TABLAS .....	xi
LISTA DE FIGURAS .....	xii
NOMENCLATURA .....	xiv
INTRODUCCION .....	1
REVISION DE LITERATURA .....	4
1.- CONSIDERACIONES TEORICAS	
1.1- Generalidades sobre Flujo Multifásico .....	8
1.2- Ecuación Balance de Energía .....	14
1.3- Ecuación Balance de Calor .....	23
1.4- Coeficiente de Joule-Thomson .....	27
1.5- Propiedades Físicas de los Fluidos .....	29
1.6- Propiedades Termodinámicas de los Fluidos .....	37
2.- DESCRIPCION DEL MODELO .....	41
3.- DESCRIPCION DEL ALGORITMO .....	47
4.- PROCEDIMIENTO COMPUTACIONAL .....	53

DISCUSION DE RESULTADOS .....	55
CONCLUSIONES .....	59
RECOMENDACIONES .....	60
BIBLIOGRAFIA .....	61
APENDICES:	
A.- TABLAS .....	67
B.- FIGURAS .....	70
C.- Desarrollo de la CORRELACION DE BEGGS Y BRILL .....	93
D.- Ecuaciones utilizadas en la CORRELACION DE BEGGS Y BRILL .....	101

LISTA DE TABLAS

Nro	Titulo	Pag
1	Parámetros de la Correlación de HILFERT .....	67
2	Datos de Campo y Resultados PRUEBA TIPO 1 .....	68
3	Datos de Campo y Resultados PRUEBA TIPO 2 .....	69



## LISTA DE FIGURAS

Nro.	Titulo	Pág
1	Regímenes de Flujo en Tuberías	
	Horizontales .....	70
2	Patrones de Flujo Horizontal según	
	BEGGS Y BRILL .....	71
3	Sistema Balance de Energía .....	72
4	Flujo en Tubería Inclínada .....	73
5	Pérdidas de Calor en Tuberías	
	Inclínadas .....	74
6	Perfil de Temperatura en Tuberías .....	75
7	Cálculo del Peso Molecular efectivo .....	76
8	Cálculo de la Fracción Molar del Gas .....	76
9	Cálculo de la Gravedad del Gas disuelto .	77
10	Cálculo de la Viscosidad del Petróleo	
	libre de Gas .....	78
11	Cálculo de los Coeficientes A y B para	
	hallar la Viscosidad del Petróleo .....	78
12	Cálculo del incremento de la Viscosidad	
	por encima de la presión de Saturación ..	79
13	Cálculo de Tensión Superficial del	
	Petróleo libre de Gas a la Presión	
	Atmosférica .....	80

Nro.	Titulo	Pag
14	Cálculo de Tensión Superficial del Petroleo libre de Gas en solución .....	80
15	Cálculo de la Viscosidad del Agua pura ..	81
16	Cálculo del Porcentaje de Sólidos .....	81
17	Relación $\mu$ del Agua / $\mu$ del Agua pura ..	81
18	Cálculo de la Tensión Superficial del Agua-Gas .....	82
19	Diagrama de Flujo del Algoritmo .....	83
20	Caída de Presión VS Angulo .....	87
21	Temperatura VS Distancia .....	88
22	Temperatura VS Distancia .....	89
23	Temperatura VS Distancia .....	90
24	Presión VS Distancia .....	91
25	Temperatura VS Distancia .....	92

## NOMENCLATURA

Símbolos	Descripción	Unidades
<b>ALFABETICOS:</b>		
b	Constante de Holdup Horizontal	adim
C	Coefficiente Correlación de HILPERT	adim
Cp	Calor Específico	BTU/F-lb-mol
D	Diámetro tubería exterior	pies
d	Diámetro tubería interior	pies
Do	Diámetro tubería exterior	pulg
Dt	Diámetro tubería	pulg
e2	Corriente abajo y elevación	pies
e1	Corriente arriba y elevación	pies
f	Factor de fricción de DARCY-WEISBACH	adim
G	Gravedad del gas	adim
g	Aceleración debido a la gravedad	$\frac{2}{\text{pie/seg}}$
g	Constante de conversión de fuerza	$\frac{2}{\text{lbpie/lbpieseg}}$
H	Entalpia	BTU/lbm-mol
haisl	Espesor del aislante	pulg
hc	Profundidad desde nivel del suelo al centro de tubería	pulg



J	Equivalente mecánico de Calor	pie-lbf/BTU
K	Constante de conversión	adim
Ks	Conductividad térmica del suelo	BTU/hr-pie-F
Kaisl	Conductividad térmica del aislante	BTU/hr-pie-F
L	Longitud de la tubería	pies
M	Masa molecular	lbm/lbm-mol
n	Exponente de Correlación de HILPERT	adim
P	Presión	lpsca
Q	Cantidad de transferencia de calor	BTU/lb-mol
R	Constante Ley de Gases	pie/lbmol-°R
RAISL	Resistencia térmica del aislante	pie-hr-F/BTU
ROUT	Resistencia térmica del aire o agua	pie-hr-F/BTU
REOUT	Número REYNOLDS del aire o agua fluyente externo	adim
T	Temperatura	°R
* T	Temperatura ambiente ajustada	°R
Ta	Temperatura ambiente	°R
t	Temperatura	°F
* t	Temperatura efectiva	°F
U	Coefficiente Transferencia Total de Calor	<sup>2</sup> BTU/pie-F-hr

V	Velocidad gas promedio	pie/seg
V	Velocidad promedio de agua de mar o del aire	pie/seg
W	Tasa de flujo másica	lbm/hr
x	Parámetro Correlación Viscosidad del gas	adim
X	Exponente Temperatura promedio	adim
Z	Factor compresibilidad Gas	adim

**SUB-INDICES:**

f	fricción	
g	gravedad o elevación	
a	aceleración	
Tot	total	
amb	ambiente	
i	entrada del segmento en cálculo	
m	mezcla	
out	densidad del aire o del agua del medio ambiente	3 lbm/pie
out	viscosidad del aire o del agua del medio ambiente	lbm/pie-seg
Kout	Conductividad térmica del agua o aire	BTU/hrpieF

GRIEGOS:

$\bar{x}$	Factor de Transferencia de Calor	1/pie
$\eta$	Coeficiente JOULE-THOMSON	@F/1pc
$\pi$	3.14159	adim
$\rho$	Densidad	lbm/pie <sup>3</sup>
$\phi$	Angulo de inclinaci3n de tubería	grados



BIBLIOTECA  
ESPOL

## INTRODUCCION

En la Industria Petrolera, el flujo multifásico está enfocado al flujo simultáneo de líquido y gas (flujo bifásico) que ocurre en tuberías que transportan hidrocarburos y en pozos de petróleo y gas.

Muchos pozos productores de gas producen algo de líquido, así como pozos productores de petróleo producen gas. Cuando la energía natural del yacimiento declina, los pozos son equipados con sistemas de levantamiento artificial, ya sea por gas o por bombeo mecánico.

En la actualidad, para diseñar estos sistemas, se requiere el análisis generalizado de flujo multifásico en tuberías, el cual está dirigido al cálculo del valor de gradientes de presión, con la mayor exactitud posible.

El problema de flujo bifásico se complica por la presencia de fenómenos tales como: deslizamiento entre las fases (SLIPPAGE), la presencia de entrapamiento de líquido (HOLDUP), cambio de patrones o regímenes de flujo y transferencia de masa entre las fases.

El procedimiento usual para diseñar tuberías que transportan hidrocarburos, es suponer una temperatura de flujo promedio constante y desarrollar los cálculos hidráulicos. Esto trabaja satisfactoriamente si el estimado de la temperatura de flujo es razonable y si la tubería no es muy larga, o si la transferencia de calor no es alta.

Sin embargo si la tubería es larga, o si la tasa de transferencia de calor es suficientemente alta, la temperatura de flujo supuesta no puede ser aproximada por una constante.

Modelar tales tuberías isotérmicamente resulta en un perfil erróneo de presiones, debido a que la presión para fluidos altamente compresibles dependen de la temperatura de flujo, lo que trae como consecuencia el sobrediseño de tuberías y por ende eleva los costos de producción.

De manera tal que, la predicción de la distribución de temperatura en el sistema de flujo es tan importante como el perfil de presiones; por cuanto las propiedades físicas y termodinámicas de los fluidos varían en función de temperatura.



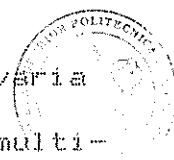
El presente estudio, genera un modelo computarizado, utilizando la CORRELACION DE BEGGS Y BRILL, para calcular las caídas de presión en tuberías superficiales inclinadas, resuelve las ecuaciones de Balance de Energía, e incorpora las ecuaciones de Balance de Calor, así como los fenómenos de Transferencia de Calor.

---

## REVISION DE LITERATURA

El objetivo principal de las investigaciones sobre flujo multifásico en tuberías ha sido desarrollar una técnica con la que pueda simularse el comportamiento del fluido a lo largo de la tubería, y que las pérdidas de presión sean determinadas lo mas exactas posibles.

Los efectos de la transferencia de calor y de la variación de temperatura sobre la caída de presión en flujo multifásico, no han sido totalmente esclarecidos.



BIBLIOTECA  
ESPOL

(19)

GOULD, utilizó la correlación de BEGGS Y BRILL y desarrolló un modelo para el cálculo de perfiles de presión, temperatura, entalpia y composición de cada una de las fases, durante el flujo simultáneo de petróleo y gas en las líneas de producción.

(5)

Utiliza la ecuación de estado de REDLICH-KWONG para calcular fracciones molares de cada fase en la mezcla y de cada componente en cada una de las fases.

El método lo aplica al cálculo de redes de tuberías.

para recolección de condensados de gas natural, y los compara con datos de campo.

(20)

GREGORY Y AZIZ , aplicaron un modelo para un sistema de condensados de gas natural en líneas de flujo y redes de tuberías.

(5)

Ensayaron correlaciones de BEGGS Y BRILL , DUKLER Y ASOCIADOS (15) y LOCKHART Y MARTINELLI (30) y estudiaron la influencia del coeficiente de transferencia de calor total, temperatura ambiente e inclinación de tubería sobre los perfiles de presión y temperatura.

(39)

URRIBARI O. presenta un programa de computadores que permite determinar la distribución de presión, temperatura, entalpia y composición de cada una de las fases, durante el flujo simultáneo de petróleo, gas, agua y vapor de agua, tanto en la tubería de producción, como en las facilidades en superficie.

Concluye que la temperatura tiene un notable efecto sobre la curva de gradiente de presión, tanto para crudos pesados, como livianos.

(33)

FARRA N. realizó un análisis estadístico de correla-

---



ciones para predecir las caídas de presión durante el flujo multifásico en tubería vertical, horizontal e inclinada.

Las correlaciones estudiadas fueron POETMANN Y  
 (35) (3) (18)  
 CARPENTER , BAXENDELL Y THOMAS , FANCHER Y BROWN ,  
 (16) (23) (32)  
 DUNS Y ROS , HAGERDON Y BROWN , ORKISZEWSKI , AZIZ Y  
 (1) (13)  
 COLABORADORES , CHIERICI Y COLABORADORES , y BEGGS Y  
 (5)  
 BRILL para tubería vertical y direccional; y las  
 (30) (7)  
 correlaciones de LOCKART Y MARTINELLI , BAKER ,  
 (17) (14) (22) (5)  
 EATON , DUKLER , GUZHOV , y BEGGS Y BRILL para  
 tubería horizontal e inclinada.

De la comparación realizada para las pruebas estudiadas, la correlación de ORKISZEWSKI resultó ser la que mejor predice los gradientes de presión en tubería vertical y las correlaciones de EATON y DUKLER las que mejor se adaptan para los campos de Ceuta y Centro del Lago de Maracaibo, respectivamente.

(31)  
 MONTIEL A. Y MARTINEZ J. utilizaron un modelo que calcula los factores de fricción de las diferentes correlaciones del flujo bifásico en tuberías horizontales.

Las correlaciones estudiadas fueron: BEGGS Y BRILL, DUKLER, EATON, LOCKHART Y MARTINELLI, GUZHOV y BAKER.

Concluyeron que la correlación que mejor predice valores de gradiente de presión, es la correlación de DUKLER, caso N° 2 con el factor de fricción de EATON en aquellos campos en los cuales el rango de datos utilizados sean similares al rango de datos utilizados en el trabajo.

Recomiendan aplicar la correlación de DUKLER, caso N° 2, con el factor de fricción de EATON para gravedades API entre 10 y 30, y para gravedades entre 31.1 y 52.2 aplicar la correlación de BAKER con el factor de fricción de MOODY.

Para diámetros de tuberías de 4.026 pulgadas, aplicar la correlación de DUKLER, caso N° 2 con el factor de fricción de EATON y para diámetros de tuberías de 6.065 pulgadas, aplicar la correlación de DUKLER, caso N° 2 con el factor de fricción de BEGGS Y BRILL.

Para cualquier valor de corte de agua, recomiendan utilizar la correlación de DUKLER, caso N° 2 con el factor de fricción de EATON.

Para cualquier valor de Relación Gas-Líquido, aplicar la correlación de DUKLER, caso N° 2 con el factor de fricción de EATON.

---

## 1.- CONSIDERACIONES TEORICAS

### 1.1 GENERALIDADES SOBRE FLUJO MULTIFASICO

#### 1.1.1- FLUJO BI-FASICO (GAS-LIQUIDO)

El flujo multifásico en tuberías es un problema difícil de modelar matemáticamente; no obstante varias correlaciones empíricas han aparecido en la literatura en los últimos años, donde el cálculo se lleva a cabo considerando el sistema de hidrocarburos compuesto por dos pseudo-componentes denotados como petróleo y gas, cada uno de los cuales tiene una composición fija.

Se considera que el gas se disuelve en el petróleo y que la misma disminuye al bajar la presión. Las propiedades físicas de los fluidos dependen de presión y temperatura, y se supone que el gradiente de temperatura es lineal, o se considera que el flujo es isotérmico.

El flujo simultáneo de líquido y gas en una tubería es muy importante, ya que representa la solución más económica para transportar hidrocarburos. Una línea de flujo bifásico reduce la necesidad de metal y el costo de capital entre un 20

a 25% en comparación con líneas de flujo monofásico; esto se debe a que la fase gaseosa se desliza sobre la fase líquida, separadas ambas por una interface que puede ser lisa o irregular dependiendo de régimen o patrón de flujo existente.

Para diseñar una tubería es necesario conocer el perfil de presiones que dicho fluido tiene a lo largo de la tubería que lo contiene, es decir determinar la Curva de Gradiente, la cual permite visualizar la variación de presión del fluido en todos los puntos de la tubería.

La disponibilidad de un computador es imprescindible para construir un conjunto de curvas que cubran un amplio rango de condiciones de producción.

La mayoría de las compañías petroleras disponen de correlaciones ya programadas para generar curvas de gradiente adaptadas a sus condiciones de campo.

La principal aplicación práctica de los perfiles de presión en tuberías horizontales en la Industria Petrolera, consiste en determinar la contrapresión necesaria en el cabezal del eductor, para llevar los fluidos producidos a una tasa determinada, desde el pozo hasta el separador.

---

### 1.1.2- PATRONES O REGIMENES DE FLUJO

La característica principal de flujo bifásico es la presencia de regímenes de flujo, descripciones de como ambas fases están distribuidas en la tubería.

Regímenes de Flujo para tuberías horizontales, válidos para tuberías inclinadas, se muestran en la FIGURA 1.

El comportamiento básico de estos sistemas bifásicos dependen de que tanto la fase líquida como la fase gaseosa estén presentes como una fase continua, es decir existe un canal continuo de flujo para cada fase.

En flujo burbuja, existen una serie de burbujas de gas en el líquido; luego el líquido es la fase continua. Por otro lado, para el flujo neblina existen pequeñas partículas de líquido suspendidas en el gas. El líquido es ahora la fase discontinua y el gas es la fase continua. En ambos casos la fase discontinua altera el comportamiento de flujo de la fase continua.

A medida que se fue incrementando la investigación del flujo multifásico, se demostró que la fase gaseosa se desplaza

---

a mayor velocidad que la fase líquida (agua y petróleo) lo que incorpora dos nuevos conceptos en el estudio de flujo multifásico, el primero de ellos relacionado con las pérdidas adicionales de presión originadas por el deslizamiento de la fase gaseosa sobre la fase líquida (SLIPPAGE); y el otro con el hecho de que parte del líquido que comienza a viajar en la tubería no llega a completar su recorrido, es decir se queda rezagado en las paredes de la tubería (LIQUID HOLDUP).

Para medir el volumen de líquido rezagado se introdujo el llamado Factor de Entrampamiento de Líquido, (FACTOR HOLDUP), el cual indica la fracción de volumen de una sección de tubería ocupada por la fase líquida.

Investigaciones recientes han demostrado que las pérdidas por fricción (incluyendo deslizamiento entre las fases) y el Factor Holdup están afectados por los regímenes de flujo, los cuales establecen la continuidad o no de cada una de las fases.

En algunos de los Regímenes mostrados en la FIGURA 1 ambas fases son continuas. Este es un sistema más complicado debido a las interacciones entre las fases.

---

En una longitud de tubería pueden existir muchos regímenes ó patrones de flujo debido a la variaciones de fuerzas y Relación Gas-Líquido.

Además, hay que considerar el factor de fricción el cual es una medida de todos los cambios de energía irreversibles que ocurren en la tubería.

En flujo bifásico existen dos fases, con diferentes propiedades, interactuando una con otra. Debido a la complejidad de las fuerzas que interviene en la determinación del factor de fricción, muchos grupos adimensionales además del Número de Reynolds se utilizan.

### 1.1.3- FLUJO BI-FÁSICO INCLINADO

Ninguna tubería bajo tierra o sumergida se encuentra totalmente horizontal. La palabra "HORIZONTAL" significa que su longitud es mucho mayor que cualquier cambio de elevación.

Algunos aspectos de flujo vertical están ocurriendo simultáneamente con el flujo horizontal. En nuestro estudio, para flujo bifásico en tuberías utilizamos la

---

CORRELACION de BEGGS Y BRILL ; la cual es una de la pocas correlaciones óptimas para todos los ángulos de inclinación.

Esto es importante porque invariablemente los yacimientos se encuentran en terrenos montañosos o las tuberías que transportan hidrocarburos los atraviezan.

Además, ésta correlación trabaja tanto para flujo monofásico, como para flujo multifásico, y la transición entre ambos regímenes es continua.

Los Patrones de Flujo utilizados por la CORRELACION de BEGGS Y BRILL son mostrados en la FIGURA 2.





## 1.2 ECUACION BALANCE DE ENERGIA

En general para obtener la caída de presión entre dos puntos de una tubería es necesario realizar un balance de energía en el flujo de fluidos a través de dichos puntos, aplicando la Ley de la Conservación de la Energía:

"La energía del fluido que entra a cualquier sección del sistema + cualquier trabajo adicional realizado sobre el fluido - cualquier pérdida de energía, es igual a la energía del fluido que sale de dicha sección"

Considerando el sistema presentado en la FIGURA 3, se puede establecer el siguiente balance:

$$U_1 + \frac{m V_1^2}{2g} + \frac{mgh_1}{g} + P_1 V_1 + q - W = U_2 + \frac{m V_2^2}{2g} + \frac{mgh_2}{g} + P_2 V_2$$

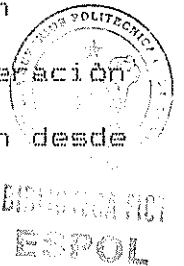
..... (Ec.1)

Donde:

U : Energía interna que tiene el fluido, es un índice de la actividad de las moléculas del fluido.

$\frac{m v^2}{2 g c}$  : Energía cinética, es el resultado de la velocidad con que viaja el fluido; donde m es la masa en Lbs del volumen considerado, v es la velocidad en pies/seg y g un factor de conversión igual a  $32.172 \frac{\text{pie}}{\text{seg}^2} \frac{\text{lbm}}{\text{lbf}}$ .

$\frac{mgh}{g c}$  : Energía potencial, resultado de la posición en que se encuentra el fluido; donde g es la aceleración de la gravedad en  $\frac{\text{pie}}{\text{seg}^2}$  y h es la elevación desde un plano de referencia.



P V : Trabajo del flujo o energía de presión, donde P es la presión absoluta en Lpca y V es el volumen de la porción de fluido sobre el cual se aplica el balance. P (lbf/pie<sup>2</sup>) y V (pie<sup>3</sup>)

W : Trabajo ejercido sobre o por el fluido, bien sea el caso de una bomba (+), o de una turbina (-)

q : Energía calorífica que entra o sale del sistema, si se enfría es (+), si se calienta es (-).

Todos los términos están presentados en Lbf-pie.

La Ec (1) puede ser escrita en forma de incrementos:

$$\Delta U + \Delta \left[ \frac{m V^2}{2 g c} \right] + \Delta \left[ \frac{mgh}{g c} \right] + \Delta (P V) = q - W \quad (\text{Ec.2})$$

Donde, por ejemplo:

$$\Delta U = U_2 - U_1$$

Para realizar el desarrollo de la ecuación general de la energía a partir del balance mostrado en la Ec.(2) es necesario recordar los siguientes conceptos termodinámicos y matemáticos:

$$a) \quad \Delta U = \int_{S_1}^{S_2} T ds + \int_{V_1}^{V_2} P (-dv) + \int_1^2 \quad (\text{Ec.3})$$

Donde:

$$\int P (-dv) : \text{Efectos de compresión}$$

$$\int T ds : \text{Efectos de entropía (s)}$$

$$\int_1^2 : \text{Todos los otros cambios que tienen lugar en el material fluyente, vg. superficie química, etc.}$$

$$b) \int_{S_1}^{S_2} T ds = q + LW \quad (\text{Ec. 4})$$

con:

$q$  : Efectos de transferencia de calor

$LW$  : Trabajo perdido por irreversibilidad del fluido: fricción, tensión superficial, efectos químicos, etc.

$$c) \Delta(PV) = \int_{V_1}^{V_2} P dV + \int_{P_1}^{P_2} V dp \quad (\text{Ec. 5})$$

Sustituyendo la Ec. (4) en la Ec. (3) y considerando cero el último término de la expresión resultante, se obtiene:

$$\Delta U = q + LW + \int_{V_1}^{V_2} P dv \quad (\text{Ec. 6})$$

Si ahora se sustituyen las Ec. (5) y Ec. (6) en la Ec. (2) se obtiene la llamada Ecuación General de la Energía:

$$\int_{P_1}^{P_2} V dp + \Delta \left[ \frac{mv^2}{2g_c} \right] + \Delta \left[ \frac{mgh}{g_c} \right] + W + LW = 0$$

..... (Ec. 7)

Donde todos los términos vienen dados en lbf-pie.

El primer término representa el efecto de compresión o expansión.

El segundo término representa el cambio de energía cinética.

El tercer término representa el cambio de energía potencial.

El cuarto término representa el trabajo hecho por o sobre el fluido.

El quinto término representa las pérdidas de energía por irreversibilidad del proceso.

Dividiendo la Ec. (7) entre la expresión:  $\frac{mg}{g_c}$  (Lbf) se obtendría:

$$\frac{g_c}{g} \int_{P_1}^{P_2} \frac{dp}{\rho} + \Delta \left( \frac{v^2}{2g} \right) + \Delta h + W + lw = 0 \quad (\text{Ec.8})$$

Donde todos los términos van expresados en "pie"

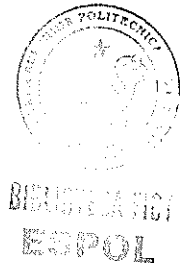
$$\left( W = \frac{g_c W}{g_m} \quad ; \quad lw = \frac{g_c LW}{g_m} \right)$$

La forma diferencial de la Ec.(8) es:

$$\frac{\rho_c}{\rho} \frac{dp}{\rho} + \frac{v dv}{g} + dh + dw + d(lw) = 0 \quad (\text{Ec.9})$$

Es importante destacar que si  $w = lw = 0$  y  $\rho = \text{cte}$ , la Ec.(8) se transforma en la ya conocida Ecuación de Bernoulli:

$$\frac{\rho g}{c} (h_2 - h_1) + \frac{\rho}{2g} (v_2^2 - v_1^2)$$



Las Ec.(8) y Ec.(9) son formas diferentes de expresar la Ecuación General de la Energía Ec.(7) entre dos puntos cualesquiera de una tubería, y han servido como punto de partida para la mayoría de investigadores que han estudiado las pérdidas de energía en el flujo de fluidos en tuberías.

Considèrese la FIGURA 4, la cual muestra una sección de tubería donde no se realiza ningún trabajo sobre el fluido ( $w=0$ ).  $L$  es la longitud de dicha sección y  $\theta$  es el ángulo de inclinación con la horizontal.

Si se aplica la Ec.(8) a la sección de tubería

anterior y se multiplica por el cociente  $(\bar{\rho}/144 \cdot \Delta L)$  la ecuación resultante podría escribirse:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left[ \frac{g \bar{\rho}}{c} \text{Sen } \Theta + \frac{g \bar{\rho}}{c} \frac{1w}{\Delta L} + \frac{\bar{\rho} \Delta v^2}{2g \Delta L} \right] \quad (\text{lpc/pie})$$

ó bien:

$$\frac{\Delta P}{\Delta L} = \frac{1}{144} \left[ \left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_g + \left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_f + \left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_a \right] \quad (\text{Ec. 11})$$

donde:

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_T = \frac{P_1 - P_2}{\Delta L} \quad (\text{caída de presión total})$$

(lpc/pie)

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_g = \frac{g \bar{\rho}}{c} \text{Sen } \Theta \quad (\text{caída de presión por efectos de gravedad})$$

(lpc/pie)

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_f = \frac{g \bar{\rho}}{c} \frac{1w}{\Delta L} \quad (\text{caída de presión por efectos de fricción})$$

(lpc/pie)

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_a = \frac{\bar{\rho} \Delta v^2}{2g \Delta L} \quad (\text{caída de presión por efectos de aceleración})$$

(lpc/pie)

$\bar{\rho}$  : densidad del fluido medida a presión y temperatura promedio entre los puntos 1 y 2 (Lbm/pie)

Para tuberías horizontales  $\text{Sen } \theta = 0$  ( $\theta = 0$ ) por lo tanto se anulan los efectos gravitacionales en la Ec.(11), luego:

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{Hor}} = \frac{1}{144} \left[ \left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_f + \left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_a \right] \quad (\text{Ec. 12})$$

Para tuberías verticales  $\text{Sen } \theta = 1$  ( $\theta = 90$ ) y  $\Delta L = \Delta H$  por lo tanto la Ec.(2.11) quedaría:

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_{\text{Vert}} = \frac{1}{144} \left[ \left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_g + \left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f + \left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_a \right] \quad (\text{Ec. 13})$$

Donde:

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_g = \frac{g \bar{\rho}}{c}$$

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_f = \frac{g \bar{\rho} l_w}{c \Delta H}$$



$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_a = \frac{\bar{\rho} \Delta v^2}{2g \Delta H \underset{c}{}}$$

En caso de que el fluido no estè en movimiento no existiràn pèrdidas de presiòn por efectos de fricciòn y aceleraciòn, por lo tanto la Ec.(13) y Ec.(12) quedarìan respectivamente:

$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta H} \right)_{\text{Vert}} = \frac{\bar{\rho}}{144} \frac{g}{g \underset{c}{}}$$

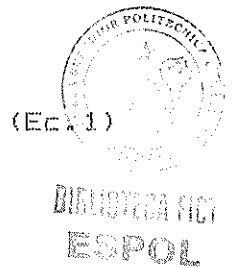
$$\left( \frac{\Delta P}{\Delta L} \right)_{\text{Hor}} = 0$$

### 1.3- ECUACION BALANCE DE CALOR

Considerar un elemento infinitesimal de fluido, rodeado por un segmento cilindrico de tubería, como se muestra en la FIGURA 5.

El flujo de masa en la dirección longitudinal es descrito por la Ecuación de Momentum en la Ec. (1):

$$\left( \frac{dP}{dx} \right)_{\text{Tot}} = \left( \frac{dP}{dx} \right)_f + \left( \frac{dP}{dx} \right)_g + \left( \frac{dP}{dx} \right)_a \quad (\text{Ec. 1})$$



Los gradientes de presión individuales están dados por las Ec. (2), Ec. (3), Ec. (4) :

$$\frac{dP}{dx}_f = \frac{b f \rho v^2}{g \frac{d}{c}} \quad (\text{Ec. 2})$$

$$\frac{dP}{dx}_g = \rho \frac{g}{c} \text{ Sen } \phi \quad (\text{Ec. 3})$$

$$\frac{dP}{dx}_a = \frac{\rho v}{g \frac{d}{c}} \left( \frac{dv}{dx} \right) \quad (\text{Ec. 4})$$

El flujo de energía es gobernado por la Ec. (5) y sus términos individuales están dados por las Ec. (6), Ec. (7), y Ec. (8) :

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_{\text{Tot}} = \left( \frac{dH}{dx} \right)_f + \left( \frac{dH}{dx} \right)_g + \left( \frac{dH}{dx} \right)_a \quad (\text{Ec. 5})$$

Donde:

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_f = - \frac{\pi D U M}{W_{\text{tot}}} (T - T_{\text{amb}}) \quad (\text{Ec. 6})$$

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_g = - \frac{M g \text{ Sen } \phi}{g J c} \quad (\text{Ec. 7})$$

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_a = - \frac{M v}{g J c} \left( \frac{dv}{dx} \right) \quad (\text{Ec. 8})$$

Es necesario definir, que velocidad se utiliza en el término de energía cinética. La velocidad correcta es la velocidad total o velocidad de mezcla; es decir el gradiente de energía cinética está dado por la Ec. (9):

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_a = - \frac{M v_m}{g J c} \left( \frac{dv_m}{dx} \right) \quad (\text{Ec. 9})$$

El primer método de aproximación es el Método de Coulter (11) y Bardon, quienes ignoraron los términos de energía cinética y elevación, es decir el gradiente de entalpia está dado por la Ec. (10):

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_{\text{Tot}} = - \frac{\pi' DUM}{W_{\text{tot}}} (T - T_{\text{amb}}) \quad (\text{Ec. 10})$$

Utilizando una identidad termodinámica para el diferencial de entalpia, permite a la Ec. (10) ser integrada directamente. Esto da una expresión explícita para la temperatura de flujo, dado por las Ec. (11), Ec. (12) y Ec. (13) :

$$T = T_{\text{amb}}^* + (T_i - T_{\text{amb}}^*) e^{-\alpha x} \quad (\text{Ec. 11})$$

$$T^* = T_{\text{amb}} + \frac{\alpha}{\alpha} \left( \frac{dP}{dx} \right)_{\text{tot}} \quad (\text{Ec. 12})$$

$$\alpha = \frac{\pi' DUM}{W_{\text{tot}} C_p} \quad (\text{Ec. 13})$$

La segunda aproximación incluye tanto los términos de la

fricción y elevación, pero ignora el término de energía cinética.

Así, el gradiente de entalpia aproximado está dado por la Ec. (14) :

$$\left( \frac{dH}{dx} \right)_{\text{Tot}} = - \frac{\pi \text{ DUM}}{W_{\text{tot}}} (T - T_{\text{amb}}) - \frac{M g \text{ Sen } \phi}{g_c J} \quad (\text{Ec. 14})$$

#### 1.4 COEFICIENTE DE JOULE-THOMSON

El coeficiente de JOULE-THOMSON se define como la derivada parcial de la temperatura, con respecto a la presión, a entalpia constante.

$$\eta = \left( \frac{\partial T}{\partial P} \right)_H$$



En flujo multifásico en tuberías, el efecto de JOULE THOMSON se manifiesta por un cambio en la temperatura del fluido al disminuir la presión, durante un proceso de flujo estacionario adiabático.

BIBLIOTECA  
ESPOL

En tuberías no aisladas los fenómenos de transferencia de calor son altos, luego el perfil de temperatura se muestra en la FIGURA 6.

Si la temperatura del fluido es mayor que la temperatura ambiente, entonces la transferencia de calor será negativa. Si es menor que la temperatura ambiente, la transferencia de calor y las curvas se aproximan a la temperatura ambiente desde abajo.

Note que la temperatura de flujo puede caer bajo la temperatura ambiente.

De manera que, el diseño isotérmico de una tubería larga que transporta hidrocarburos, no es apropiado debido a la presencia de este fenómeno.

Usando la definición termodinámica, tenemos que el coeficiente de JOULE - THOMPSON, está dado por:

$$\eta = \frac{RT^2}{M C_P} \left( \frac{\partial Z}{\partial T} \right)_P$$

## 1.5 PROPIEDADES FISICAS DE LOS FLUIDOS

### I. PETROLEO

- I.1. Gravedad específica del petróleo ( $\gamma_o$ ), a condiciones normales, P=14.7 lpc y T=60 °F

$$\gamma_o = \frac{141.5}{131.5 + \text{API}}$$



BIBLIOTECA FIC  
ESPOL

- I.2. Solubilidad del gas en el petróleo: Rs (PCN/BN)

(37)

Si API < 15, usar Correlación de STANDING

$$R_s = (\gamma_g) \frac{P(\text{lpc}) \cdot 10^{(0.0125 \cdot \text{API})} \cdot 1.2048}{18 \cdot 10^{0.00091 \cdot T(\text{°F})}}$$

(28)

Si API > 15, usar Correlación de LAZATER

$$R_s = \left[ \frac{(379.3) \cdot (350) \cdot \gamma_o}{M_o} \right] \left( \frac{Y_g}{1 - Y_g} \right)$$

Donde:



$M_o$  : Peso molecular efectivo del petroleo y se calcula a partir de la FIGURA 7 , conociendo el API

$Y_g$  : Fracción molar del gas y se determina a partir de la FIGURA 8 , conociendo

$$\frac{P \cdot \gamma_g}{T} \quad , \quad P(\text{lpca}) \text{ y } T(@R)$$

### 1.3. Factor volumétrico del petroleo $B_o$ (BCY/BCN)

Para  $P < P_b$

$$B_o = 0.972 + 0.000147 \cdot F^{1.175}$$

Siendo:

$$F = R_s \cdot \left( \frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25 \cdot T(@F)$$

Para  $P > P_b$

$$B_{ob} = 0.972 + 0.000147 \cdot F^{1.175}$$

$$B_o = B_{ob} \cdot \left[ 1 - C_o \cdot (P - P_b) \right]$$

Donde:

$$F = R_s \cdot \left( \frac{\gamma_g}{\gamma_o} \right)^{0.5} + 1.25 \cdot T(@F)$$

$C_o =$  Compresibilidad del petroleo (lpc<sup>-1</sup>)

I.4. Densidad del petroleo :  $\rho_o$  (lbm/pie<sup>3</sup>)

$$\rho_o = \frac{\gamma_o \cdot 62.4 + \frac{0.0764 \cdot \gamma_{gd} \cdot R_s}{5.615}}{B_o}$$

Donde:

$\gamma_{gd}$  : Gravedad especifica del gas disuelto  
y se determina mediante la FIGURA 9  
(27)  
según la Correlación de KATZ

I.5. Viscosidad del petroleo  $\mu_o$  (cps), se usa la  
(12)  
Correlación de CHEW - CONNALLY

Para  $F < F_b$

$$\mu_o = A \cdot \mu_{od}^B$$

Donde:

$\mu_{od}$  : Viscosidad del petroleo libre de  
gas y se calcula mediante la  
FIGURA 10



A y B son el intercepto y la pendiente y se obtiene a partir de la FIGURA 11

Para  $P > P_b$  en 1000 lpc, se entra en la FIGURA 12 y se determina un incremento, entonces

$$\mu_o = \mu_o + \text{incremento}$$

I.6. Tensión superficial del petróleo-gas,  $\sigma_o$  (2)  
(din/cm), se usa la Correlación de BAKER

$$\sigma_o = \sigma_{od} \cdot (\text{PROC}/100)$$

Donde:

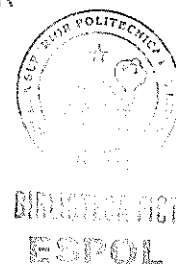
$\sigma_{od}$  : Tensión superficial gas-petroleo a la presión atmosférica libre y se calcula a partir de la FIGURA 13

Si  $T < 68$  °F, se usa la línea de 68 °F

$T > 100$  °F, se usa la línea de 100 °F

$68$  °F  $< T < 100$  °F, se interpola

PROC = Relación  $\sigma_o/\sigma_{od}$  se obtiene de la FIGURA 14



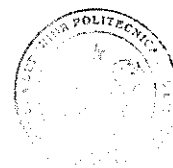
## II. GAS

## II.1. Factor volumétrico del gas, Bg (PCY/PCN)

$$B_g = 0.02829 \cdot \frac{Z \cdot T}{P}$$

Donde:

$$T = @R \quad \text{y} \quad P = 1 \text{ pca}$$

DIRECCIÓN DE  
ESPOL

## II.2. Factor de compresibilidad de los gases Z, de acuerdo a la Correlación de BRILL Y BEGGS (38)

$$Z = A + (1-A) \frac{e^B}{e^B + C P_{sr}^D}$$

Donde:

$$A = 1.39 (T_{sr} - 0.92)^{0.5} - 0.36 T_{sr} - 0.101$$

$$B = (0.62 - 0.23 T_{sr}) P_{sr} + \left[ \frac{0.066}{(T_{sr} - 0.86)} - 0.037 \right] \cdot$$

$$\cdot P_{sr}^2 + \frac{0.32}{9(T_{sr} - 1.0)} P_{sr}^6$$

$$C = (0.132 - 0.32 \log T_{sr})$$

$$D = \text{Antilog} (0.3106 - 0.49 T_{sr} + 0.1824 T_{sr}^2)$$

Donde:

T<sub>sr</sub> : Temperatura pseudo-reducida, ADIM

P<sub>sr</sub> : Presión pseudo-reducida, ADIM

II.3. Gravedad específica del gas libre,  $\gamma_{gl}$

$$\gamma_{gl} = \frac{RGP \cdot \gamma_{gt} - R_s \cdot \gamma_{gd}}{RGP - R_s}$$

Donde:

$\gamma_{gl}$  debe ser mayor de 0.56 (grav. esp. metano)

II.4. Densidad del gas,  $\rho_g$  (lbm/pie<sup>3</sup>)

$$\rho_g = 2.7 \cdot \frac{\gamma_{gl} \cdot P}{Z \cdot T}$$

Donde: P en lpca y T en °R

II.5. Viscosidad del gas,  $\mu_g$  (cps), se usa la Correlación de LEE (29)

$$\mu_g = K \cdot 10^{-4} \cdot e^X \cdot \rho_g^Y$$

Donde:

$$K = \frac{(9.4 + 0.02 \cdot Mg) \cdot T^{1.5}}{209 + 19 \cdot Mg + T}$$

$$Y = 2.4 - 0.2 \cdot X$$

$$X = 3.5 + \frac{986}{T} + 0.01 \cdot Mg$$

$$g = \frac{0.0433 \cdot gl \cdot P \text{ (lpca)}}{Z \cdot T \text{ (}^\circ\text{R)}}$$

Donde:

Mg : Peso molecular del gas = 29  $\gamma$  gl

T :  $^\circ\text{R}$

### III. AGUA

III.1. Factor volumétrico del agua, Bw (BY/BN)

$$B_w = 1. \text{ (Para flujo multifásico)}$$

III.2. Densidad del agua,  $\rho_w$  (lbm/pie<sup>3</sup>)

$$\rho_w = 62.4 \cdot \gamma_w$$

III.3. Viscosidad del agua,  $\mu_w$  (cps), se usa la <sup>(4)</sup> Correlación de BEAL

$$\mu_w = \left( \frac{\mu_w}{\mu'_w} \right) \cdot \mu'_w$$

Donde:

$\mu_w$  es la viscosidad del agua pura y se obtiene a partir de la FIGURA 15

$\frac{\mu_w}{\mu'_w}$  : Relación de viscosidad del agua pura. Se obtiene de la FIGURA 16 y FIGURA 17

III.4. Tensión superficial agua-gas,  $\sigma_w$  (dinas/cm) <sup>(26)</sup>  
Se usa la Correlación de HOUGH-RZASA mediante la FIGURA 18.

Si  $T < 74$  se usa la línea 74

$T > 280$  se usa la línea 280

$74 < T < 280$  se interpola



## 1.6- PROPIEDADES TERMODINAMICAS DE LOS FLUIDOS

### 1.6.1- CALOR ESPECIFICO ( $C_p$ ) .-

El Calor Especifico de cualquier sustancia es la cantidad de calor requerida para elevar la temperatura en 1 grado, de una unidad de masa de esa sustancia, desde la temperatura inicial o promedio especificada.

Como la entalpia es un término importante en los cálculos de Balance de Energia, se define Calor Especifico como la tasa de cambio de entalpia con temperatura.

Es generalmente una función de temperatura. El Calor Especifico de un fluido es muy importante en flujo compresible (dinámica de gases), donde las consideraciones de Balance - Energia envuelven la energia intrínseca o interna (molecular), también como la energia cinética del medio de flujo.

Si la presión de la sustancia es mantenida constante durante el calentamiento, el Calor Especifico es designado por  $C_p$  y definido como:



$$C_p = \left( \frac{\partial Q}{\partial T} \right)_P = \left( \frac{\partial H}{\partial T} \right)_P$$

En muchos cálculos de Balance de Energía, el Calor Específico a presión constante es utilizado aún cuando existan pequeños cambios de presión.

En la literatura existen muchas ecuaciones empíricas para expresar Calor Específico; los cuales varían con temperatura, y pueden obtenerse a partir de la pendiente de gráficos H vs T, a una presión dada.

El valor numérico de  $C_p$  depende de las unidades utilizadas y de la escala de temperatura. Las unidades son:

$$\text{Cal/gr-mol-}^\circ\text{K } (@C) \quad \text{o} \quad \text{BTU/lb-mol-}^\circ\text{R } (@F)$$

(34)

PARA HIDROCARBUROS LIQUIDOS:

Puede ser estimado, con un 5% de error, a partir de la siguiente ecuación:

$$C_p = 0.68 - 0.31 \gamma_o + T (0.00082 - 0.00031 \gamma_o)$$

Donde:

$C_p$  : Btu/lb-°F

$\gamma_o$  : Gravedad especifica del petroleo

T : Tempertaura promedio (°F)

(34)

PARA HIDROCARBUROS GASEOSOS:

Esta ecuación exhibe una desviación promedio de 2% para los rangos variables:

Punto de Rocio < T < 660 °F

0.68 < G < 0.90



Puede se estimado a partir de:

$$C_p = \frac{(4.0 - G) (T + 670.0)}{6450.}$$

Donde:

$C_p$  : BTU/Lb-°F

T : °F

G : Gravedad especifica del gas

PARA AGUA:

Está dado por la siguiente ecuación empírica:

$$C_p = 1.0504 - 6.05 \times 10^{-4} T + 1.79 \times 10^{-6} T^2$$

Donde :

$C_p$  : BTU/lb-°F

$T$  : °F

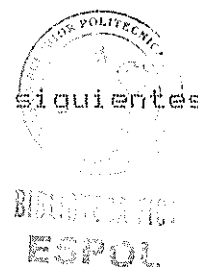
---

## 2.- DESCRIPCION DEL MODELO

El modelo consta de un Programa principal y una Subrutina principal; y de varias subrutinas para calcular las propiedades físicas de los fluidos.

Está escrito en lenguaje FORTRAN 77 y se utilizó un Micro-Computador HEWLETT-PACKARD HP1000, de la División de Postgrado, de la Facultad de Ingeniería, de la Universidad del Zulia.

El Programa principal presenta las siguientes características:



### 2.1- LECTURA DE LAS VARIABLES

TQLF : Tolerancia en la caída de presión, Lpc. Se fijó en 0.01 Lpc.

DELPA : Caída de presión asumida, Lpc. Se fijó en 3.0 Lpc.

### 2.2- LECTURA DE LOS INDICADORES

NC : Número de correlaciones que se desean aplicar a un determinado número de pruebas, igual a 1

IESTAD : Calcula el error porcentual, error porcentual

promedio y la desviación standard en el cálculo de la presión, utilizando una correlación para un grupo de pozos

0 = No se desea cálculos estadísticos

1 = Se desea cálculos estadísticos

INDIMP : Imprime datos y resultados

0 = No se imprimen

1 = Se imprimen

IC : Número de Correlación a usar

1 = Correlación de Beggs y Brill

NDATO : Número de veces que se desea utilizar una determinada correlación.



ICASO : Correlación de Dukler

0 = Si IC es diferente de 4

INDFLU : Sentido de flujo en la Correlación de Beggs y Brill.

0 = Angulo de inclinación de tubería negativo

1 = Angulo de inclinación de tubería positivo

IPRES : Presión conocida

1 = Se conoce presión del separador (PSEP)

-1 = Se conoce presión del cabezal (PCAB)

---

KCONT : Cantidad de Transferencia de Calor

1 = Flujo con temperatura variable

0 = Flujo isotérmico

KTETA : Cálculos con ángulos, diámetros y distancias  
por intervalo.

1 = Angulos y/o Distancias variables, luego IAN = 1

0 = Angulos y/o Diámetros variables

### 2.3- LECTURA DE DATOS DE CAMPO

QL : Tasa de líquido, BPD

FW : Fracción de agua, %

RGL : Relación Gas-Líquido, PCN/BN

XL : Longitud de tubería en superficie, PIES

API : Gravedad API, ADIM

DT : Diámetro interior de tubería, PULG

GEA : Gravedad específica del agua, ADIM

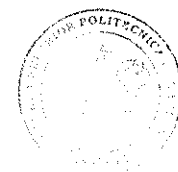
G : Gravedad específica del gas, ADIM

C : Compresibilidad del petróleo, 1/LPC

PRESIN : Presión conocida, LPC

Si IPRES = 1 entonces PRESIN = PSEP

Si IPRES = -1 entonces PRESIN = PCAB



BIBLIOTECA FIC  
ESPOL

TS : Temperatura en el separador, @F  
 TWH : Temperatura en el cabezal, @F  
 EPSI : Rugosidad absoluta de la tubería, ADIM  
 TETA : Angulo de inclinación de tubería, GRADOS  
 DELPOB : Caída de presión observada, LPC  
 NSECC : Número de secciones de longitud de tubería, ADIM  
 DE : Diámetro exterior de tubería, PULG  
 CONTA : Conductividad térmica del aislante, BTU/HR-PIE-@F  
 ESA : Espesor del aislante, PULG  
 CONTS : Conductividad térmica del suelo, BTU/HR-PIE-@F  
 HC : Distancia desde el centro de tubería al nivel del  
       suelo, PULG  
 VX : Velocidad del aire, PIE/SEG  
 TAMB : Temperatura del medio ambiente, @F  
 PSMIN : Presión del separador mínima, LPC  
 ID : Número de diámetros de tuberías, ADIM  
 IAN : Número de ángulos de inclinación de tubería, ADIM  
       IAN = 1 Cuando KTETA = 1  
       IAN >= 1 Cuando KTETA = 0

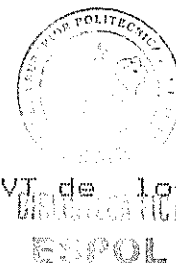
### 3.4- ALGORITMO

Es la base del modelo y su procedimiento se explica en detalle en el CAPITULO 3.

---

La Subrutina principal presenta las siguientes características:

BEGGS : Calcula el gradiente de presión GRADE utilizando la Correlación de BEGGS Y BRILL para tuberías inclinadas. Indica si el flujo es monofásico o multifásico y que patrón o régimen de flujo está fluyendo (segregado, distribuido y/o intermitente) por cada sección de la tubería. Contiene la Subrutina FASE 1, FFRIC y FBEGGS.



Las Subrutinas para calcular las propiedades PVT de los fluidos son:

HGLRS : Determina la solubilidad del gas en el petróleo (RS) y la presión de burbujeo (FB), utilizando la Correlación de LASATER (28) y STANDING (37) .

HGLBO : Determina el factor volumétrico del petróleo (BO) utilizando la Correlación de STANDING (37) .

ZFACL : Determina el factor de compresibilidad de los gases (Z) y el factor volumétrico del gas (BG) utilizando la Correlación de BEGGS Y BRILL (6) . Incluye la Subrutina EXPA(X) .

HGLGVS : Determina la viscosidad del gas (VISG), usando la Correlación de LEE (29) .



DEADO : Determina la viscosidad del petroleo libre del  
(4)  
gas (VIS), según la Correlación de BEAL .

Incluye la Subrutina VISK

VISCOU : Determina la viscosidad del petroleo (VISP), la  
viscosidad del agua (VISA) y la viscosidad de la fase liquida  
(12)  
(VISL), usando la Correlación de CHEW Y CONNALLY .

HGLFST : Determina la Tensión Superficial del petroleo  
(2)  
(SURL), según la Correlación de BAKER y de HOUGH -  
(26)  
RZASA .

Incluye la Subrutina FLAGR.

---

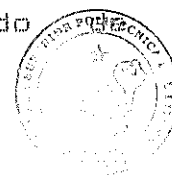
### 3.- DESCRIPCION DEL ALGORITMO

El Algoritmo principal del modelo incluye además de los cálculos hidráulicos, los fenómenos de Transferencia de Calor, así como el efecto de Joule-Thomson.

El procedimiento descriptivo es el siguiente:

3.1- Dividir la tubería en un número determinado incrementos, dependiendo de su longitud total.

3.2- Calcular la Resistividad Térmica del aislante (RAISL) de la tubería, en caso que lo hubiere.



REPUBLICA DOMINICANA  
ESPOL

$$RAISL = \frac{D_o}{24 K_{aisl}} \ln \left( \frac{D_o + 2 h_{aisl}}{D_o} \right)$$

3.3- Calcular las propiedades del aire en función de la temperatura, así como la Resistividad Térmica debido al medio externo (ROUT).

PARA TUBERIA BAJO TIERRA: (Fórmula de NEHER)

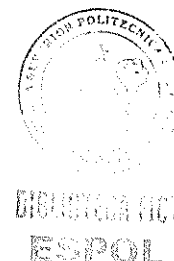
$$R_{OUT} = \frac{D_o}{24 K_s} \ln \frac{2 h_c + (4 h_c^2 - D_t^2)^{1/2}}{D_t}$$

Donde:

$$D_t = D_o + 2 \text{ haisl}$$

PARA TUBERIA SUMERGIDA O EN SUPERFICIE:

$$R_{OUT} = \frac{D_o}{12 K_{out} C Re_{out}^n}$$



Donde:

$$Re_{out} = \frac{\rho_{out} v_{\infty} D_t}{12 \mu_{out}}$$

(24)

C y n son parámetros de la Correlación de HILPERT mostrados en la TABLA 1

3.4- Calcular el Coeficiente de Transferencia de Calor Total (U)

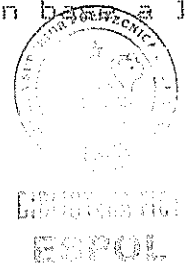
$$U = (RAISL + R_{OUT})^{-1}$$

3.5- Estimar la presión de flujo promedio, suponiendo un

valor de la presión corriente arriba o corriente abajo, según el caso en estudio.

3.6- Calcular la temperatura promedio de flujo, en base a la ecuación siguiente:

$$\bar{T} = \frac{T_1 + T_2}{2}$$



3.7- Conociendo la presión y temperatura promedio de flujo, calcular las propiedades PVT del fluido, utilizando las SUBRUTINAS del programa principal.

3.8- Determinar el gradiente de presión en el intervalo en estudio, utilizando la SUBRUTINA BEGGS de la Correlación de BEGGS Y BRILL.

3.9- Si la caída de presión supuesta es igual a la calculada dentro de una tolerancia fijada, continuar con PASO 3.10  
Caso contrario, regresar al PASO 3.7

3.10- Calcular Calor Especifico Promedio del fluido ( $C_p$ ), el Coeficiente de Joule - Thompson ( $\mu$ ), y el Exponente de Transferencia de Calor ( $\bar{X}$ ).

$$C_{FP} = 0.68 - 0.31 \gamma_{\sigma} + T (0.00082 - 0.00031 \gamma_{\sigma})$$

$$C_{FG} = \frac{(4. - G) (T + 670.)}{6450.}$$

$$C_{PW} = 1.0504 - 6.05 \text{ E-4 } T + 1.79 \text{ E-6 } T^2$$

$$\eta = \frac{R T^2}{M C_p \bar{P}} \left( \frac{\partial Z}{\partial T} \right)_P$$

$$\bar{X} = \frac{K D_o U L}{Q C_p G}$$

3.11- Calcular la temperatura ambiente ajustada, la cual incluye los efectos de fricción y elevación.

$$T^* = T_a - \frac{(P_1 - P_2) \eta}{\bar{X}}$$

3.12- Calcular la nueva temperatura final de flujo, según el caso en estudio.

Corriente Arriba:

$$T_2 = T^* + (T_1 - T^*) e^{-X}$$

Corriente Abajo:

$$T_2 = T^* + (T_1 - T^*) e^{-X}$$

3.13- Comparar la temperatura calculada con la última estimada.

Si no converge, refinar la temperatura nuevamente, es decir intercambiar el anterior valor estimado de temperatura por el nuevo valor calculado de temperatura e ir al PASO 3.6

Si converge, y la presión ha sido refinada una sola vez, la presión necesita ser refinada nuevamente para asegurar que tanto la temperatura, como la presión son soluciones reales.

3.14- Si la línea es dividida en múltiples incrementos, reinicializar los valores de presión y temperatura, es decir que la presión y temperaturas finales del incremento en estudio van a ser la presión y temperatura iniciales del próximo incremento, luego regresar al PASO 3.6

3.15- Los cálculos continúan hasta que toda la longitud de la tubería haya sido cubierta.

3.16- Si está dimensionando la línea, chequear si la presión final es muy baja.

Si es así, seleccionar un diámetro de tubería mayor y repetir el procedimiento, es decir regresar al PASO 3.1

Si la presión final está dentro del valor esperado, el diámetro apropiado de la línea puede haber sido encontrado.

---

3.17- Si el valor de la presión final es cercano al valor especificado, asumir dicho valor como solución y terminar el procedimiento.

Si no es cercano, seleccionar el diámetro de tubería próximo más pequeño y regresar al PASO 3.1



#### 4.- PROCEDIMIENTO COMPUTACIONAL

El modelo imprime los datos básicos de campo. Supone que se conoce la presión y temperatura inicial, sea en el cabezal del pozo o en el separador.

El procedimiento computacional se muestra en el DIAGRAMA DE FLUJO de la FIGURA 19.

Mediante el proceso iterativo, se determina el gradiente de presión, utilizando la Correlación de BEGGS Y BRILL para tuberías inclinadas.

Este proceso se realiza para un número determinado de intervalos hasta alcanzar la longitud total de la tubería.

Se imprimen los siguientes resultados para cada una de las secciones de la tubería:

DISTANCIA, GRADIENTE, CAIDA DE PRESION CALCULADA, PRESION FINAL, TEMPERATURA FINAL, ANGULO DE INCLINACION Y TIPO DE FLUJO.

La presión y temperatura final es la presión y temperatura del cabezal del pozo o del separador, según el caso en estudio.



El modelo permite realizar los cálculos hidráulicos, tanto para flujo isotérmico, como para flujo con temperatura variable, es decir considerando transferencia de calor.

Además, el modelo presenta la versatilidad de que puede ser corrido para varios diámetros y/o ángulos de inclinación, así como para ángulos y/o distancias variables.



BIBLIOTECA FICT  
ESPOL

## BIBLIOTECA



FACULTAD GEOLOGIA  
MINAS Y PETROLEO

## DISCUSION DE RESULTADOS

El modelo computacional elaborado en esta Tesis fue probado con datos del Campo Ceuta, ubicado en el Lago de Maracaibo.  
(31)

Dichos datos presentan un amplio rango de variación de la Relación Gas-Líquido, Tasa de Líquido, Fracción de agua y Gravedad API del petróleo, lo cual permite realizar una predicción del comportamiento del flujo multifásico en tuberías, considerando el efecto del ángulo y de la temperatura en la caída de presión.

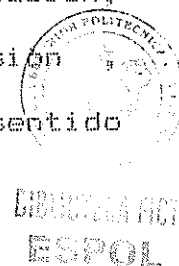
Las pruebas se corrieron bajo los siguientes criterios:

- a) La longitud total de la tubería se la dividió en secciones con pendiente constante (rango de variación entre +90 y -90), para diámetros nominales de 2, 5 y 7 pulgadas.
- b) La longitud total de la tubería se la dividió en secciones variables y/o ángulos variables, para diámetros nominales de 2, 5 y 7 pulgadas.

Ambos criterios se analizaron considerando flujo con temperatura variable y temperatura constante.

El análisis generalizado de resultados es el siguiente:

Para tuberías de 2 pulgadas, con  $RGL < 2000$  PCN/BN y flujo corriente arriba, la caída de presión aumenta conforme aumenta el ángulo de inclinación, esto se debe a que el efecto de fricción es mucho mayor que el efecto de elevación, pues ambos efectos interactúan en sentido contrario a la dirección del flujo. Para el caso de flujo corriente abajo, el efecto del ángulo de inclinación, conforme aumenta el ángulo disminuye la caída de presión debido a que el efecto de elevación actúa en sentido contrario al efecto de fricción.



El efecto de temperatura sobre la caída de presión para distancias cortas es mínimo.

Además se produce un calentamiento del fluido, debido a los efectos de fricción.

Para tuberías de 5 pulgadas y flujo corriente arriba, la caída de presión aumenta conforme aumenta el ángulo de inclinación. Para flujo corriente abajo, la presión aumenta, es decir, el efecto de elevación es mayor al de fricción.

Los efectos de temperatura no son notables, debido a la corta longitud de tubería.

---

Hay efecto de calentamiento del fluido, así como de enfriamiento.

Para tubería de 7 pulgadas, y flujo corriente arriba, la caída de presión aumenta y alcanza su mayor valor entre 80° y 90°, esto puede deberse a que a 90° nos encontramos en presencia de flujo vertical y se produce mayor entrapamiento de líquido (FACTOR HOLDUP). Para flujo corriente abajo, la presión aumenta debido a que el efecto de elevación es mayor que el efecto de fricción.

Para este tipo de tubería no se produce calentamiento, por cuanto el área disponible para el flujo es mayor que para tuberías de 2 pulgadas.

De acuerdo al análisis efectuado, el efecto de algunas variables sobre el flujo multifásico en tuberías inclinadas es el siguiente:

#### EFFECTO DEL DIAMETRO DE LA TUBERIA:

A menor diámetro, mayores serán las pérdidas de presión a lo largo de la tubería, debido a los efectos de fricción.

---

**EFEECTO DE LA TASA DE FLUJO:**

A mayor tasa de flujo, mayor será la velocidad de los fluidos transportados ( $V_m$ ), lo que provoca un aumento en las pérdidas de presión por fricción.

**EFEECTO DE LA RELACION GAS-LIQUIDO:**

A mayor RGL mayores son las pérdidas de presión, debido a que la tubería debe transportar un fluido adicional, además que la velocidad del gas es alta.

A continuación se presenta dos pruebas tipo, cuyos datos de Campo, así como los resultados se muestran en la TABLA 2 y TABLA 3 (APENDICE A)

Además dichos resultados pueden ser visualizados en las FIGURAS 20, 21, 22, 23, 24 y 25 (APENDICE B)

---

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

1. Para distancias cortas, el efecto de temperatura en la caída de presión es despreciable.
2. A  $l$ =variable y a  $T$ =constante, las propiedades del fluido varían y esto influye en el comportamiento del flujo en tuberías.
3. Para determinadas condiciones de Presión y Temperatura, la Presión de Burbujeo cae fuera de los límites estimados, para el uso de las correlaciones de Standing y Lazater.
4. La presencia de líquido y el efecto de HOLDUP hace que con pendiente, incremente la temperatura del fluido a longitudes menores.
5. Existe un recobro de presión en secciones con ángulos de inclinación negativo, para flujo multifásico.
6. La exactitud de las correlaciones para flujo multifásico en tuberías puede ser mejorada, considerando el tipo de flujo.

## R E C O M E N D A C I O N E S

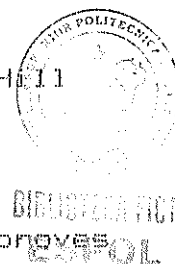
1. Estudiar experimentalmente el efecto del Factor de Entrampamiento (HOLDUP) para flujo multifásico, con variación de ángulo, para diferentes diámetros y distancias, y a determinadas condiciones de Presión y Temperatura.
2. Hacer un estudio composicional para flujo multifásico en tubería, para obtener una mejor predicción de las propiedades del fluido.
3. Trabajar con correlaciones que predigan en mejor forma o exactitud las propiedades del fluido.
4. Definitivamente, en el diseño de tuberías para flujo multifásico, el recobro de presión debe ser considerado.
5. Acoplar este modelo a otro que considere el flujo multifásico en tuberías de producción a lo largo del pozo, considerando la transferencia de calor a través de las formaciones.

## BIBLIOGRAFIA

1. AZIZ K., Y COLABORADORES : "Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas", Journal of Petroleum Canadian, (Sept. 1972)
2. BAKER O. Y SWEDLOFF W.O. : "Finding Surface Tension of Hydrocarbon Liquids", Oil and Gas Journal, (Enero 1956), Pag 54, 125
3. BAXENDELL Y THOMAS : "The Calculation of Pressure Gradients in High Rate Flowing Wells", J. Pet. Tech. (Mayo 1973), Pag 1023-1028
4. BEAL C. : "Viscosity of Air, Water, Natural Gas, Crude Oil and its Associated Gases at Oil-Field Temperatures" Trans AIME, (1946), Pag 165, 94-115
5. BEGGS H.D. Y BRILL J.P. : "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes", J. Pet. Tech., (Mayo 1973), Pag 607
6. BRILL J.P. Y BEGGS J.P. : " Two-Phase Flow in Pipes", INTERCOMP Course, The Hague, 1974
7. BAKER O. : "Designing Pipelines for Simultaneous Flow of Oil and Gas", Pipeline Eng, (Febr 1960), H-67

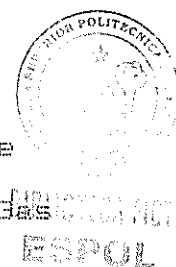



8. CAMPBELL J. : "Gas Conditioning and Processing", Vol 1.,  
The Equipment Modules, Campbell Petroleum Series, (Sept  
1984)
9. CAMPBELL J. : "Gas Conditioning and Processing", Vol 2.,  
Basic Principles, Campbell Petroleum Series, (Sept 1984)
10. CORRIGAN T. : Chemical Engineering, Reprint Series:  
Chemical Engineering Fundamentals, Part I  
Thermodynamics Principles, (Sept 1953), Mc Graw Hill  
Co, New York.
11. COULTER D.M. y BARDON M.F., "Review Equation Improves  
Flowing Gas Temperature Prediction", OGJ, Feb 26, (1979)  
Vol 77, Pág 107 - 108.
12. CHEW J.N. Y CONNALLY C.A. : "A Viscosity Correlation  
for Gas Saturated Crude Oils", Trans. AIME, (1959), Pág  
216, 23-25
13. CHIERICI Y COLABORADORES : "Two Phase Vertical Flow in  
Oil Wells. Prediction of Pressure Drops", J. Pet.  
Tech., (Agosto 1974)
14. DUKLER, A.E. : "Gas Liquid Flow in Pipelines", American  
Gas Association. American Petroleum Institute, Vol I  
Research Results, (Mayo 1969)



15. DUKLER Y ASOCIADOS : "Frictional Pressure Drop in Two Phase Flow : A.- Comparison of Existing Correlations for Pressure Losses and Holdup. B.- An Approach Through Similarity Analysis", A.I.C.H.E. Journal, (Enero 1964) Pag 38-51
  16. DUNS, H Y ROS, N.C.J. : "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixture in Wells", Proc., Sixth World Pet. Congr., Frankfurt, (Junio 1963), Secc II, Pag 451
  17. EATON, B. A. : "The Prediction of Flow Pattern Liquid Hold-up and Pressure Losses Occurring During Continuous Two Phase Flow in Horizontal Pipelines", PhD dissertation, Universidad de Texas, Austin, Trans AIME, (1966)
  18. FANCHER G.H. Y BROWN K.E. : "Prediction of Pressure Gradients for Multiphase Flow in Tubings", SPEJ, (Marzo 1963), Pag 59-69
  19. GOULD, T.L. : "Compositional Two Phase Flow in Pipe Lines", Trabajo No SPE-5685, presentado en la Reunión Anual No 50 del SPE-AIME, Dallas, Texas, Sept 28 - Oct 1, (1975)
  20. BERGORY, G.A. Y AZIZ K. : "Calculation of Pressure and Temperature Profiles in Multiphase Pipe-Lines and Simple Pipeline Networks", CIM, Calgary, Alberta, Mayo 30 - Junio 3, 1977
-

21. GRIFFITH P. : "Multiphase Flow in Pipes", J. Pet. Tech., (Marzo 1984), Pag 361
22. GUZHOV A.I. Y COLABORADORES : "A Study of Transportation in Gas Liquid Systems", 10th International Gas Conference, Hamburgo, (1967)
23. HAGERDON ,A.R. Y BROWN, K.E. : "Experimental Study of Pressure Gradients Ocurring During Continous Two Phase Flow in Small Diameter Vertical Conduits", J. Pet. Tech., (Abril 1961), 7, No 4, Pag 677
24. HEIN, M. : "Incorporating Rigorous Heat Balance Prevents Overdesign of Gas Pipelines", Oil and Gas Journal, (Sept 17, 1984), Pag 96
25. HEIN, M. : "Pipeline design model addresses CO<sub>2</sub>'s Challenging Behavior", Oil and Gas Journal, (Junio 2, 1986), Pag 71
26. HOUGH E.W. Y COLABORADORES : "Interfacial Tensions at Reservoir Pressure and Temperatures; Apparatus and the Water-Methane Systems", Trans. AIME, (1951), Pag 192, 57-60
27. KATZ D.L. : "Handbook of Natural Gas Engineering", Mc Graw-Hill Book Co., Inc. New York, (1959)



28. LAZATER J.A. : "Bubble Point Pressure Correlation",  
Trans. AIME, (1958), 213
29. LEE A.L. : "The Viscosity of Natural Gases", Trans.  
AIME, (1966), Pag 997
30. LOOCKART, R.W. Y MARTINELLI, R.C. : "Proposed  
Correlation of Data for Isothermal Two Phase, Two  
Component Flow in Pipes", Chem. Eng. Prog., 45, P. 39
31. MONTIEL A. Y MARTINEZ J. : "Análisis de Factores de  
Fricción en Correlaciones de Flujo Bifásico en Tube-  
rias Horizontales", Maracaibo: Facultad de Ingeniería,  
Escuela de Petróleo, L.U.Z., 1985
32. ORKISZEWSKY, J. : "Predicting Two Phase Pressure  
Drops in Vertical Pipe", J. Pet. Tech. (Junio 1967)  
Pag 289
33. PARRA N. : "Evaluación Estadística de Correlaciones  
para Flujo Multifásico", Universidad del Zulia,  
Fac. Ingeniería, División de Postgrado, Venezuela, (Ju-  
lio 1982)
34. PERRY R. Y CHILTON C. : Chemical Engineer's Handbook,  
Fifth Edition, International Student Edition, (1973),  
Mc Graw Hill Chemical Engineering Series.
- 

35. POETTMAN, F.H. Y CARPENTER, P.G. : "The Multiphase Flow of Gas, Oil and Water through Vertical Flow Strings", Drill. and Prod. Practices, API (1952), Pag 257
  36. SANCHEZ S. Y MAGGIOLLO R. : "Producción de Hidrocarburos", Tomo I, Flujo Natural, Guia Escuela de Petroleo, Universidad del Zulia
  37. STANDING M.B. Y KATZ D.L. : "Density of Natural Gas", Trans AIME, (1942), Pag 146, 140-149
  38. STANDING M.B.: Volumetric and Phase Behavior of Oil Field Hydrocarbon Systems, SPE del AIME, (1977), Pag 121
  39. URRIBARI O. : "Modelo Composicional y Térmico del Flujo Multifásico en Tuberías, Universidad del Zulia, Facultad de Ingeniería, División de Postgrado, Venezuela, (Junio 1978)
-

A P E N D I C E    A

(TABLAS)

---

## T A B L A 1

(24)  
PARAMETROS EN LA CORRELACION DE HILPERT

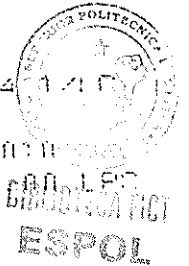
REOUT	C	n
0.4 - 4.0	0.891	0.330
4.0 - 40.	0.821	0.385
40. - 4,000.	0.615	0.466
4,000 - 40,000.	0.174	0.618
40,000. - 400,000.	0.0239	0.805

---

CALCULO DE PRESIONES EN TUBERIAS INCLINADAS  
 \*\*\*\*\*

DATEX DE CAMPU  
 -----

PRODUCCION DE PETROLEO : 1026. BPD  
 PRODUCCION DE AGUA : 684. BPD  
 RELACION GAS-PETROLEO : 1205. PONZEN  
 LONGITUD DE LA TUBERIA : 500. PIES  
 GRAVEDAD API DEL PETROLEO : 19.9  
 GRAVEDAD ESPECIFICA DEL AGUA : 1.05  
 GRAVEDAD ESPECIFICA DEL GAS : .80  
 COMPRESIBILIDAD DEL PETROLEO : .150E-04  
 RIGIDEZ DE LA TUBERIA : .00059 PUN/G  
 TOLERANCIA EN LA CAIDA DE PRESION : .00100 LPS  
 CAIDA DE PRESION SUPUESTA/INTERVALO : 3.000 LPS  
 PRODUCCION DE GAS : 1249330. PONZO  
 PRESION SEPARADORA MINIMA : 100. LPS  
 NUMERO DE SECCIONES : 10.00  
 VELOCIDAD DEL VIENTO : 10.00 MILLAS/HORA  
 TEMPERATURA AMBIENTE : 80.00 GF  
 PRESION EN EL CAREZAL : 800. LPS  
 TEMPERATURA DE CAREZAL : 110. GF



INFLUENCIA DE ANCHO Y TEMPERATURA EN LA CAIDA DE PRESION  
 \*\*\*\*\*

DIAMETRO NOMINAL = 2.0 PUN/G

ANCHO (PUN)	DISTANCIA T=CTE (PIES)	CAIDA DE PRESION T=CTE (LPS)	DISTANCIA T=VAR. (PIES)	CAIDA DE PRESION T=VAR. (LPS)	CAIDA DE TEMPERATURA (GF)
10.0	500.0	140.3	500.0	129.4	-3.2
20.0	500.0	145.6	500.0	144.5	-4.4
30.0	500.0	159.8	500.0	158.5	-5.1
40.0	500.0	172.6	500.0	171.0	-5.7
50.0	500.0	183.5	500.0	181.7	-6.1
60.0	500.0	192.3	500.0	190.4	-6.6
70.0	500.0	198.7	500.0	196.7	-6.7
80.0	500.0	202.7	500.0	200.6	-7.0
90.0	500.0	205.7	500.0	202.3	-7.1
100.0	500.0	207.7	500.0	203.6	-7.0
110.0	500.0	209.0	500.0	204.6	-7.0
120.0	500.0	209.6	500.0	205.3	-7.0
130.0	500.0	210.3	500.0	205.8	-7.0
140.0	500.0	210.8	500.0	206.3	-7.0
150.0	500.0	211.3	500.0	206.7	-7.0
160.0	500.0	211.7	500.0	207.1	-7.0
170.0	500.0	212.0	500.0	207.4	-7.0
180.0	500.0	212.3	500.0	207.7	-7.0
190.0	500.0	212.5	500.0	207.9	-7.0
200.0	500.0	212.6	500.0	208.0	-7.0
210.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
220.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
230.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
240.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
250.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
260.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
270.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
280.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
290.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0
300.0	500.0	212.7	500.0	208.1	-7.0

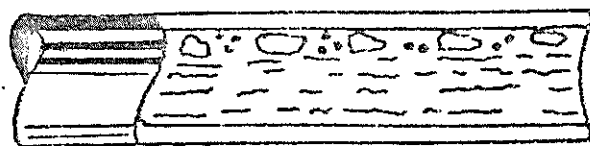




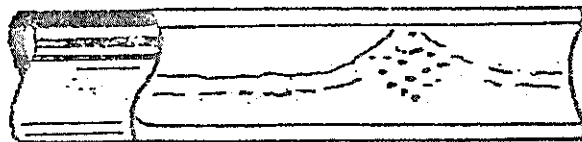
A P E N D I C E    B

(FIGURAS)

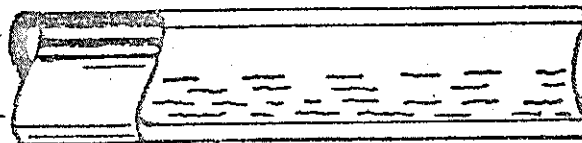
---



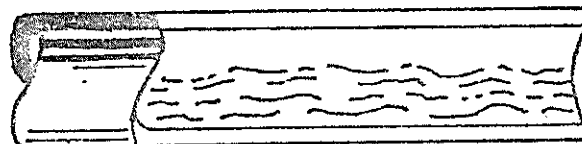
BURBUJA



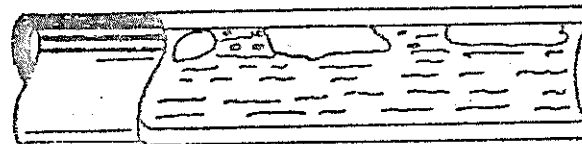
TAPON DE LIQUIDO



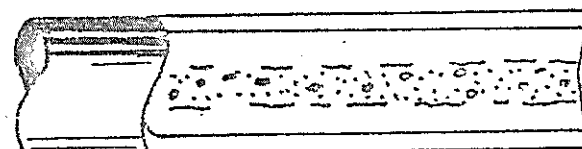
ESTRATIFICADO



ONDULANTE



TAPON DE GAS



ANULAR



NEBLINA

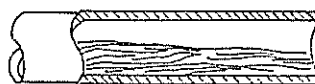


BIBLIOTECA FISI  
ESPOL

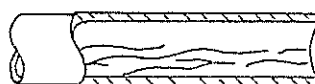
FIGURA 1

REGIMENES DE FLUJO EN TUBERIAS HORIZONTALES<sup>(36)</sup>

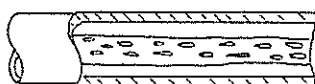
## FLUJO SEGREGADO



ESTRATIFICADO

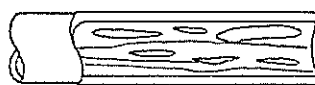


ONDULADO

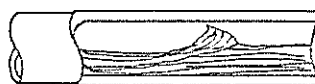


ANULAR

## FLUJO INTERMITENTE

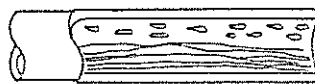


SEUDO-TAPON



TAPON

## FLUJO DISTRIBUIDO



BURBUJA



NEBLINA

BIBLIOTECA VICT  
ESPOL

Fig. 2 .— PATRONES DE FLUJO HORIZONTAL  
SEGUN BEGGS Y BRILL<sup>(5)</sup>

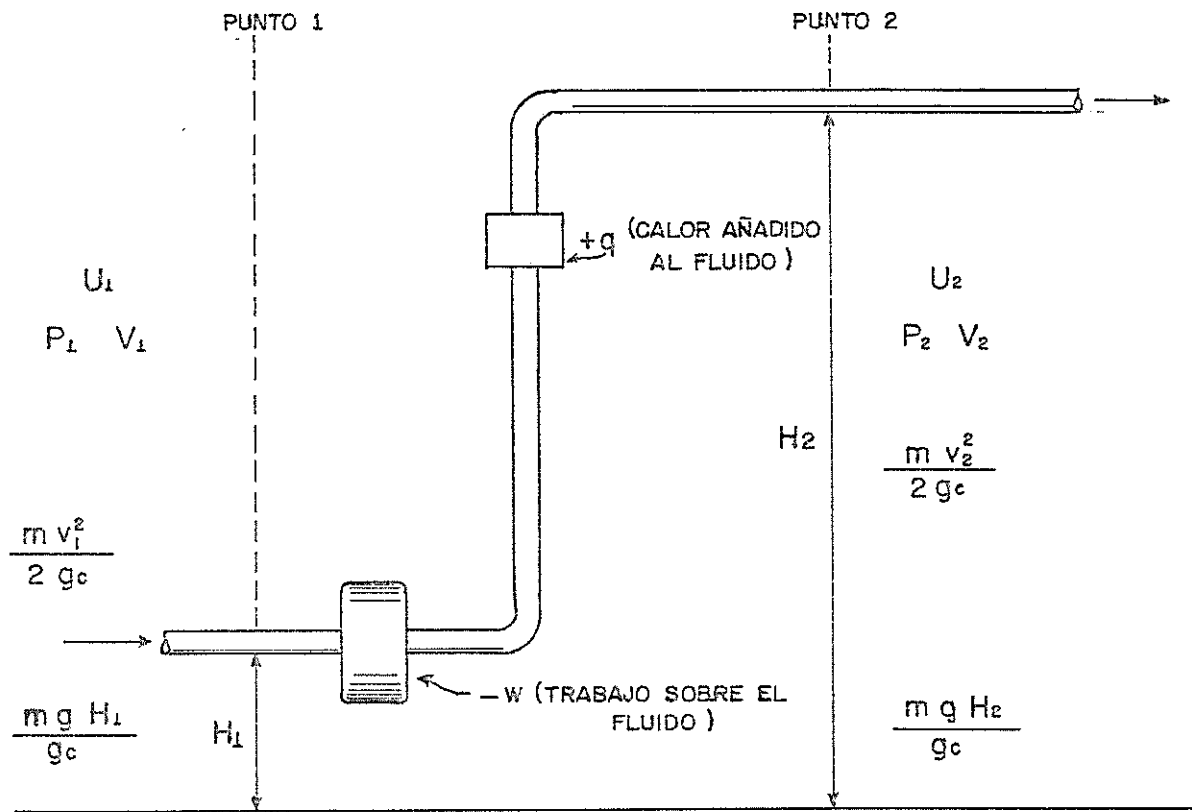


Fig. 3 .— SISTEMA BALANCE DE ENERGIA<sup>(36)</sup>

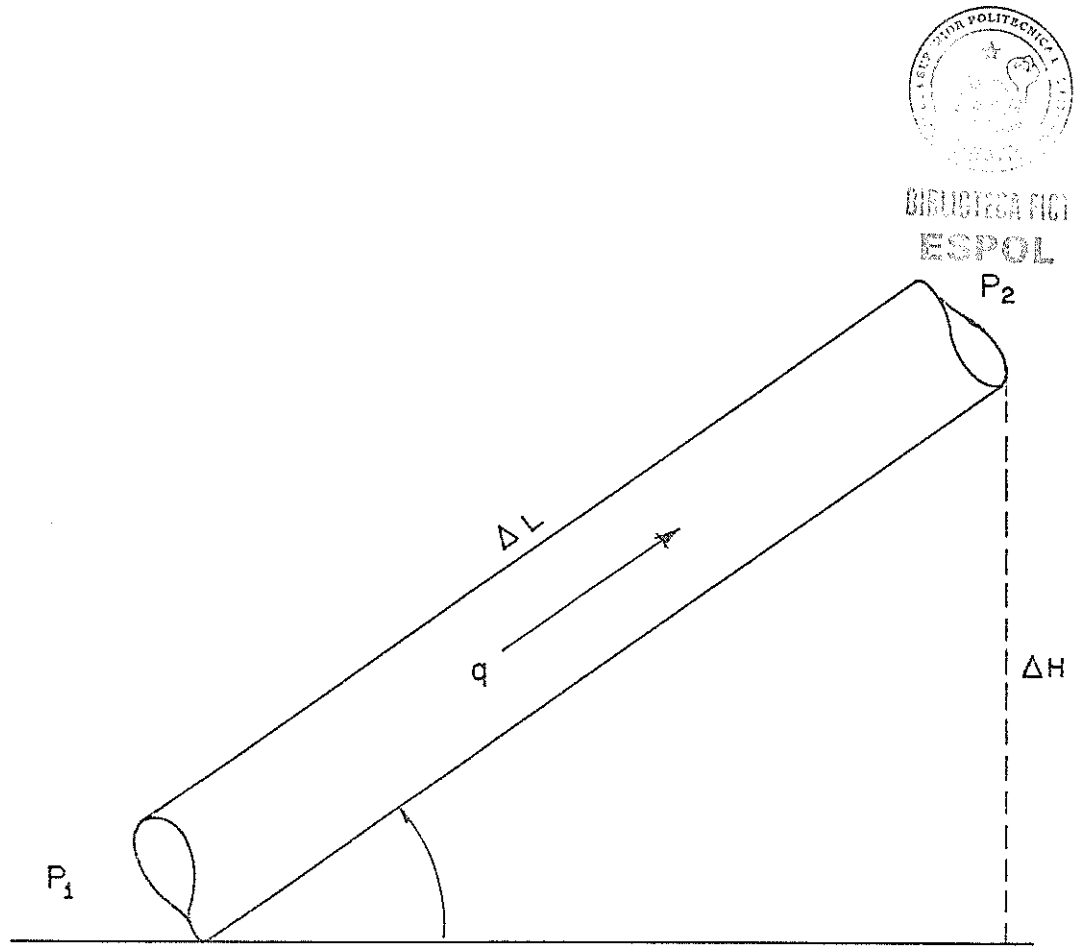


Fig. 4 \_ FLUJO EN TUBERIA INCLINADA<sup>(36)</sup>

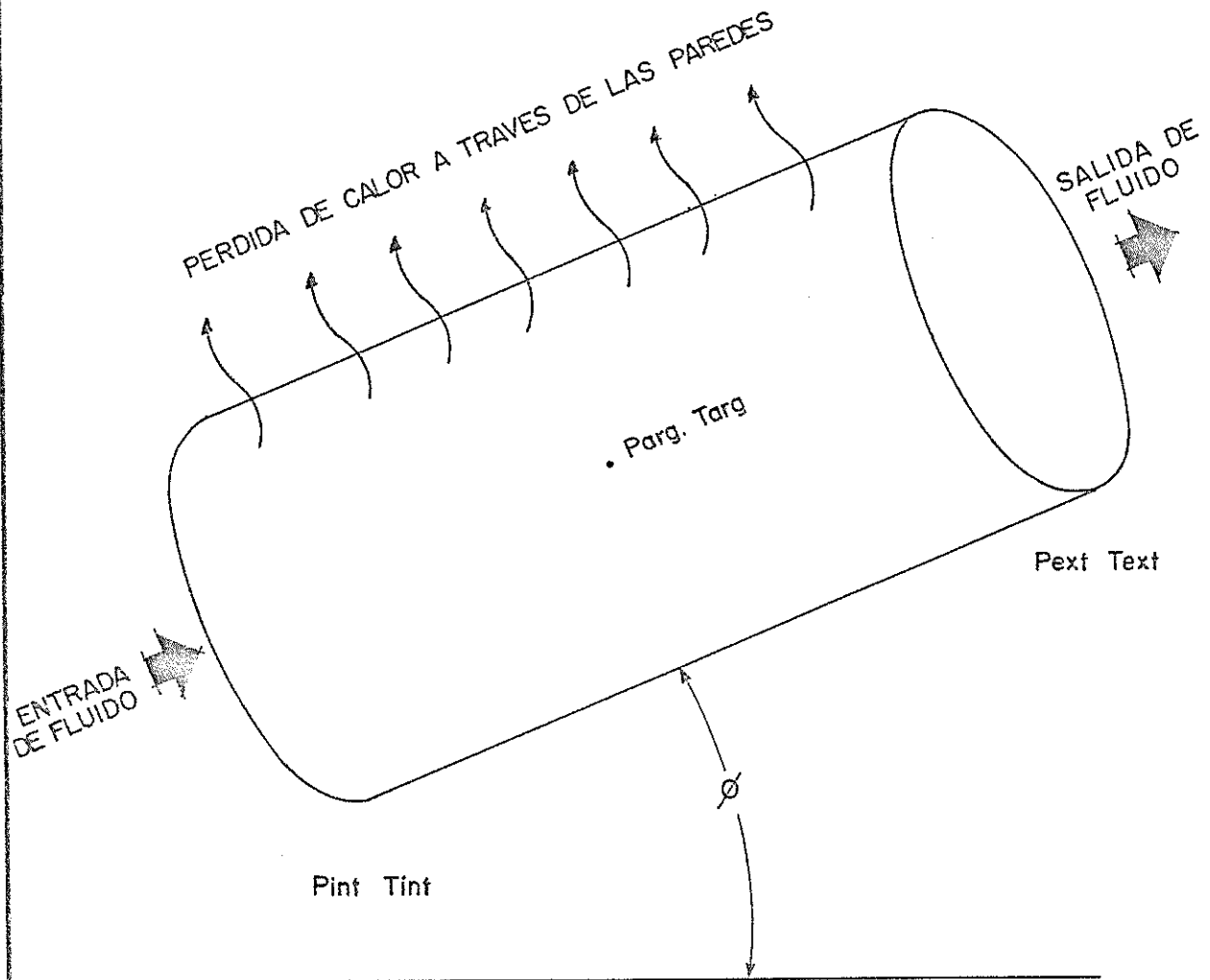


Fig. 5 ...PERDIDAS DE CALOR EN TUBERIAS INCLINADAS<sup>(25)</sup>

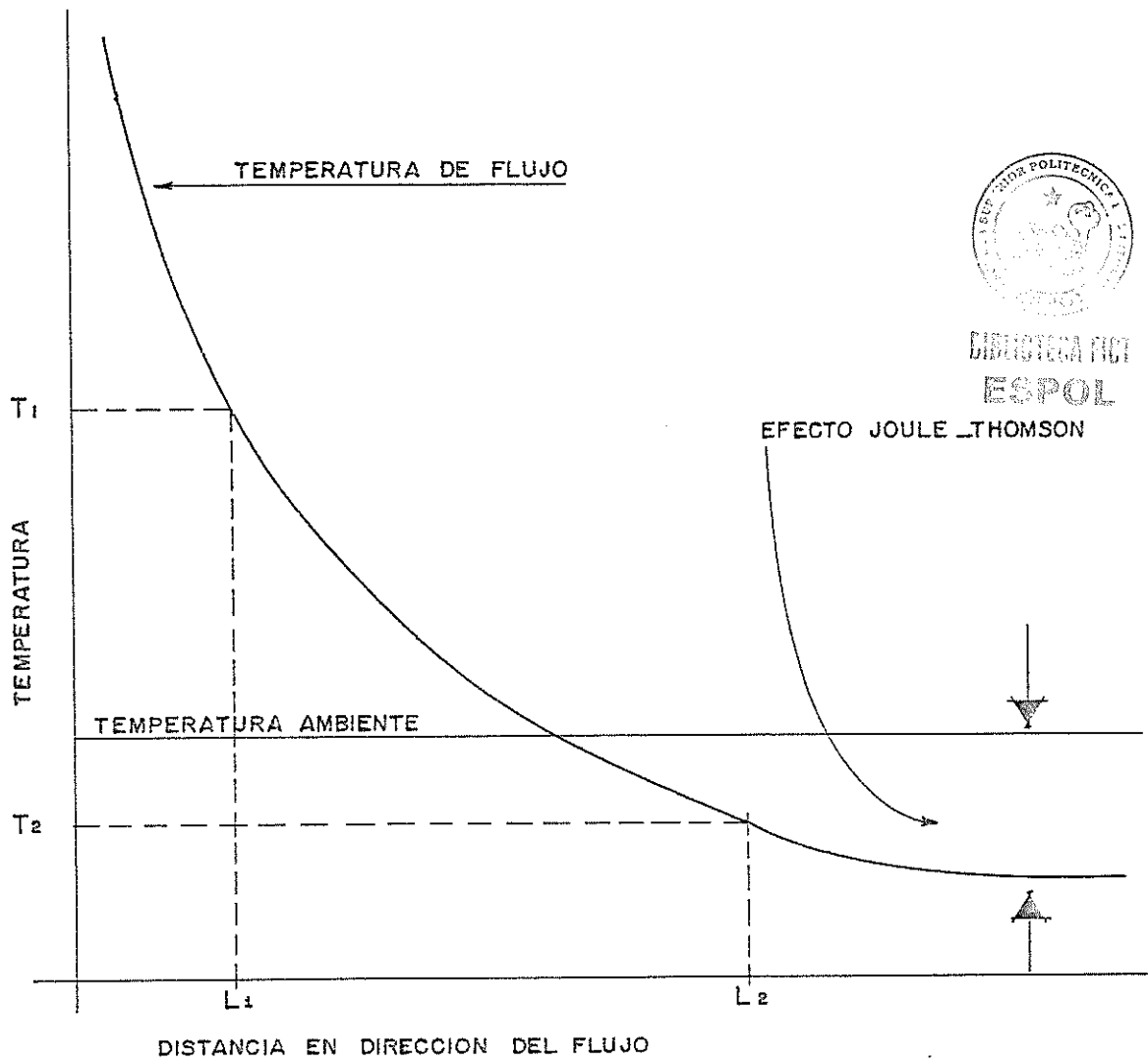


Fig. 6 .—PERFIL DE TEMPERATURA EN TUBERIAS (24)



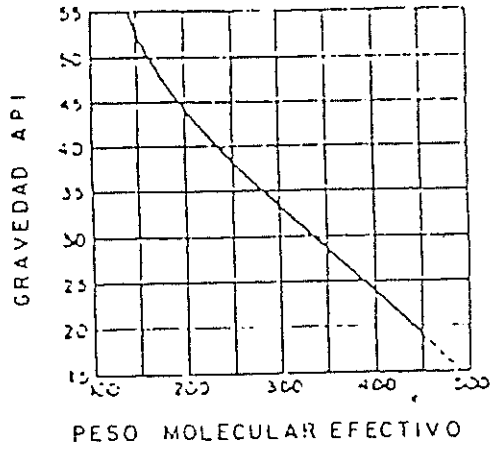


FIGURA 7.-

CALCULO DE LA FRACCION MOLAR DEL GAS  
CORRELACION DE LASATER

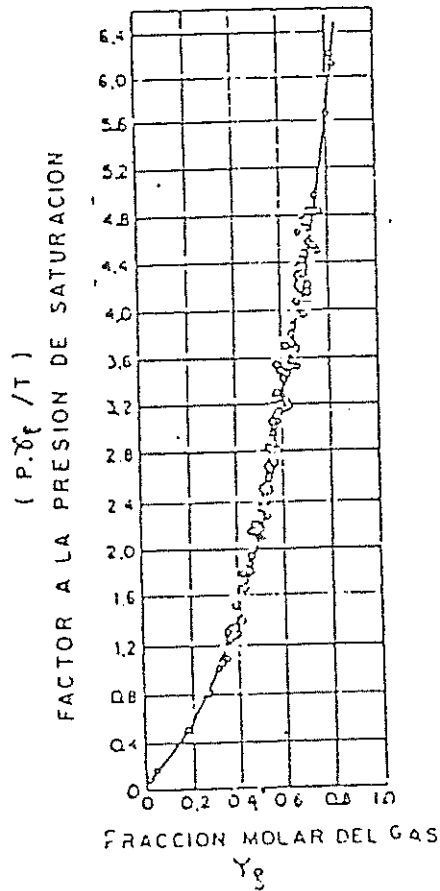
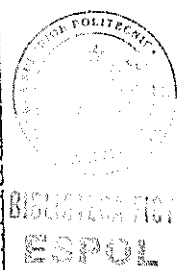
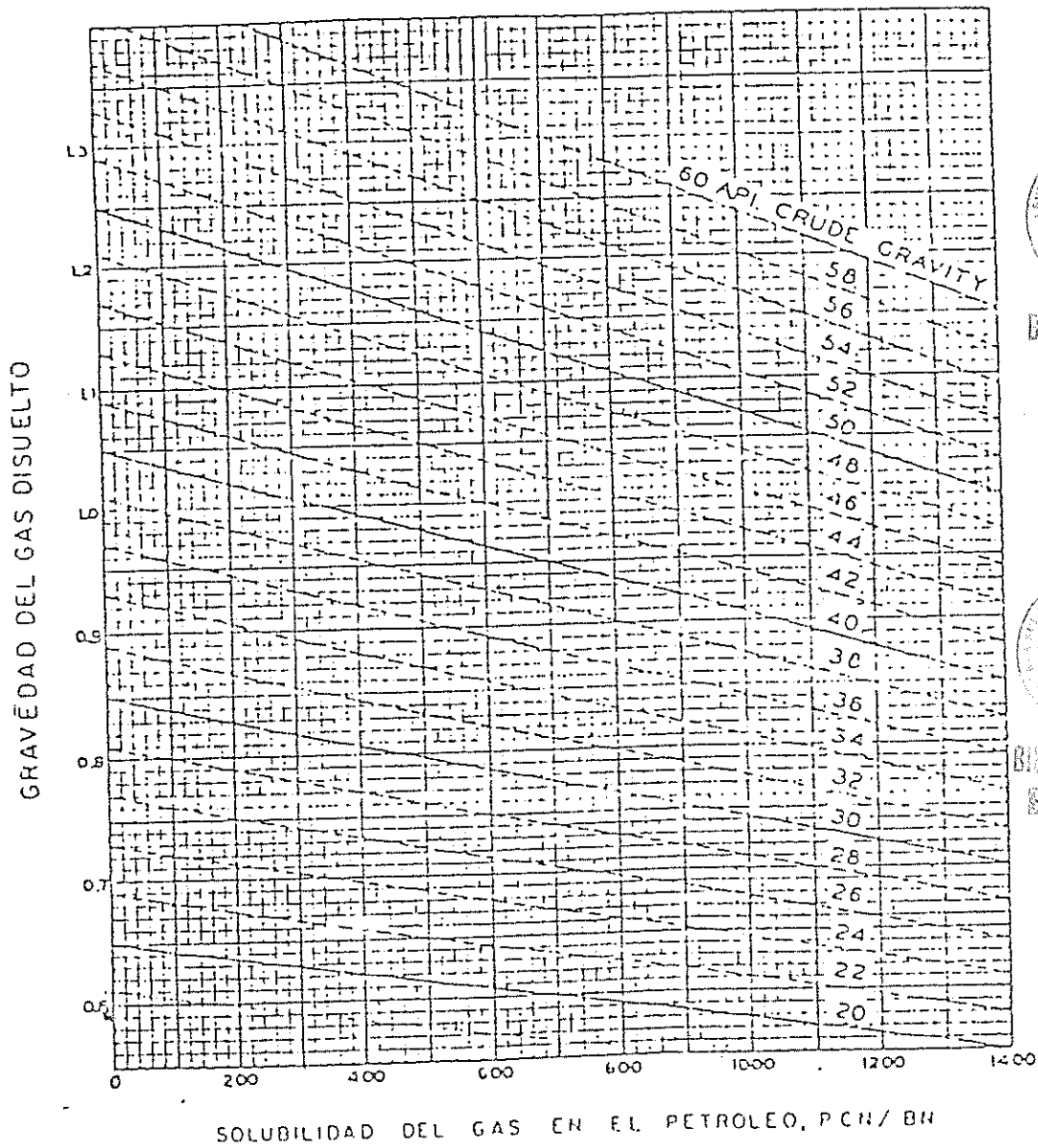


FIGURA 8.-

### CALCULO DE LA GRAVEDAD DEL GAS DISUELTO



FIGUARA 9.-

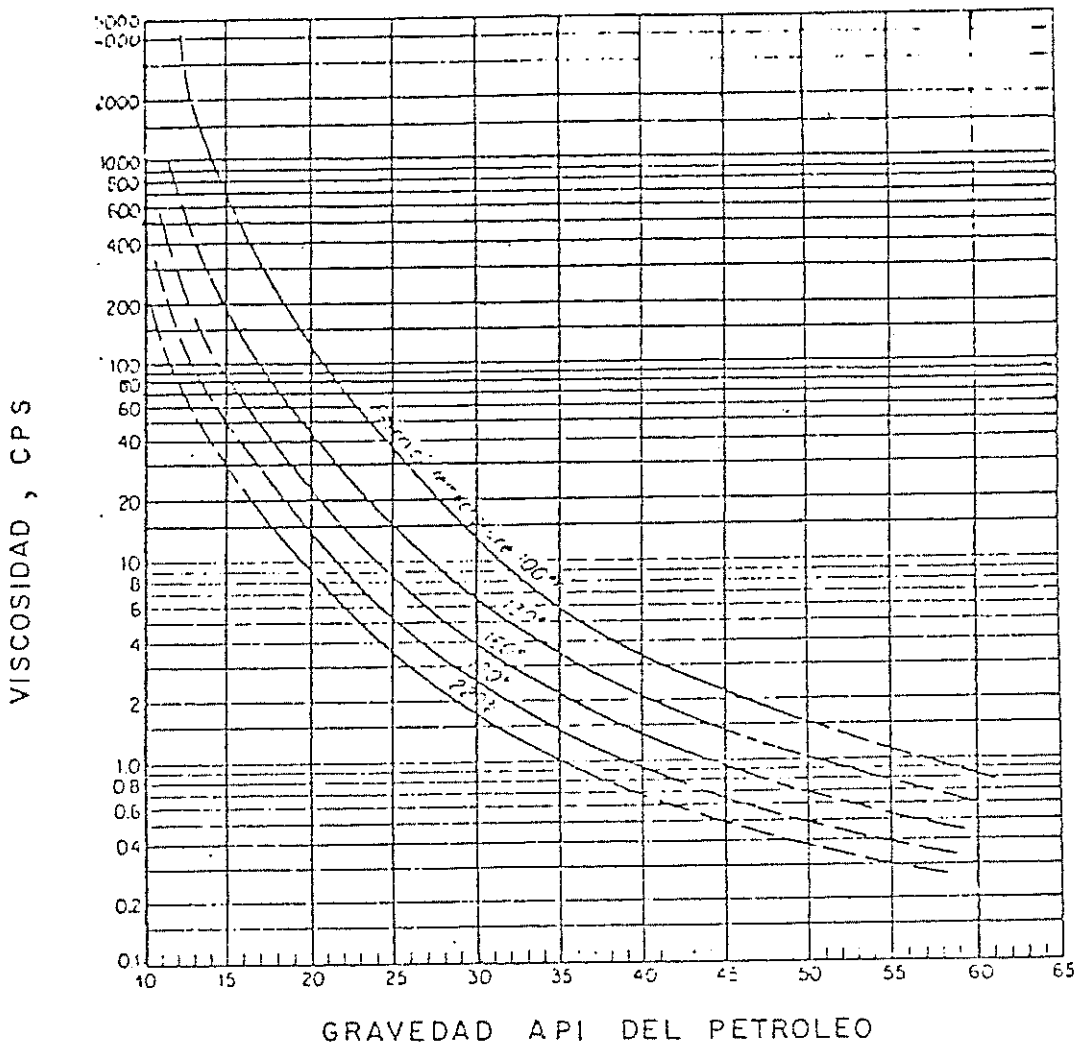


FIGURA 10.-

CALCULOS DE LOS COEFICIENTES A Y B PARA HALLAR LA VISCOSIDAD DEL PETROLEO SEGUN CHEW-CONNALLY

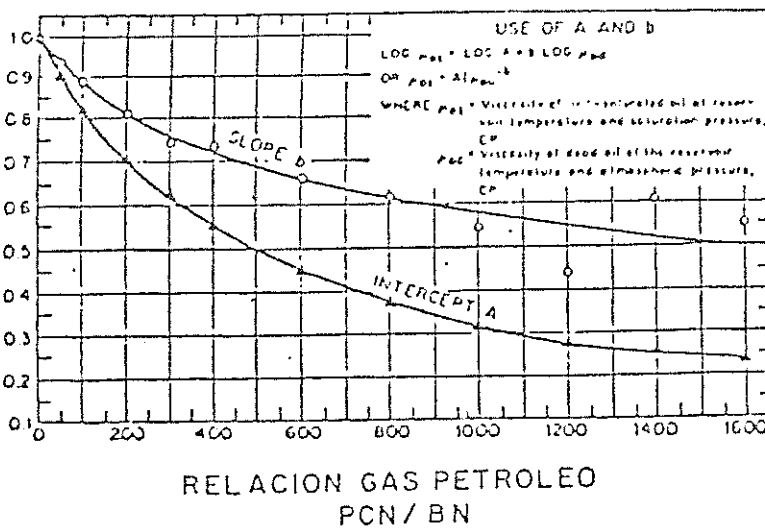
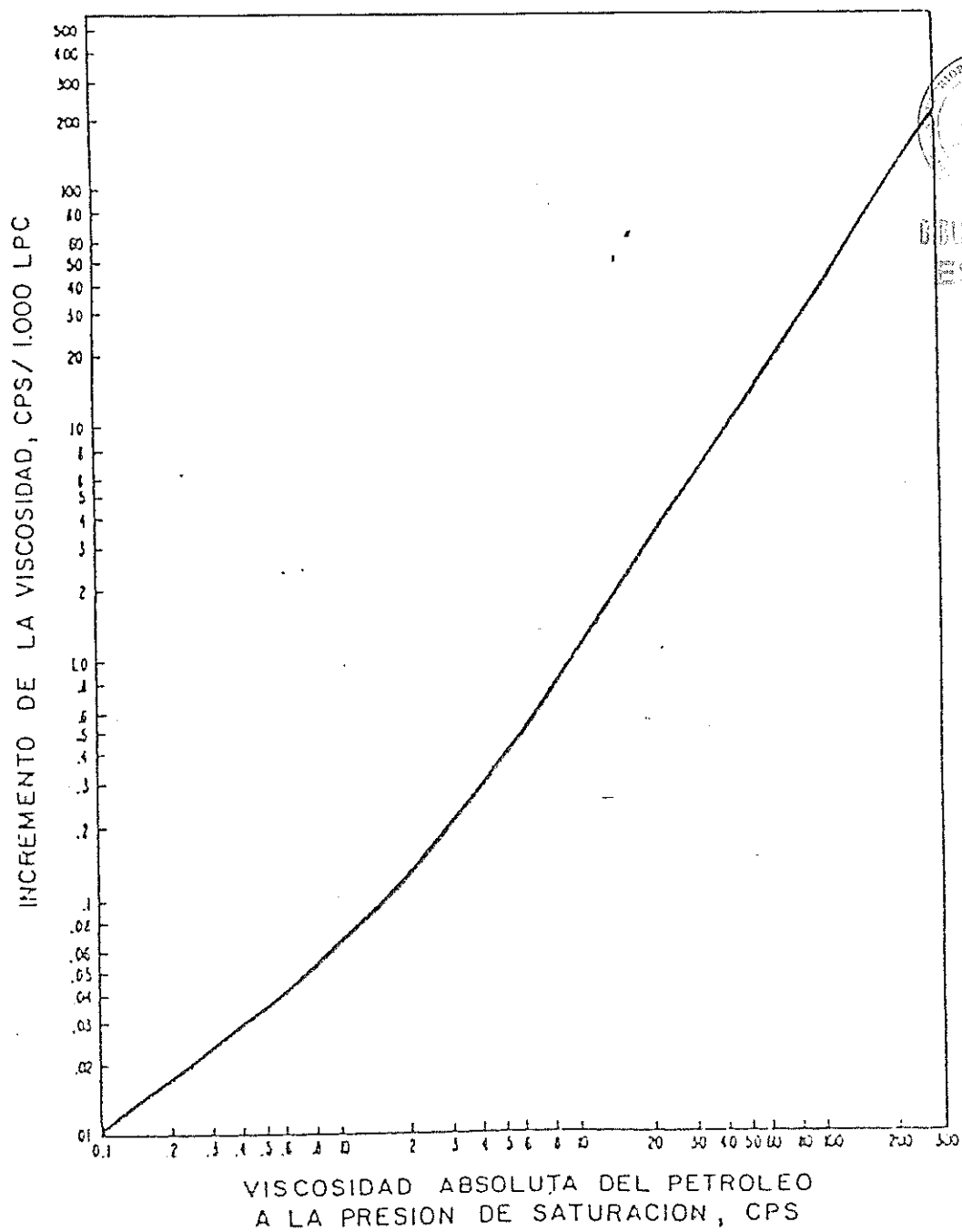


FIGURA 11.-

CALCULO DEL INCREMENTO DE LA VISCOSIDAD POR  
ENCIMA DE LA PRESION DE SATURACION



BIBLIOTECA FIC  
ESPOL



BIBLIOTECA FIC  
ESPOL

FIGURA 12.-

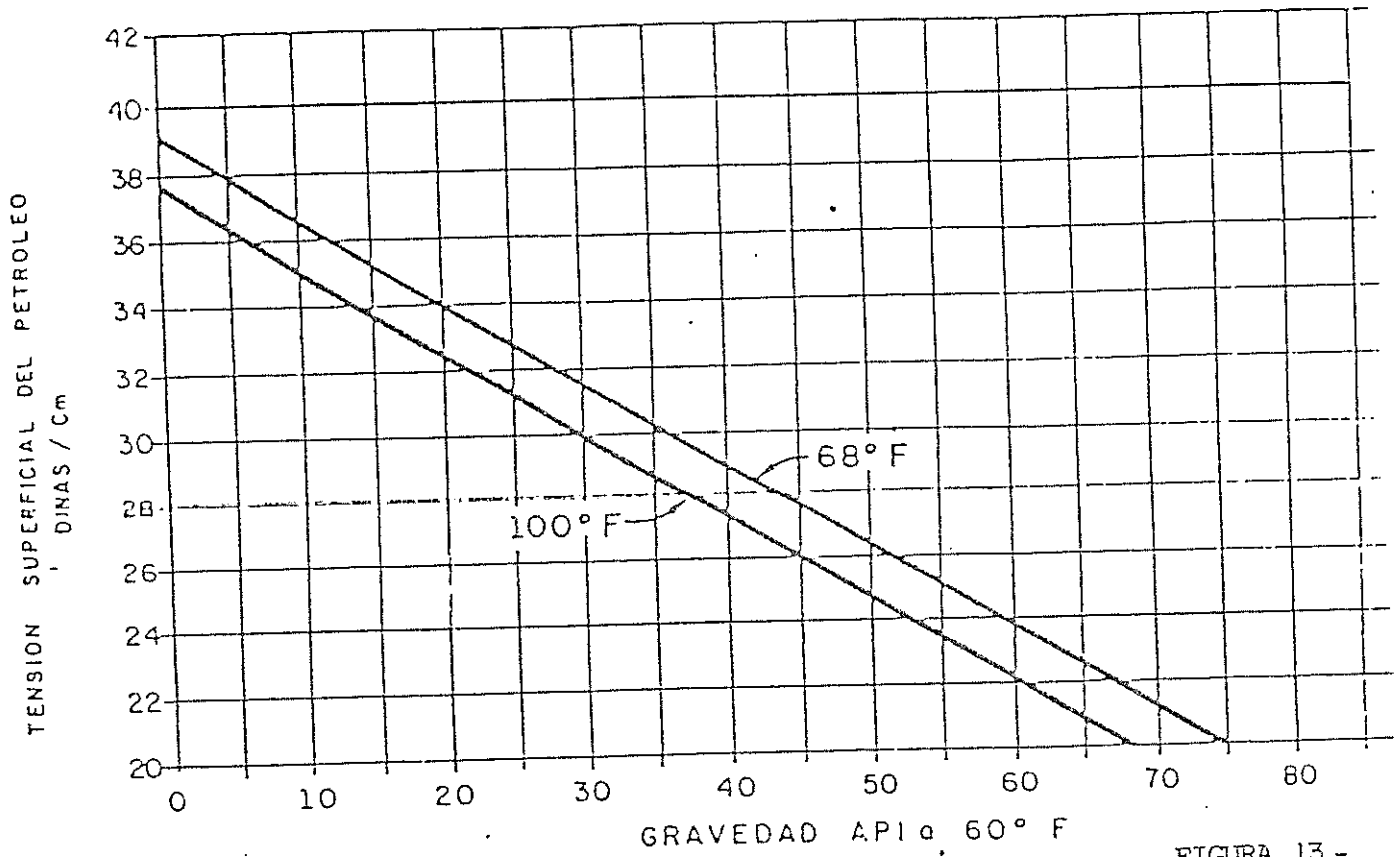


FIGURA 13.-

CALCULO DE TENSION SUPERFICIAL DEL PETROLEO LIBRE DE GAS EN SOLUC.

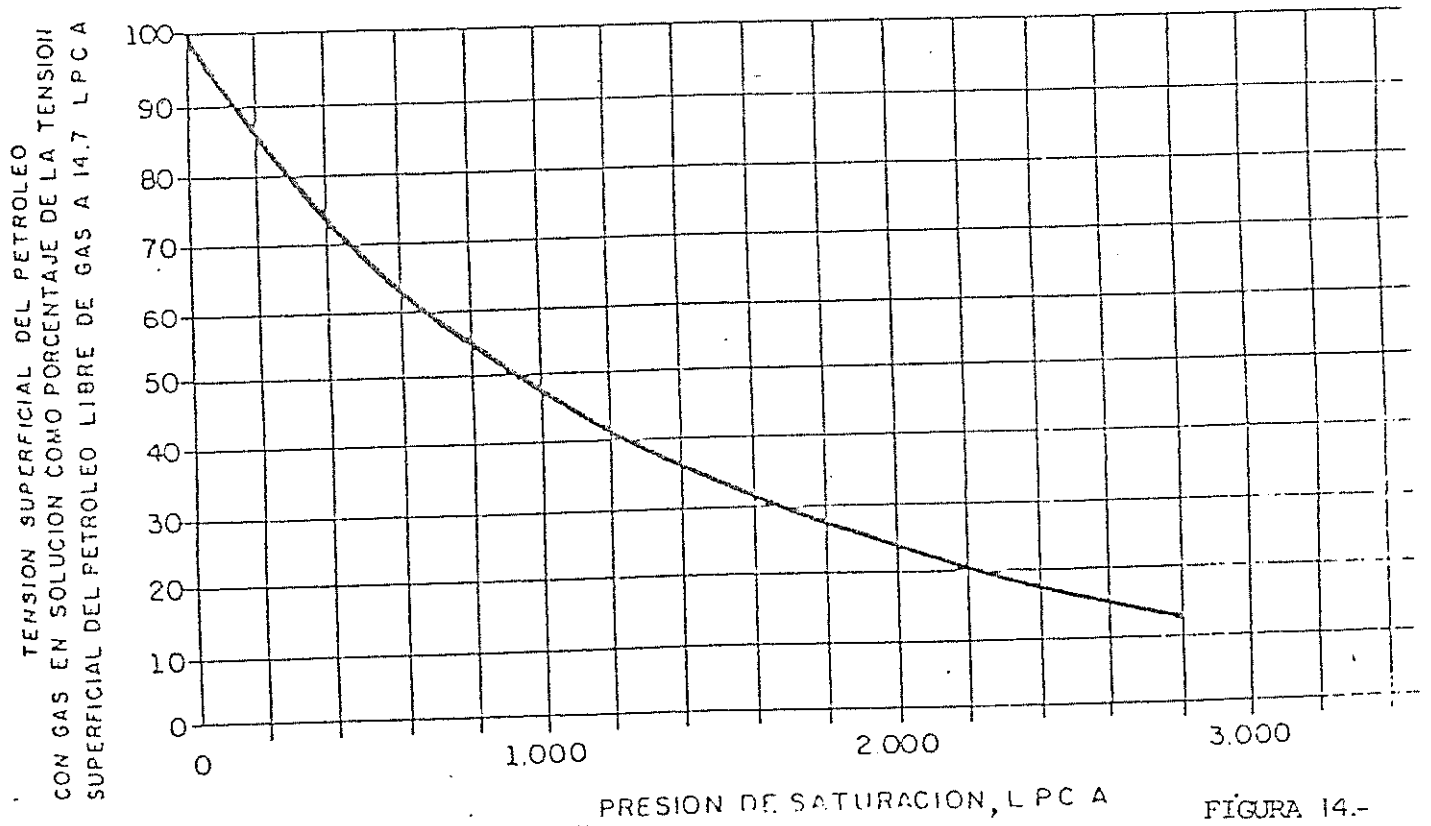


FIGURA 14.-

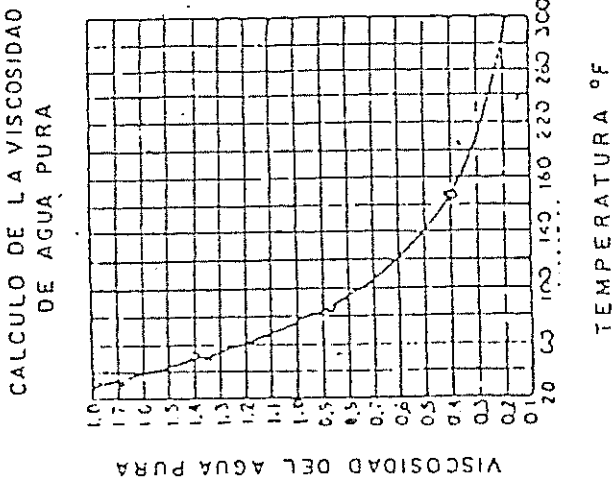


FIGURA 15.-

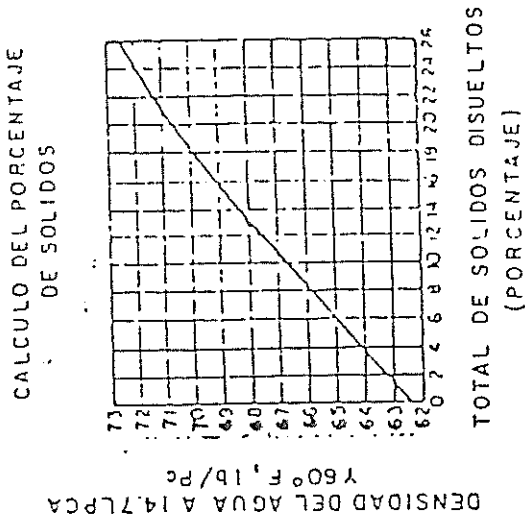


FIGURA 16.-

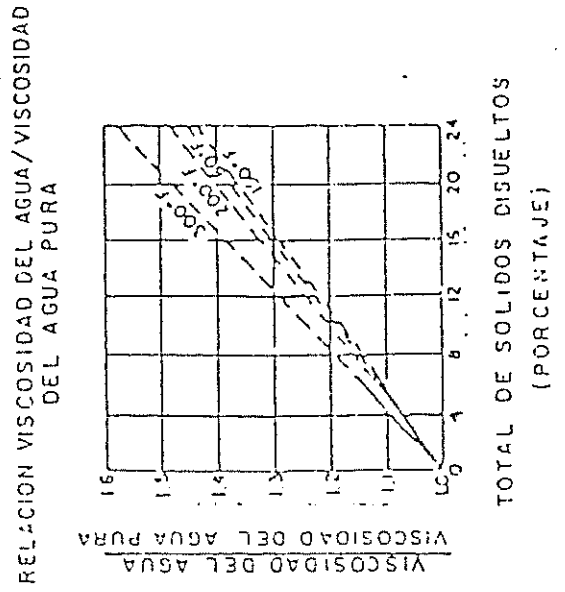


FIGURA 17.-



## CALCULO DE LA TENSION SUPERFICIAL AGUA-GAS

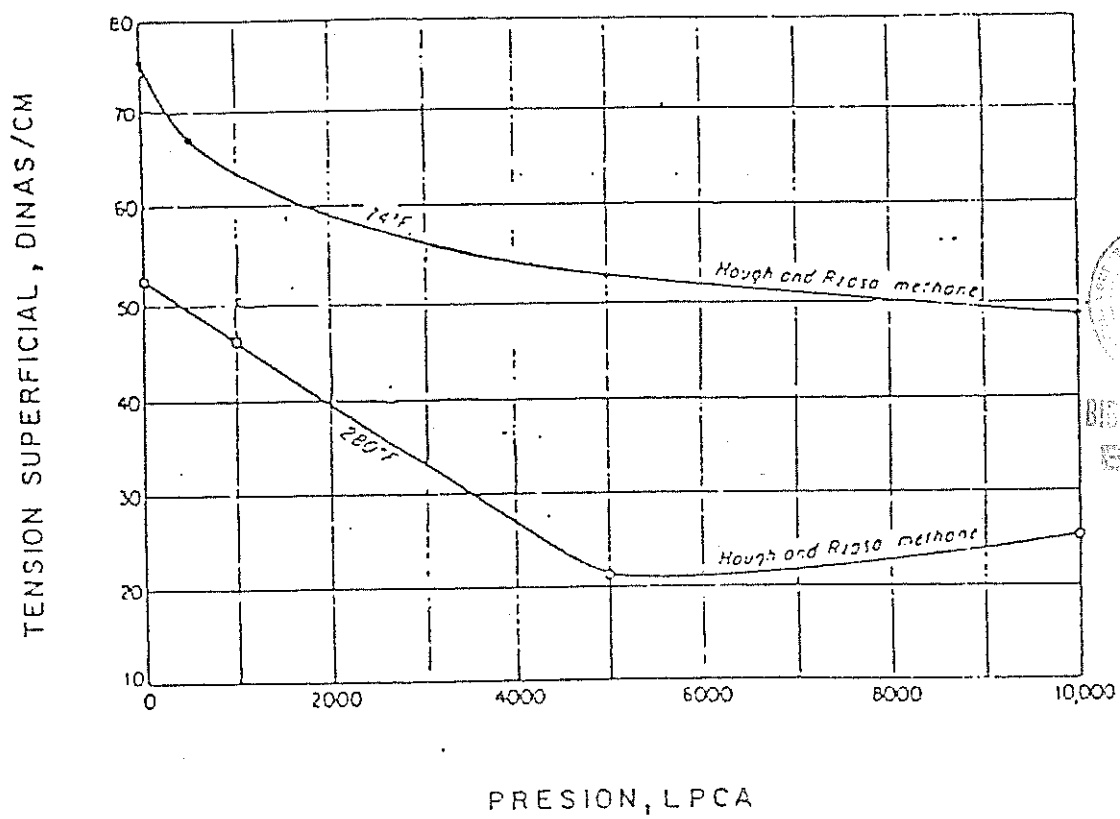


FIGURA 18.-

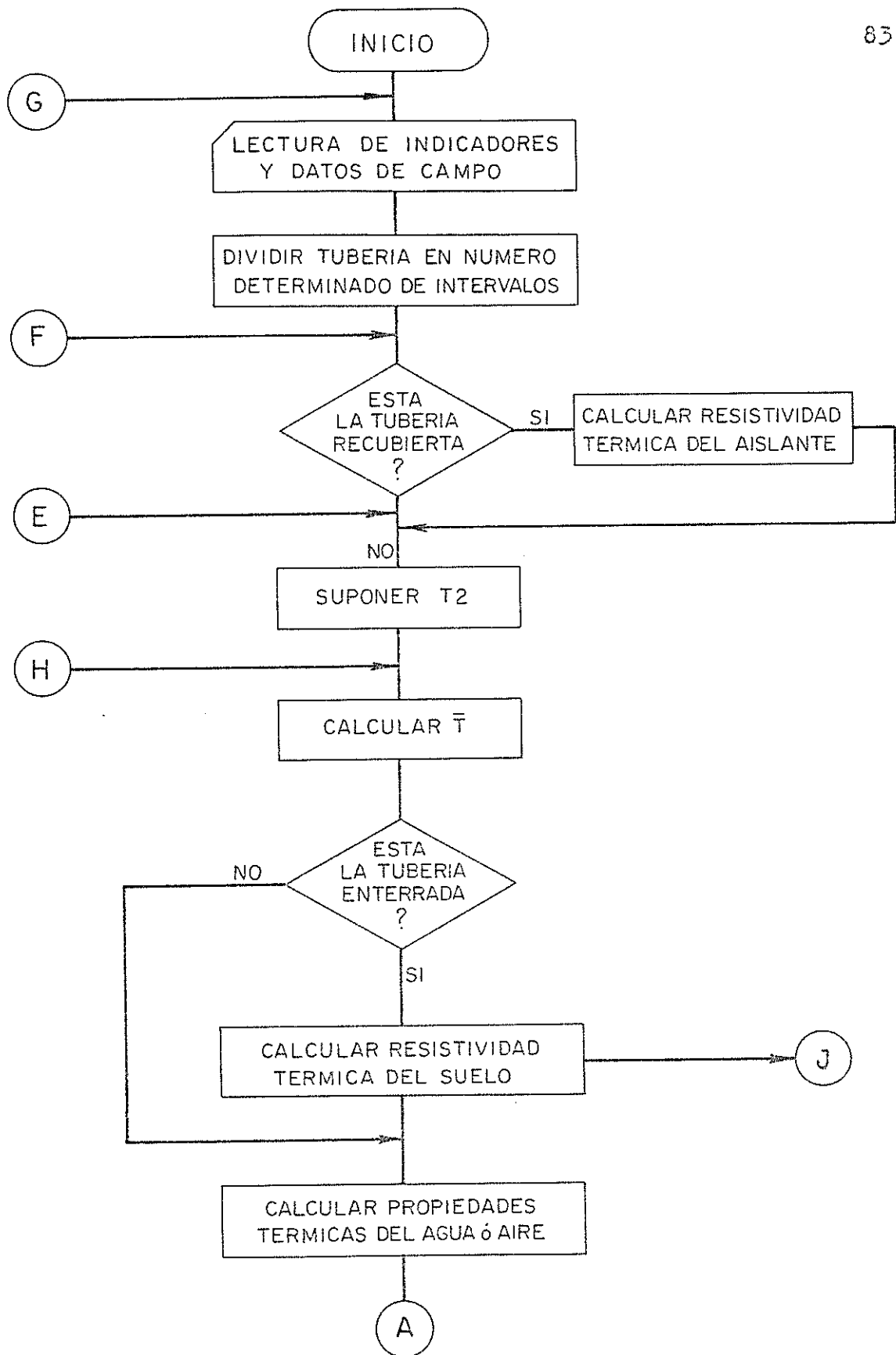
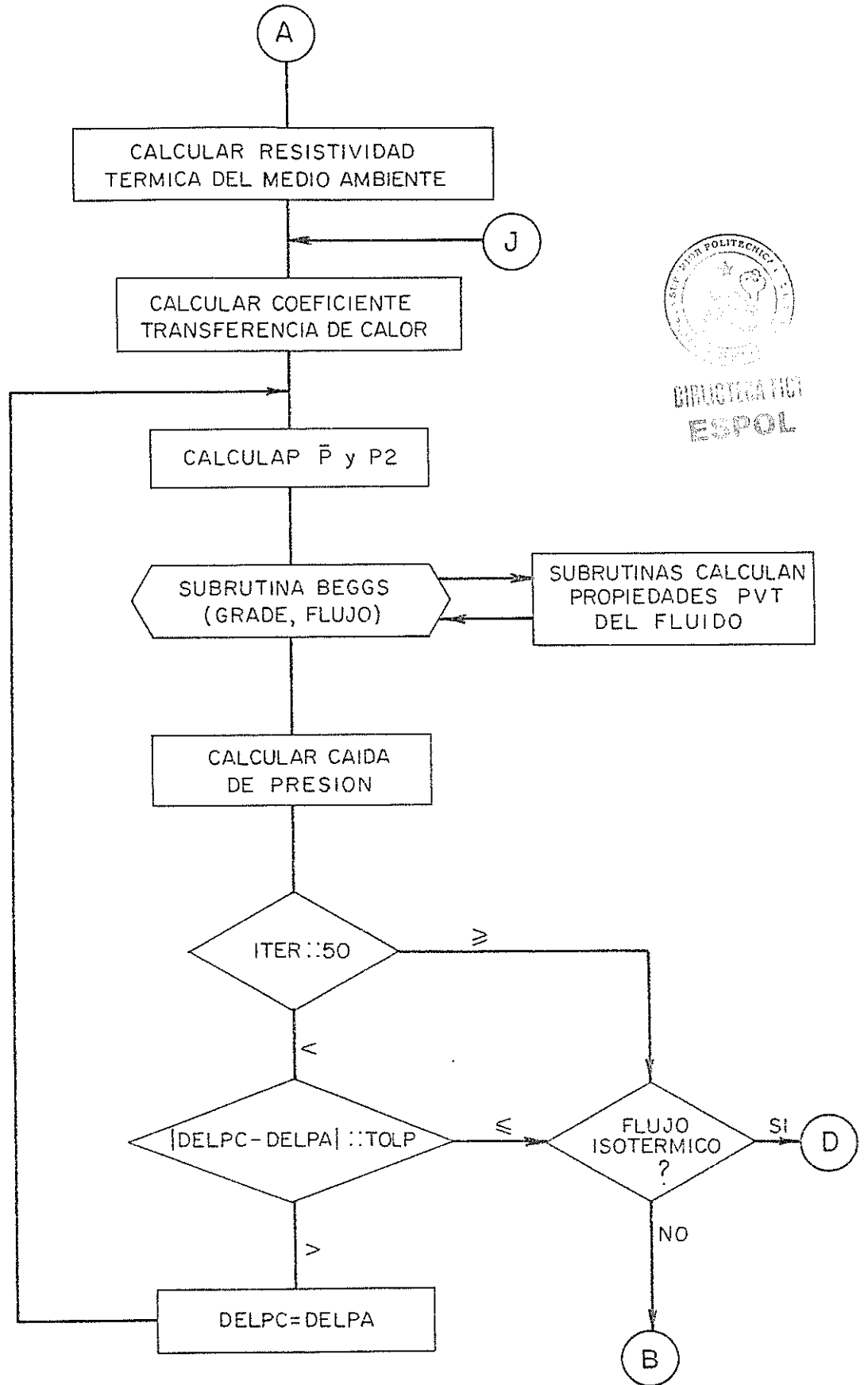


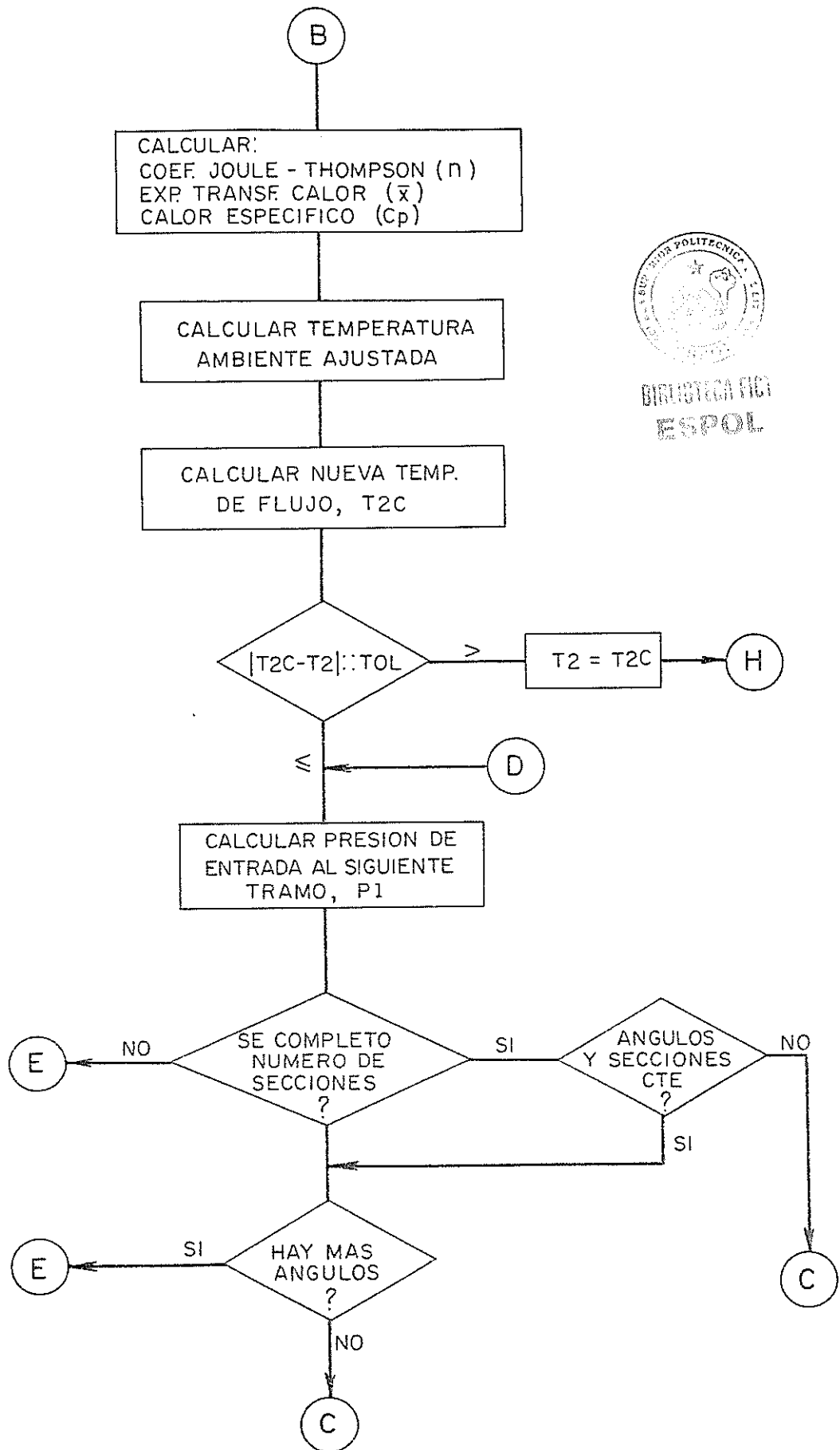
Fig. 19.- Diagrama de Flujo del Algoritmo



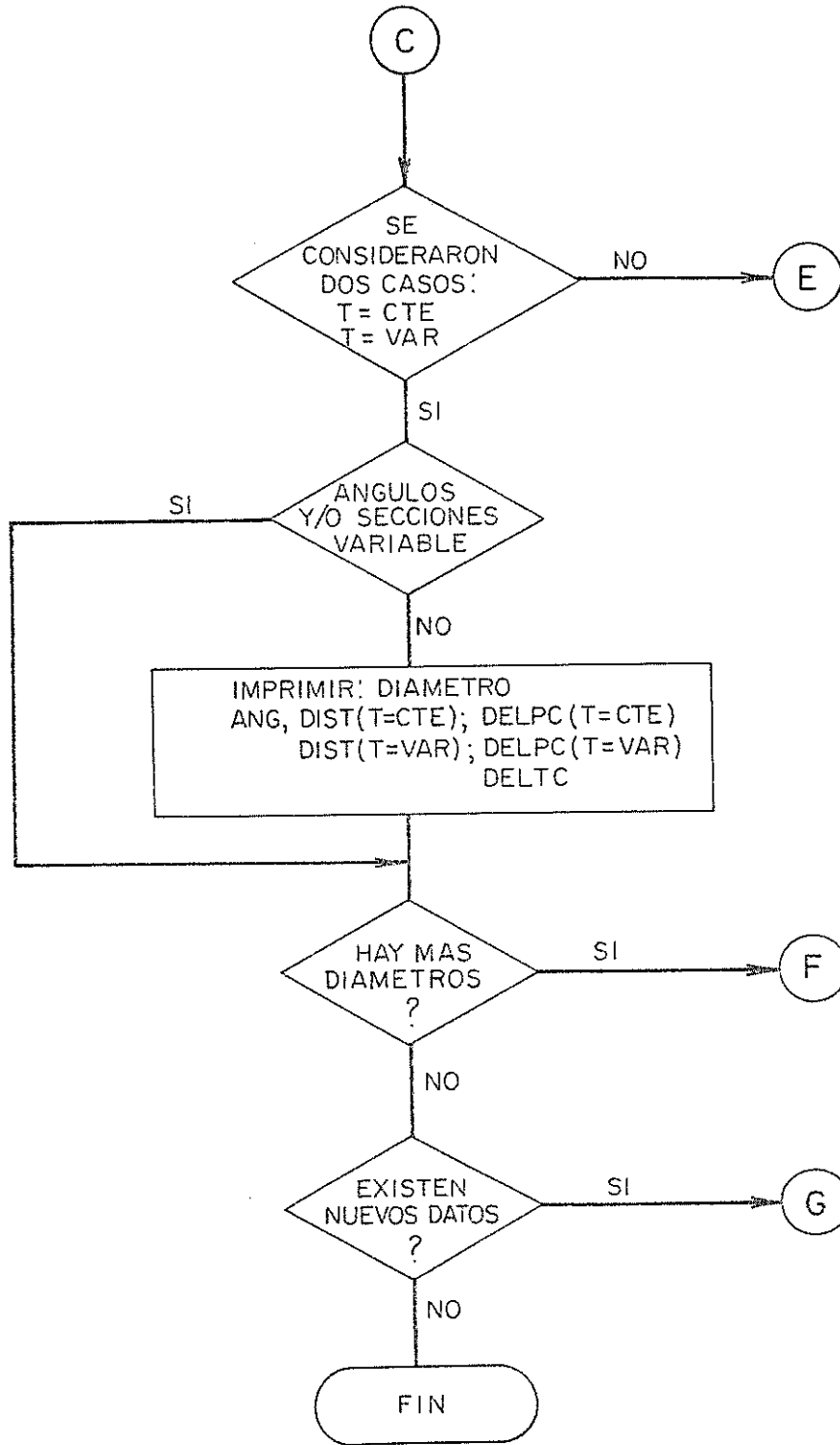


REGISTRACION  
ESPOL





BIBLIOTECA FIC  
ESPOL



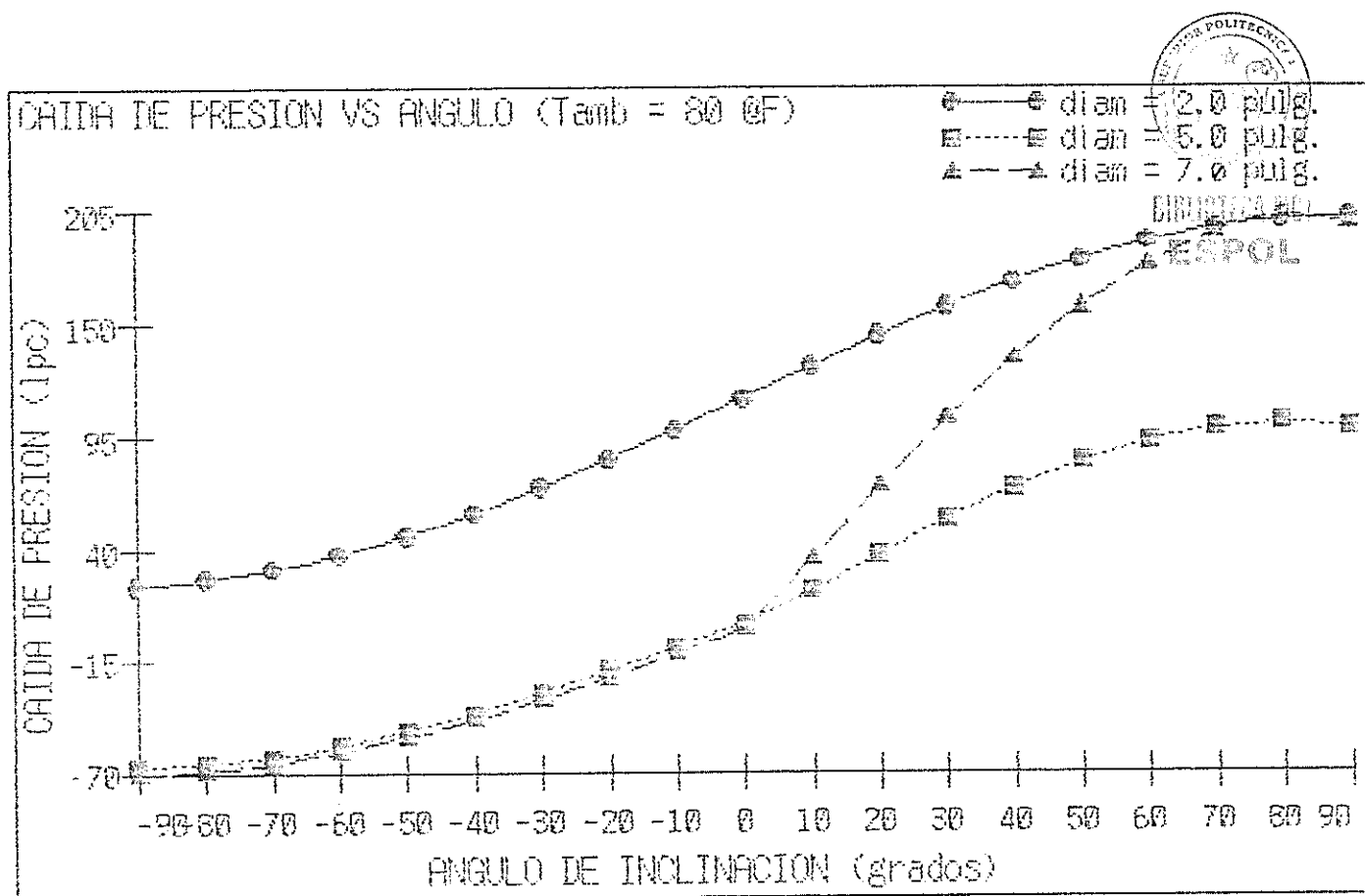


FIGURA 20

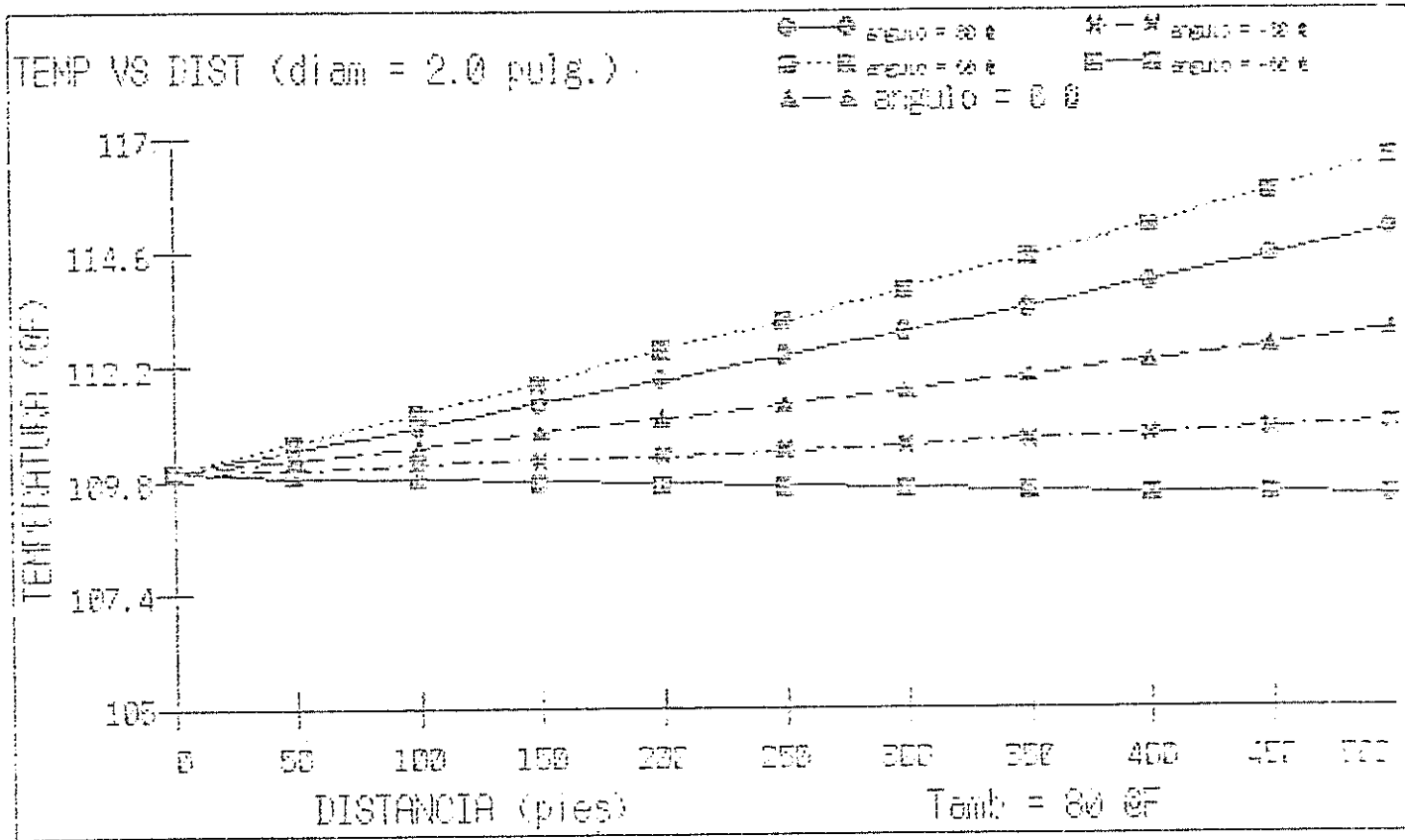


FIGURA 21

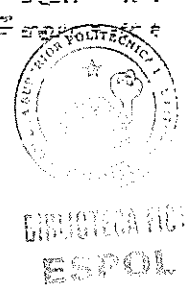
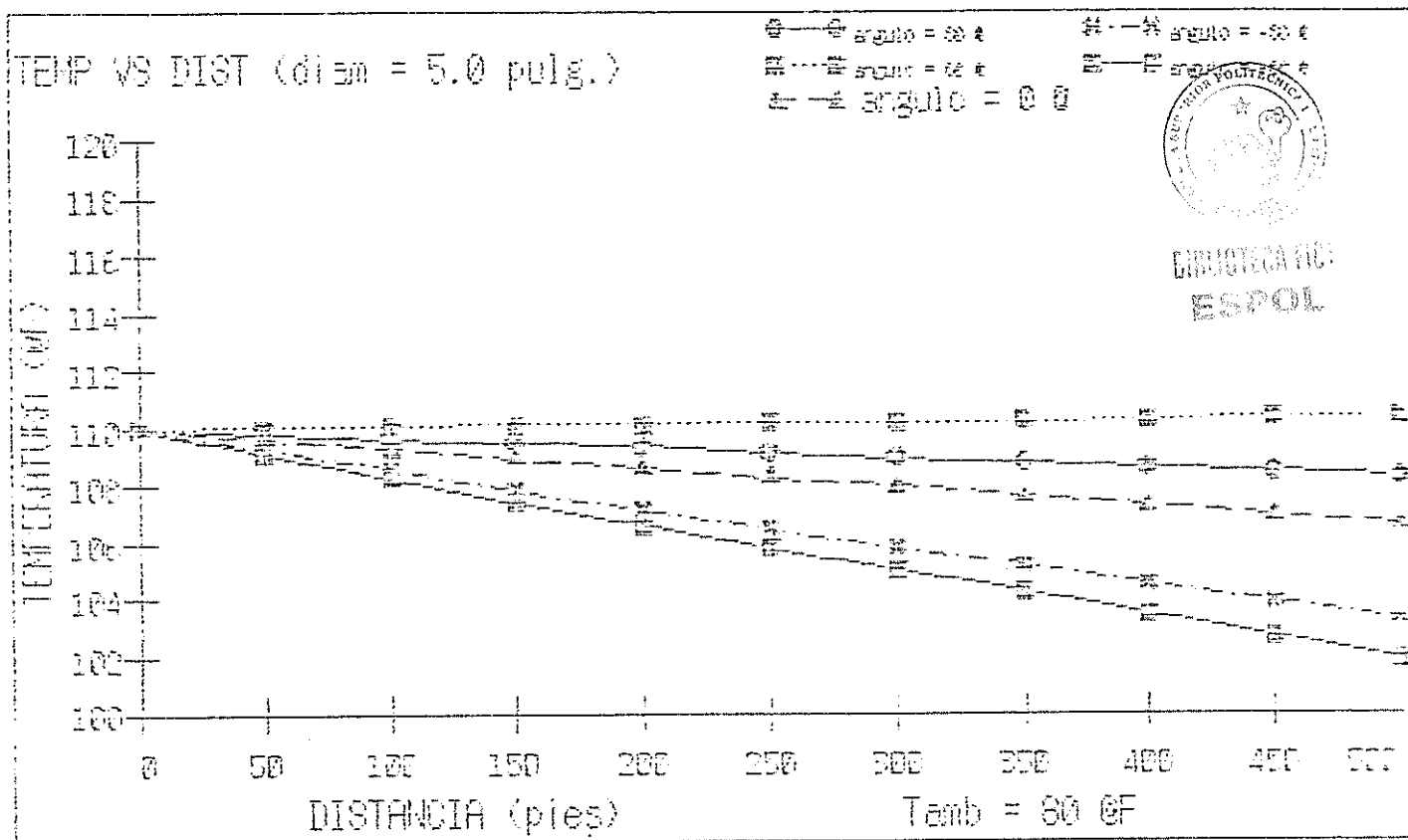


FIGURA 22

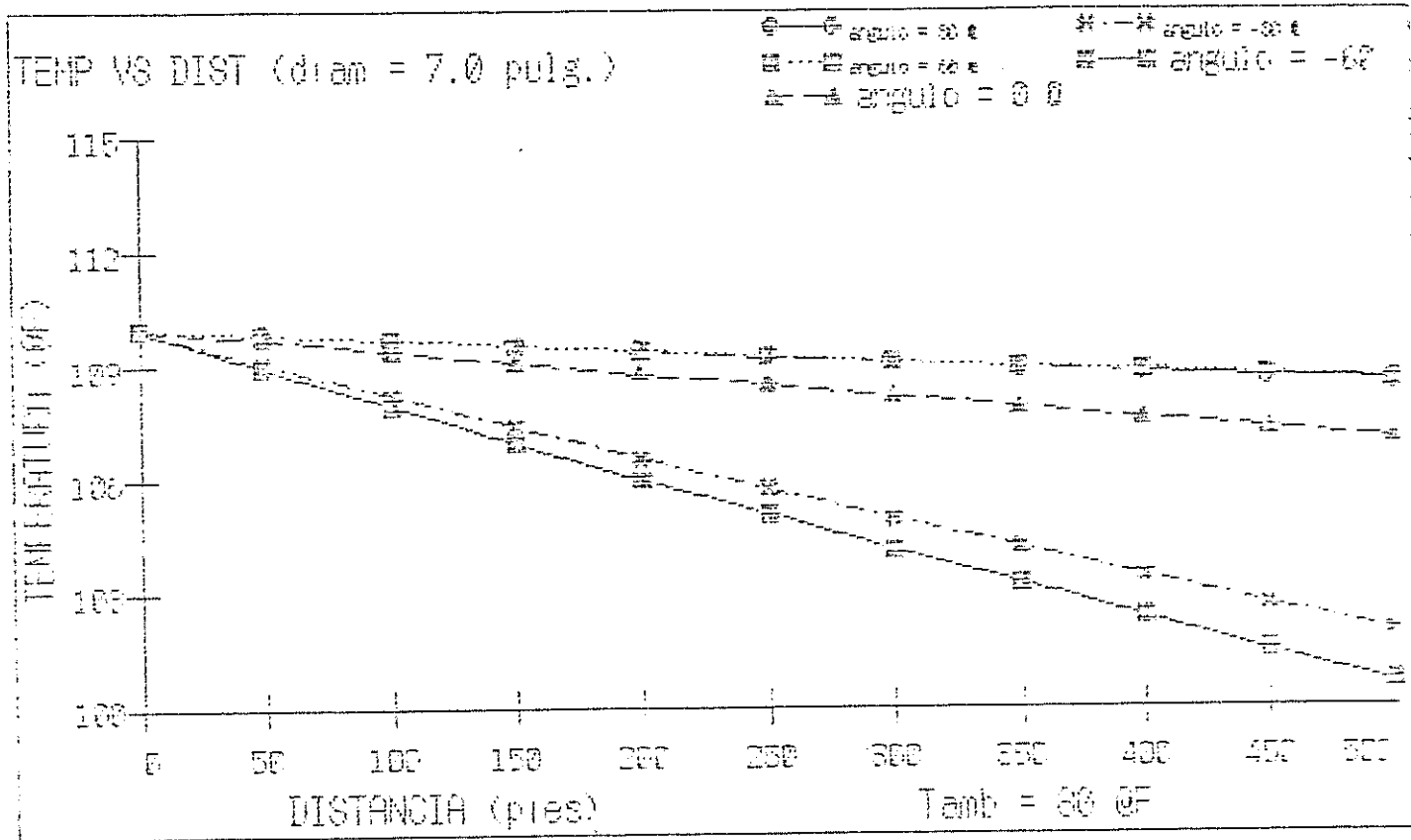


FIGURA 23

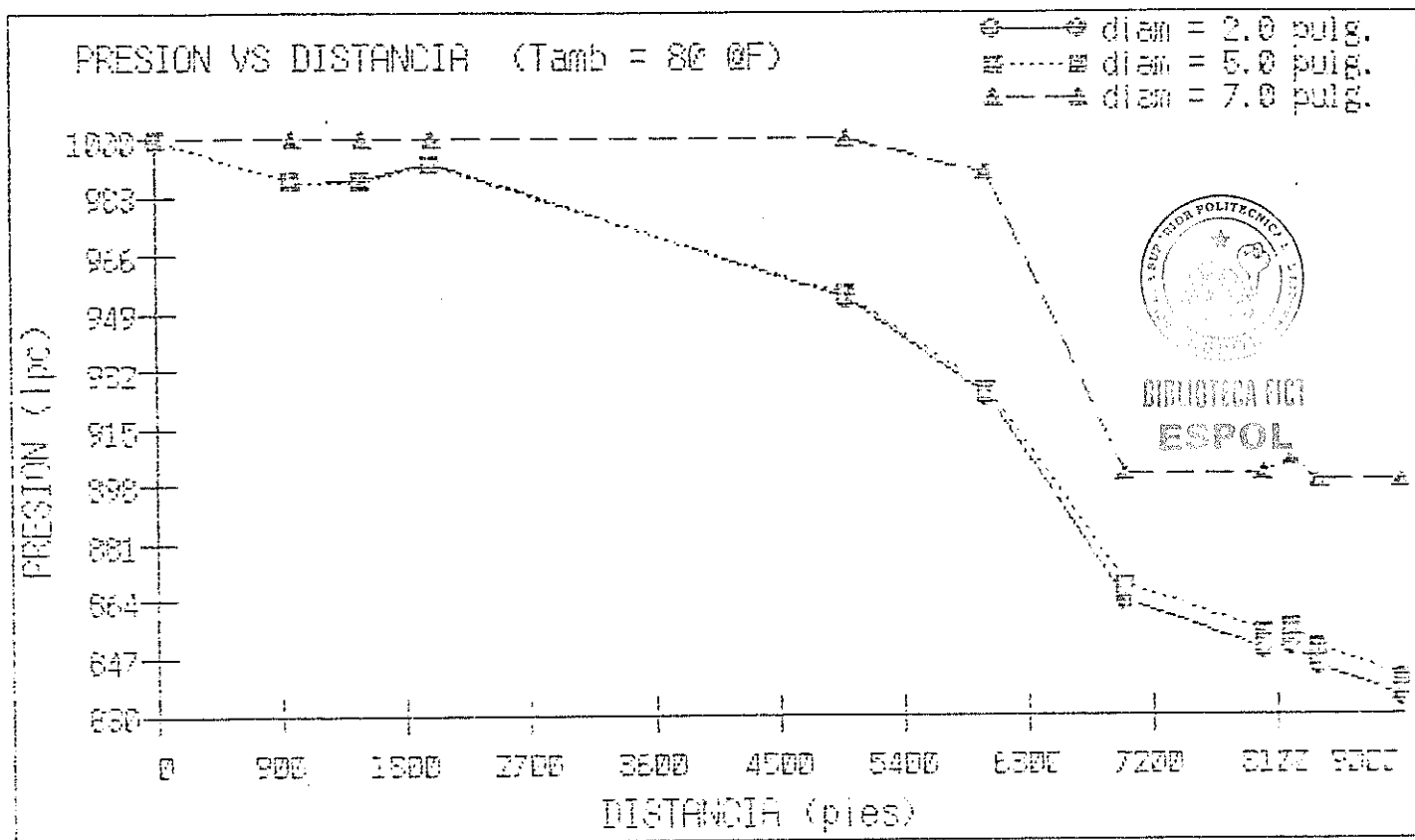


FIGURA 24



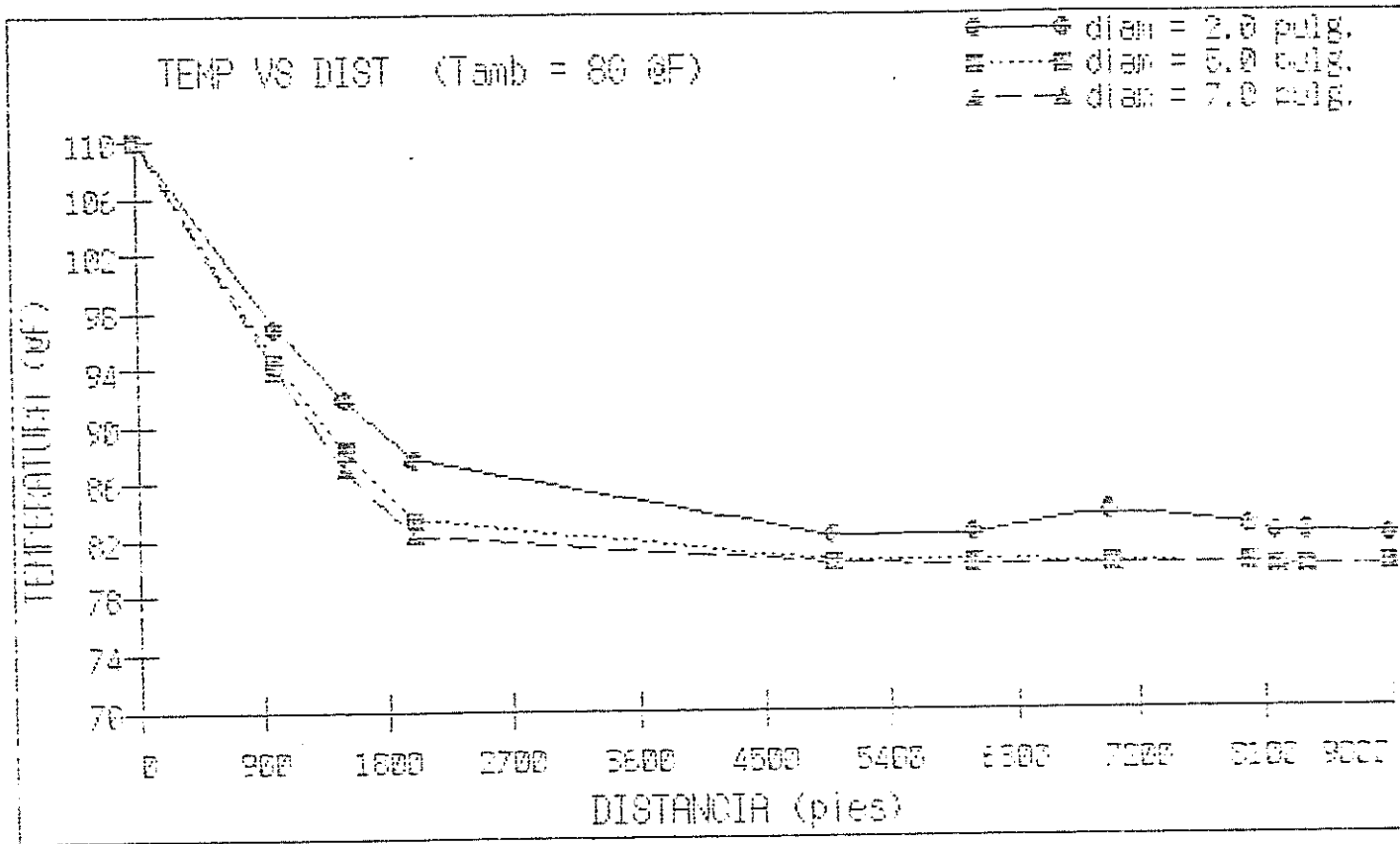


FIGURA 25

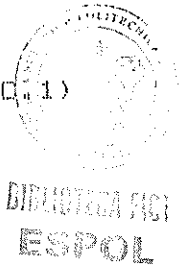
A P E N D I C E C

---

### C.- DESARROLLO DE LA CORRELACION DE BEGGS Y BRILL

La base para cualquier cálculo de flujo de fluidos es un Balance de Energía entre dos puntos. Asumiendo que ningún trabajo es hecho por o sobre el fluido, una ecuación de Balance de Energía Mecánica en estado continuo, puede ser escrita en forma diferencial para 1 lbm de fluido, como:

$$\frac{dp}{\rho_{tp}} + \frac{g}{c} dh + \frac{V_m dV_m}{g c} + d(wf) = 0 \quad (C.1)$$



Donde  $d(wf)$  representa las pérdidas irreversibles por fricción.

Para flujo en tuberías inclinadas, tenemos:

$$dh = \text{Sen } \theta dz \quad (C.2)$$

Donde,  $dh$  es la distancia vertical,  $\theta$  es el ángulo de la tubería respecto a la horizontal, y  $dz$  es la distancia axial. Sustituyendo la Ec.(C.2) en la Ec.(C.1) nos queda:

$$\frac{dp}{dz} = - \frac{g}{c} \rho_{tp} \text{Sen } \theta + \rho_{tp} \frac{V_m}{g c} \frac{dV_m}{dz} + \rho_{tp} \frac{d(wf)}{dz} \quad (C.3)$$

Esto puede ser escrito como:

$$-\frac{dp}{dz} = \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_g + \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_a + \left(\frac{\partial p}{\partial z}\right)_f \quad (C.4)$$

Esto es, la caída de presión total es la suma de las caídas de presión debido al cambio de energía potencial, cambio de energía cinética y pérdidas por fricción.



BIBLIOTECA  
ESPOL

#### C.1- GRADIENTE DE PRESION POR FRICCION:

Por definición, el gradiente de presión por pérdidas de fricción, está dado por:

$$\left(\frac{\partial P}{\partial z}\right)_f = \frac{f_{tp} \rho_{ns} v_m^2}{2g_c d} = \frac{f_{tp} G_m v_m}{2g_c d} \quad (C.5)$$

En flujo bifásico, la densidad sin deslizamiento, puede ser diferente de la densidad in situ, debido al deslizamiento entre las dos fases. La densidad sin deslizamiento,  $\rho_{ns}$  es utilizada en la ecuación de pérdidas de fricción debido a que la energía que entra y sale de un elemento diferencial de

tubería, por medio del fluido fluyente es una función de las propiedades del fluido que entra y sale del elemento diferencial, y no del fluido en el lugar.

### C.2- GRADIENTE DE PRESION POR ACELERACION:

Para analizar el término de energía cinética o de aceleración, el cual es despreciable para muchos casos prácticos, algunas asunciones son hechas.

$$V_m = V_{sl} + V_{sg} = \frac{G_l}{\rho_l} + \frac{G_g}{\rho_g}$$

De esta manera,

$$\begin{aligned} \left( \frac{\partial P}{\partial Z} \right)_a &= \frac{\rho_{tp} V_m}{g_c} \frac{dV_m}{dZ} \\ &= \frac{\rho_{tp} V_m}{g_c} \left[ \frac{d}{dZ} \left( \frac{G_l}{\rho_l} \right) + \frac{d}{dZ} \left( \frac{G_g}{\rho_g} \right) \right] \end{aligned}$$

Mientras  $\frac{d}{dZ} \frac{G_l}{\rho_l}$  no sea cero, se asume pequeño

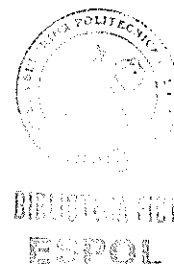
comparado con  $\frac{d}{dz} \frac{G}{g}$ , debido a las diferencias en las compresibilidades del líquidos y gas, Así,

$$\begin{aligned} \left( \frac{\partial P}{\partial z} \right)_a &= \frac{\rho_{tp} v_m}{g_c} \frac{d}{dz} \left( \frac{G_g}{\rho_g} \right) \\ &= \frac{\rho_{tp} v_m}{g_c} \left[ \frac{\rho_g \frac{d}{dz} (G_g) - G_g \frac{d}{dz} (\rho_g)}{\rho_g^2} \right] \\ &= \frac{\rho_{tp} v_m}{g_c} \left[ \frac{\frac{d}{dz} (G_g)}{\rho_g} - \frac{G_g}{\rho_g^2} \frac{d}{dz} (\rho_g) \right] \quad (C.6) \end{aligned}$$

Se puede asumir también que el cambio en el flujo másico es mucho más pequeño que el cambio en la densidad del gas, o

$$\frac{\frac{d}{dz} (G_g)}{\rho_g} \ll \frac{G_g}{\rho_g^2} \frac{d}{dz} (\rho_g)$$

Incorporando esta asunción en la Ec. (C.6) resulta



$$\left( \frac{\partial F}{\partial z} \right)_{ac} = - \frac{\rho_{tp} v_m G_g}{g_c \rho_g z} \frac{d}{dz} (\rho_g) \quad (C.7)$$

De acuerdo a la ley de los gases,

$$\rho_g = \frac{P M}{z R T} \quad y$$

$$\begin{aligned} \frac{d}{dz} (\rho_g) &= \frac{d}{dz} \left( \frac{p M}{z R T} \right) \\ &= \frac{M}{z R T} \frac{dp}{dz} + \frac{p}{z R T} \frac{d}{dz} (M) \\ &\quad - \frac{P M}{z^2 R T} \frac{d}{dz} \left( \frac{z}{g} \right) - \frac{P M}{z R T^2} \frac{dT}{dz} \quad (C.8) \end{aligned}$$

Dividiendo Ec. (C.8) por

$$\rho_g = \frac{p M}{z R T}$$

resulta en,

$$\frac{d}{dZ} \rho_g = g \left( \frac{1}{p} \frac{dp}{dZ} + \frac{1}{M} \frac{dM}{dZ} - \frac{1}{z} \frac{dz_g}{dZ} - \frac{1}{T} \frac{dT}{dZ} \right) \quad (C.9)$$

Al analizar las magnitudes de los términos remanentes en la Ec. (C.9), se asume que,

$$\frac{1}{M} \frac{dM}{dZ} - \frac{1}{z} \frac{dz_g}{dZ} - \frac{1}{T} \frac{dT}{dZ} \ll \frac{1}{p} \frac{dp}{dZ}$$

De manera que,

$$\frac{d}{dZ} (\rho_g) = \frac{g}{p} \frac{dp}{dZ} \quad (C.10)$$

Introduciendo la Ec. (C.10) en la Ec. (C.7), tendremos

$$\left( \frac{\partial p}{\partial z} \right)_a = - \frac{\rho_{tp} v_m}{g_c} \frac{g g}{\rho_g^2} \frac{\rho_g}{p} \frac{dp}{dZ} \quad \dot{\Delta}$$

$$\left( \frac{\partial P}{\partial z} \right)_a = - \frac{\rho_{tp} v_m v_{sg}}{g_c p} \frac{dp}{dZ} \quad (C.11)$$



### C.3- GRADIENTE DE PRESION POR GRAVEDAD:

El cálculo del gradiente de presión causado por el cambio de elevación está dado por:

$$\left( \frac{\partial P}{\partial z} \right)_{el} = \frac{\rho}{\rho_c} \rho_{tp} \text{ Sen } \theta \quad (C.12)$$



Esto requiere un procedimiento para determinar la densidad in-situ de la mezcla de gas-liquido,  $\rho_{tp}$ . Para este propósito el Factor de Entrampamiento de Liquido se define como:

$$HL = \frac{\text{Volumen de liquido en un elemento}}{\text{Volumen del elemento}}$$

La densidad in-situ de la mezcla de fluido puede ahora ser representada por:

$$\rho_{tp} = \rho_L \cdot HL + \rho_g \cdot (1 - HL) \quad (C.13)$$

De esta manera, la Ec.(C.12) resulta

$$\left( \frac{\partial P}{\partial z} \right)_{el} = \frac{\rho}{\rho_c} \left[ \rho_L \cdot HL + \rho_g (1 - HL) \right] \text{ Sen } \theta \quad (C.14)$$

Sustituyendo la Ec. (C.5), Ec. (C.11) y Ec. (C.14) en la Ec. (C.4), el gradiente de presión total es:

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{g}{g_c} \left[ \rho_L \cdot HL + \rho_g \cdot (1 - HL) \right] \text{Sen } \theta + \frac{f_{tp} G_m V_m}{2 g_c d}$$

$$-\frac{\left[ \rho_L \cdot HL + \rho_g \cdot (1 - HL) \right] V_m V_{sg}}{g_c P} \frac{dp}{dz}$$

ó

$$-\frac{dp}{dz} = \frac{\frac{g}{g_c} \text{Sen } \theta \left[ \rho_L \cdot HL + \rho_g \cdot (1 - HL) \right] + \frac{f_{tp} G_m V_m}{2 g_c d}}{1 - \left\{ \left[ \rho_L \cdot HL + \rho_g \cdot (1 - HL) \right] V_m V_{sg} \right\} / g_c P}$$

..... (C.15)

A P E N D I C E     D



BIBLIOTECA EJCT  
ESPOL

#### D.- ECUACIONES UTILIZADAS EN LA CORRELACION DE BEGGS Y BRILL

Según los autores, la ecuación de gradiente de presión está dada por:

$$\frac{\Delta P}{\Delta H} = \frac{1}{144} \left( \frac{g}{g} \rho_{tp} + \frac{f_{tp} \rho_{ns} v_m^2}{2 g d} \right) / (1 - EK) \quad (D.1)$$

Siendo:

$$\rho_{ns} = \rho_L \cdot \lambda + \rho_g (1 - \lambda) \quad (D.2)$$

$$\rho_{tp} = \rho_L \cdot HL + \rho_g (1 - HL) \quad (D.3)$$

$$EK = \rho_{tp} \cdot v_m \cdot v_{sq} / 32.2 \quad (D.4)$$

#### D.1.- CALCULO DEL FACTOR DE ENTRAMPAMIENTO LIQUIDO, (HL)

Se determina el Número de Froude, NFR

$$NFR = v_m^2 / (g \cdot d)$$

Si  $NFR < L1$ , el régimen de flujo es SEGREGADO, entonces:

$$HL(O) = 0.98 \cdot \lambda^{0.4846} / NFR^{0.0868} \quad (D.6)$$

Si  $L1 < NFR < L2$  , el régimen de flujo es INTERMITENTE, entonces

$$HL(O) = 0.845 \cdot \lambda^{0.5351} / NFR^{0.0173} \quad (D.7)$$

Si  $NFR > L2$  , el régimen de flujo es DISTRIBUIDO, entonces:

$$HL(O) = 1.065 \cdot \lambda^{0.5824} / NFR^{0.0609} \quad (D.8)$$

Donde:

$HL(O)$  = Factor de Entrampamiento de Líquido para tubería horizontal, cuando existe deslizamiento.

= Factor de Entrampamiento de Líquido, cuando no existe deslizamiento.

Siendo:

$$L1 = e^{(-462 - 3.757 X - 0.481 X^2 - 0.0207 X^3)} \quad (D.9)$$

$$L2 = e^{(1.061 - 4.602 X - 1.609 X^2 - 0.179 X^3 + 0.635 X^{-3} + 0.10 X^5)} \quad \dots \quad (D.10)$$

$$\text{Para } X = \ln(\lambda) \text{ , luego} \quad (D.11)$$

$$HL = HL(O) \cdot \psi \quad (D.12)$$

Siendo:

= Factor de Corrección de HL por efecto de tubería inclinada

$$= 1 + C (\text{Sen } \phi - 0.333 \text{ Sen }^3 \phi) \quad (\text{D.13})$$

= Angulo de la tubería respecto a la horizontal

$$= 1.8 \cdot \theta$$

Para el caso de tubería vertical,  $\phi = 90^\circ$  y

$$\psi = 1 + 0.3 C \quad (\text{D.14})$$

$$C = (1 - \lambda) \cdot \text{Ln} \left( D \cdot \lambda^E \cdot \text{NLV}^F \cdot \text{NFR}^G \right) \quad (\text{D.15})$$

Los valores de las constantes D, E, F, G dependen del régimen de flujo y de la dirección de flujo.

Para FLUJO hacia ARRIBA:

REGIMEN	D	E	F	G
SEGREGADO	0.011	-3.768	3.539	1.614
INTERMITENTE	2.96	0.305	-0.4473	0.0978
DISTRIBUIDO	NO EXISTE CORRECCION, C = 0			

Para FLUJO hacia ABAJO:

REGIMEN	D	E	F	G
Cualquier	4.70	-0.3692	0.1244	-0.5056

B.2- CALCULO DEL FACTOR DE FRICCION BIFASICO ( $f_{tp}$ )

$$f_{tp} = f_{ns} e^S \quad (D.16)$$

$$f_{ns} = (2 \log (NRe / (4.5223 \log (NRe) - 3.8215)))^{-2} \quad (D.17)$$

$$NRe = 1488 V_m d \rho_{ns} / \mu_{ns}$$

$$\mu_{ns} = \mu_L \lambda + \mu_g (1 - \lambda) \quad (D.19)$$

$$S = \ln(Y) / (-0.0523 + 3.182 X - 0.8725 X^2 + 0.01853 X^4) \quad (D.20)$$

Con  $X = \ln(Y)$  (D.21)

$$Y = \lambda / HL^2 \quad (D.22)$$

Si  $1 < Y < 1.2$  entonces,

$$S = \ln(2.2 Y - 1.2) \quad (D.23)$$



BIBLIOTECA  
ESPOL

BIBLIOTECA



FACULTAD GEOLOGIA  
MINAS Y PETROLEO