

17 01174



UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

**DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO DE LA
FACULTAD DE INGENIERIA**

**SOLUCIONES AL PROBLEMA DE
FLUJO EN BACHE**

T E S I S

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:
MAESTRO EN INGENIERIA PETROLERA
PRESENTA

NOEL ERNESTO SANTAMARIA GUEVARA

MEXICO, D. F.

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

2002
[Redacted]



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

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

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



UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA

DIVISION DE ESTUDIOS DE POSGRADO
FACULTAD DE INGENIERIA
SECCION DE INGENIERIA PETROLERA

TESIS QUE PRESENTA

NOEL SANTAMARIA GUEVARA

Para obtener el grado de :

MAESTRO EN INGENIERIA PETROLERA

CREDITOS ASIGNADOS A LA TESIS 9 (nueve)

JURADO :

DR. GUILLERMO DOMINGUEZ VARGAS

M. EN I. FRANCISCO SANCHEZ ARREDONDO

DR. FERNANDO RODRIGUEZ DE LA GARZA

M. EN I. JOSE GOMEZ CABRERA

M. EN I. PEDRO CAUDILLO MARQUEZ

COORDINADOR DE LA SECCION

DR. JESUS RIVERA RODRIGUEZ

SECRETARIO ACADEMICO

M. EN I. GABRIELA MOELLER DE JALIFE

CIUDAD UNIVERSITARIA A 25 DE FEBRERO DE 1985

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

SOLUCIONES AL PROBLEMA DE FLUJO EN BACHE

NOEL SANTAMARIA GUEVARA

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

A mi esposa e hijas

Yelba , Taryn y Gema

con mucho amor

Con reconocimiento sincero al M. en I.
Francisco Sánchez Arredondo, quien con
sus observaciones y sugerencias hizo
posible la elaboración de este trabajo.

C O N T E N I D O

Título	i
Dedicatoria	ii
Agradecimiento	iii
Contenido	iv
Lista de Tablas	vi
Lista de Figuras	vii
RESUMEN	1
INTRODUCCION	2
GENERALIDADES	6
REVISION DE LA LITERATURA	10
Caídas de presión	10
Mapas de patrones de flujo	10
Características del bache	12
Colgamientos	17
Velocidad de la burbuja	18
Velocidad del bache de líquido	20
Frecuencia del bache	20
Longitud del bache de líquido	21
Longitud de la burbuja	22
Tiempos de residencia	22
Gastos	24
Capacidad de los separadores	24
Eliminación del bache	26
ESTRUCTURACION DEL MODELO	28
Mapas de patrones de flujo	28
Caídas de presión	28

Características del bache	30
Capacidad de los separadores	31
Eliminación del bache	31
PROCEDIMIENTO	33
Diagrama de flujo del procedimiento general	38
APLICACION	40
Cálculos preliminares	43
Ajuste de los modelos que calculan caídas de presión	45
Alternativas de solución	47
CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	64
NOMENCLATURA	67
REFERENCIAS	71
APENDICE A (Métodos para cálculo de caídas de presión)	74
APENDICE B (Listado de programa de cómputo)	81
APENDICE C (Glosario de términos)	89

LISTA DE TABLAS

1.- Tiempos de retención recomendados por OMPEC	25
2.- Datos generales del sistema	40
3.- Datos por pozo	42
4.- Datos del separador	42
5.- Profundidades de tubería de producción	42
6.- Tipo de flujo y características iniciales del bache	45
7.- Tipo de flujo y características del bache si la presión en la cima del "raiser" es de 205.26 lb/pg ² abs.	60
8.- Tipo de flujo y características del bache si la presión en la cima del "raiser" es de 187.37 lb/pg ² abs.	62

L I S T A D E F I G U R A S

1.- Sistemas de generación de flujo bache , Yocum ⁽¹⁾	4
2.- Patrones de flujo en tuberías	7
3.- Mapa de patrones de flujo de Griffith-Wallis ⁽¹⁰⁾ con modificación de Yocum	11
4.- Mapa de patrones de flujo de Beggs-Brill ⁽⁶⁾	11
5.- Mapa de patrones de flujo modificado de Govier-Omer ⁽¹³⁾	13
6.- Mapa de patrones de flujo modificado de Duns-Ros ⁽³⁾	13
7.- Mapa de patrones de flujo de Aziz y col. ⁽⁵⁾	14
8.- Modelo de bache horizontal de Dukler-Hubbard ⁽¹⁴⁾	14
9.- Volumen de control para bache vertical	16
10.- Modelo de bache horizontal de Machado ⁽¹⁵⁾	16
11.- Esquema de bache idealizado de Brill y col. ⁽¹⁶⁾	16
12.- Estructuración del modelo propuesto.	32
13.- Esquema del sistema de producción	41
14.- Ubicación original de coordenadas (N_{vg}, N_{vL})	44
15.- Comportamiento de la presión en la cima del "raiser" si $P_B = 201.26 \text{ lb/pg}^2\text{abs.}$	48
16.- Comportamiento de coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) ante alter_ nativas de solución	49
17.- Comportamiento de la presión en la cima del "raiser" si $P_B = 201.26 \text{ lb/pg}^2\text{abs.}$	51
18.- Comportamiento de coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) ante inyec_ ción de gas en la base del "raiser"	52

19.- Comportamiento de la presión en la base del "raiser" si $P_A = 367.63 \text{ lb/pg}^2\text{abs.}$	55
20.- Comportamiento de la presión en la cima del "raiser" si $P_B = 230.92 \text{ lb/pg}^2\text{abs.}$	56
21.- Comportamiento de coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) ante varia_ ciones de diámetro del "raiser"	58
22.- Comportamiento de coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) ante coloca_ ción de "raiser" múltiple de diferentes diámetros	59
A-1.- Funciones adimensionales de L_1 y L_2	75
A-2.- Funciones adimensionales de F_1 , F_2 , F_3 y F_4	75
A-3.- Función adimensional f_2	77
A-4.- Funciones adimensionales de F_5 , F_6 y F_7	77

R E S U M E N

En los sistemas de producción costafuera y en las tuberías de conducción sobre terrenos sinuosos , es común la presencia de flujo bache y la consecuente disminución de la eficiencia de separación , bombeo y compresión .

En este trabajo se presenta un procedimiento de cálculo que permite , mediante un programa de cómputo , estudiar el flujo de los fluidos en un sistema de producción dado , con miras a detectar la presencia de flujo bache , determinar sus características , cuantificar sus efectos en el equipo de separación y proponer la mejor solución al problema ocasionado por dicho flujo . Este procedimiento está basado en modelos matemáticos desarrollados para estudiar el flujo multifásico en tuberías , las características del bache y la capacidad del equipo de separación .

Para mostrar el uso del procedimiento , se llevo a cabo una aplicación considerando el sistema de producción compuesto por las plataformas AKAL C y AKAL I , con las correspondientes tuberías de descarga , ubicado en el área marina de Campeche , donde se detectó la presencia de flujo bache y para el cual se presenta finalmente la mejor solución .

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

Uno de los aspectos importantes que se deben de tomar en cuenta al diseñar y operar las instalaciones de producción , es el tipo de flujo que ocurrirá o existe , según el caso , en las tuberías de conducción .

La generación de flujo bache es común en las instalaciones de producción ubicadas tanto en terrenos sinuosos en tierra firme , como en plataformas de producción costafuera . Generalmente se presenta en secciones verticales o inclinadas de oleogasoductos o tuberías de conducción .

Si ocurre flujo bache en la salida de la línea de flujo , es necesario conocer , además de gastos , propiedades de los fluidos y características de la tubería , también las características del bache , para poder diseñar y operar con efectividad las mencionadas instalaciones y evitar que el flujo entre al separador con fluctuaciones considerables de presión . Se debe tener la certeza de que los separadores son capaces de manejar los mayores baches posibles sin arrastre significativo de líquido en la corriente de gas .

Los problemas causados por el flujo bache son diversos ; cuando existe dicho flujo , las instalaciones para separación de gas y aceite suelen operar con bajas eficiencias . Las cantidades significativas de líquido arrastradas por la corriente de gas , pueden afectar el equipo de bombeo y compresión , y en ocasiones estos líquidos valiosos se pierden al tener que enviarse a los quemadores .

Se han observado muchos ejemplos de generación de flujo bache , los que pueden ocasionar una reducción de la capacidad de



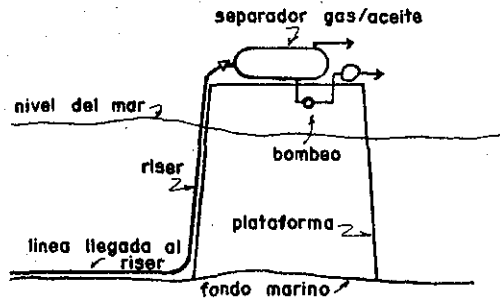
los sistemas . En la Fig.1 se muestran tres ejemplos comunes de generación de flujo bache , los cuales fueron presentados por Yocum⁽¹⁾ .

La variedad de posibles datos de producción y de características de las instalaciones , facilita que puedan presentarse en la práctica una diversidad de sistemas . Esto hará que una posible solución a un caso , no lo sea para otro talvez similar, razón por la que se dificulta la agrupación de sistemas con soluciones comunes . Poco se ha escrito en relación a esto , y aun que ya se han propuesto alternativas de solución⁽¹⁾⁽²⁵⁾⁽²⁶⁾⁽²⁷⁾ , en la práctica se ha hecho menos , ya que no se dispone de una metodología definida para solucionar en forma convincente el problema del flujo bache , cuyos efectos se dejan ver en el equipo de producción .

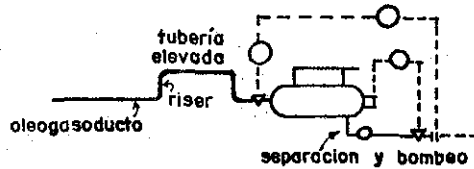
Lo anterior permitió establecer el objetivo de este trabajo , el cual fundamentalmente consiste en predecir y cuantificar el flujo en bache , así como definir una metodología que permita garantizar su eliminación de las instalaciones .

Por tales motivos se efectuó una revisión de la literatura existente al respecto , y se desarrolló un procedimiento de cálculo para estudiar y tratar de solucionar de la mejor manera el problema ocasionado por el flujo bache . Para aplicar dicho procedimiento se creó un programa de cómputo elaborado en lenguaje "Basic" , utilizando una microcomputadora Timex Sinclair 2068 , y con el cual se analizan todas las alternativas de solución cuyas efectividades puedan ser evaluadas .

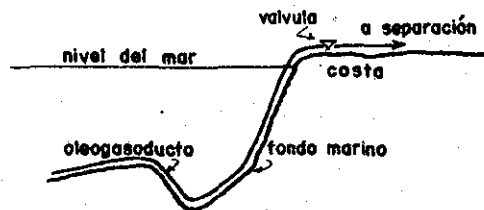
Con el propósito de aplicar el procedimiento y evaluar sus alcances , se escogió el sistema de producción de la plataforma AKAL I y las tuberías de descarga hasta la plataforma de enlace



a) Raiser del Oleogasoducto a Plataforma



b) Tubería con elevación vertical en el área de procesamiento



c) Tubería llega a la costa pasando por una inclinación hacia abajo
También en tierra firme sobre terrenos sinuosos

FIG. I.- SISTEMAS DE GENERACION DE FLUJO BACHE (Yocum)⁽¹⁾

AKAL C , para determinar si existe flujo bache , y de ser así ,
cuantificarlo y presentar la mejor solución posible .

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

GENERALIDADES

El flujo simultáneo de gas y líquido en tuberías es común en la industria petrolera . Cuando fluyen simultáneamente dos o tres fases , éstas se separan geoméricamente . El gas se mueve más rápido que el líquido y existe una fuerza cortante en la frontera de las fases . El tipo de flujo resultante dependerá principalmente de variables como : Inclinación de la tubería , Densidad de los fluidos , Viscosidad y Velocidad de las fases , Relación gas-líquido , y Tensión Superficial .

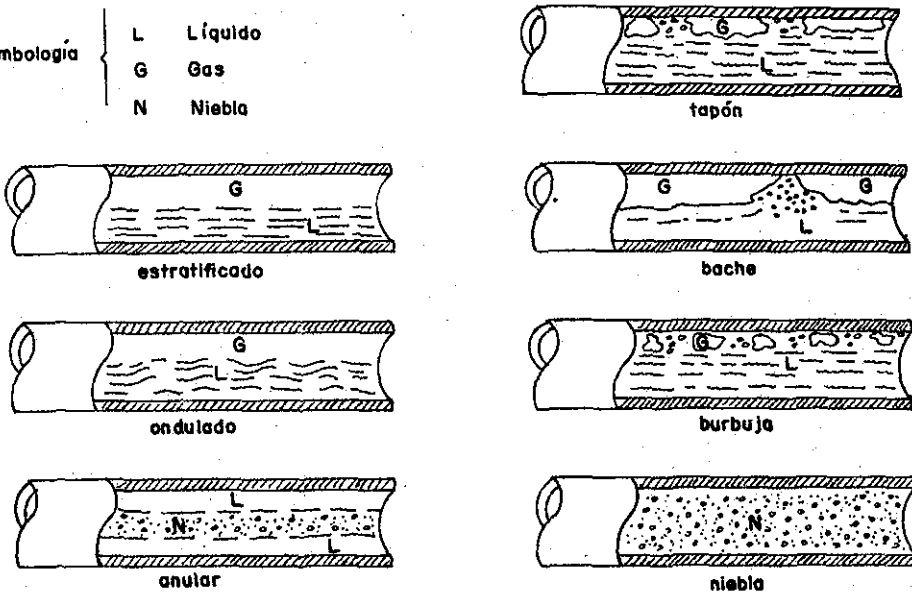
En una longitud de tubería dada pueden ocurrir varios regímenes de flujo debido a las variaciones de presión y relación gas-líquido que se producen en dicha tubería . Los regímenes de flujo frecuentemente encontrados en un flujo de dos fases , tanto en tuberías horizontales como en verticales , se muestran en la Fig.2 .

En el flujo bache , la distribución de la fase gaseosa es más pronunciada , y aunque la fase líquida es todavía continua, la burbuja de gas forma tapones o baches , los cuales casi llenan la sección transversal de la tubería . Govier y Aziz⁽¹³⁾ establecieron que la ocurrencia de flujo bache se inicia cuando se forman burbujas en forma de bala y con longitud igual al diámetro de la tubería .

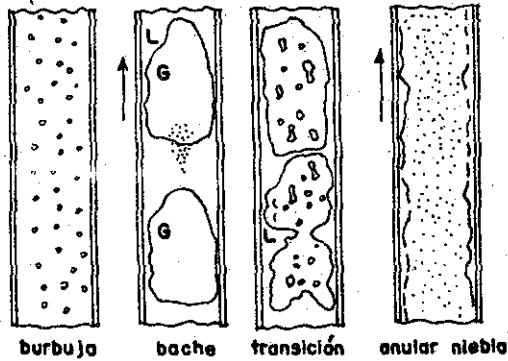
Existen diferentes tipos de flujo bache dependiendo de la magnitud de las fluctuaciones de presión y del tamaño y frecuencia de baches alternos de gas y líquido . Son relativamente pocos los investigadores que han estudiado el flujo bache en modelos físicos . Schmidt⁽²⁶⁾ identificó dos tipos de flujo bache

Simbología

}	L	Líquido
	G	Gas
	N	Niebla



PATRONES DE FLUJO EN TUBERIAS HORIZONTALES



PATRONES DE FLUJO EN TUBERIAS VERTICALES

FIG. 2.- PATRONES DE FLUJO EN TUBERIAS

en un "raiser" * : bacheo severo y bacheo normal . El bacheo se vero se produce cuando se tienen bajos gastos y también cuando la tubería llega al "raiser" con una inclinación negativa . Se caracteriza por baches de líquido cuyas longitudes son iguales o mayores que la altura del "raiser" . El bacheo normal se caracteriza por la generación de baches de líquido mucho mas cortos , y ocurre cuando las burbujas de gas llegan a ser lo suficientemente grandes como para llenar el área transversal de la tubería que las conduce .

La detección de flujo bache debe efectuarse no solo al diseñar las instalaciones de producción para evitar su ocurrencia , sino también periódicamente a lo largo de la vida productiva de los pozos , ya que la depresión progresiva de los mismos puede conducir a la generación de flujo bache en las respectivas instalaciones .

Uno de los factores más importantes a considerar al dimensionar un separador , es predecir los máximos volúmenes de gas y líquido que puede manejar en un intervalo de tiempo dado. Solamente conociendo las características del bache se podrá diseñar con efectividad el equipo de separación , pues de lo contrario se corre el riesgo de que la corriente de gas arrastre cantidades significativas de líquido que puedan afectar el equipo de compresión , o tengan que quemarse al ser enviados a la atmósfera .

El bacheo severo en muchas instalaciones costafuera ha

* Del término : riser , que en idioma inglés se usa para referirse a la tubería de llegada de los fluidos a una plataforma marina , y que por ser de uso común en la industria petrolera , será utilizado como tal en este estudio escribiéndola como se escucha en español.

requerido del uso de procedimientos operativos que reducen drásticamente la producción . Yocum⁽¹⁾ reportó que han sido necesarias reducciones hasta del 70% en la capacidad de flujo para disminuir el bacheo en plataformas costafuera . Estas pérdidas ocurren cuando las contrapresiones en la plataforma se incrementan hasta alcanzar un régimen de flujo donde el bacheo y las fluctuaciones de presión son reducidas a niveles a los que pueden ser manejados .

Pérdidas similares experimentan las tuberías con cambios a dirección ascendente , o cuando la tubería pasa por una inclinación hacia abajo antes de alcanzar la costa .

Esta pérdida en capacidad , es el resultado de la formación de flujo bache .

REVISION DE LA LITERATURA

Caídas de presión

Se han desarrollado muchos métodos para predecir el gradiente de presión de un flujo bifásico en tuberías verticales, horizontales e inclinadas. Estas tienen un grado de confiabilidad más aceptable cuando se aplican a un sistema similar al usado para su formulación. Entre los más usados para tuberías verticales están los de : Hagedorn-Brown⁽²⁾, Duns-Rös⁽³⁾, Orkiszewsky⁽⁴⁾, Aziz y col.⁽⁵⁾ y Beggs-Brill⁽⁶⁾. Para tuberías horizontales se tienen entre otros los de Eaton⁽⁷⁾, Beggs-Brill⁽⁶⁾, Dukler y col.⁽⁸⁾ y el de Guzhov y col.⁽⁹⁾.

Mapas de patrones de flujo

Un patrón de flujo representa la distribución de cada fase en la tubería, respecto a la otra.

Muchos investigadores han elaborado mapas de patrones de flujo, tanto para flujo en tuberías verticales como para horizontales. Algunos de éstos han sido modificados por otros investigadores al evaluarlos con información obtenida de observaciones en modelos físicos.

Yocum⁽¹⁾ estudió el mapa de patrones de flujo desarrollado por Griffith-Wallis⁽¹⁰⁾, que se muestra en la Fig. 3. En base a datos de campo, propuso la banda de transición que se muestra con línea discontinua en dicha figura, y que separa las zonas que definió como de : Flujo bache aceptable y Flujo bache severo. Concluyó que con este mapa se podía predecir la severidad del bache en un "raiser".

Schmidt⁽¹¹⁾ estudió el flujo vertical y horizontal de un flujo aire-agua, construyendo un modelo de tubería-"raiser" con tubo transparente de 2 pulgadas de diámetro, en el que provocó flujos

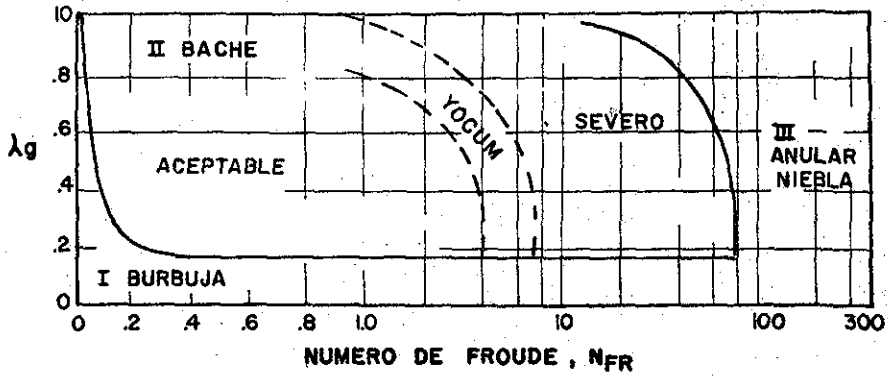


Fig. 3... MAPA DE PATRONES DE FLUJO, GRIFFITH-WALLIS⁽¹⁰⁾ CON MODIFICACION DE YOCUM

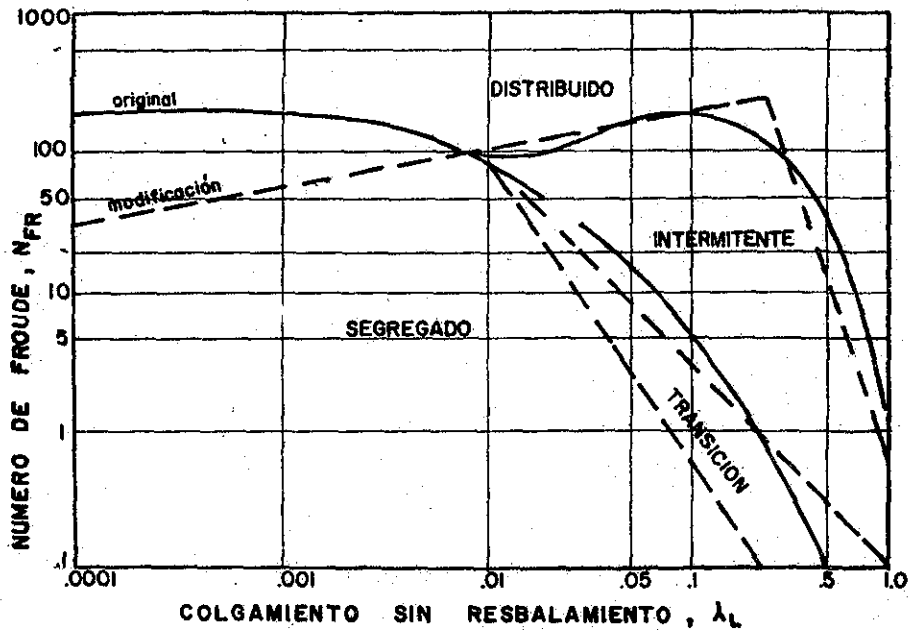


Fig. 4... MAPA DE PATRONES DE FLUJO, BEGGS-BRILL⁽⁶⁾

tipo bache . Evaluó los mapas de patrones de flujo de Baker⁽¹²⁾ , Beggs-Brill⁽⁶⁾ , Modificado de Govier-Aziz⁽¹³⁾ , Duns-Ros⁽³⁾ , Aziz y col.⁽⁵⁾ y Griffith-Wallis⁽¹⁰⁾ , llegando a la conclusión de que los mapas de patrones de flujo de Beggs-Brill y el Modificado de Govier-Aziz , son aceptables para predecir regímenes de flujo en tuberías horizontales , y que tanto el Modificado de Duns-ros como el de Aziz y col. , son aceptables para predecir el régimen de flujo en un "raiser" , (ver Figs. 4 , 5 , 6 y 7) . En los dos últimos , la zona de flujo bache se divide en dos regiones llamadas : "A" y "C" . La región "C" indica baches presentes en el "raiser" , como resultado de baches que llegan por la tubería horizontal . La región "A" se caracteriza por representar la formación de flujo bache en la unión de la tubería con el "raiser" , cuando por la tubería llega flujo estratificado . Las condiciones menos deseables se dan cuando se opera en la zona cercana a la frontera entre ambas regiones .

Características del bache

Dukler-Hubbard⁽¹⁴⁾ presentaron el primer modelo físico que permite una descripción realística del flujo bache en una tubería horizontal . Después de cuidadosas observaciones del movimiento del bache en un modelo de laboratorio , concluyeron que un bache de líquido alcanza una longitud constante y que se mueve de manera muy predecible . Una película de líquido fluye a lo largo del fondo de la tubería a una velocidad menor que el bache . El bache crece al arrastrar líquido de la película en su parte delantera , pero a la vez , va perdiendo líquido por su parte trasera en una misma proporción . Las velocidades de burbuja de gas y bache de líquido son esencialmente idénticas , (ver Fig.8) .

Schmidt⁽¹¹⁾ observó en su modelo , que la frecuencia , velocidades y longitudes de un bache , no sufren cambios significativos al pasar de la tubería horizontal al "raiser" , y desarrolló expre

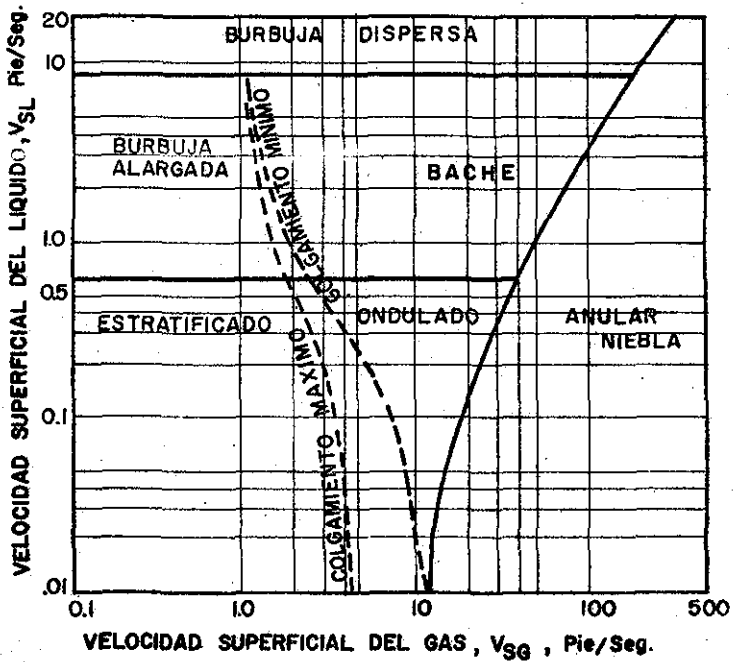


Fig. 5 _ MAPA DE PATRONES DE FLUJO, MODIFICADO GOVIER-OMER⁽¹³⁾

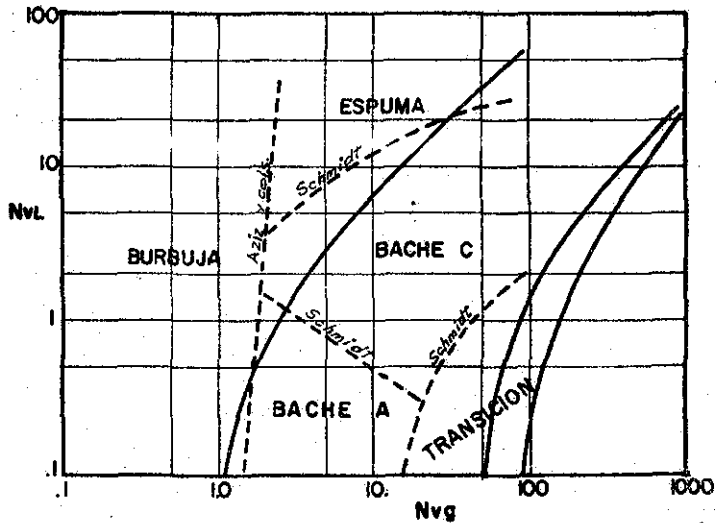


Fig. 6 _ MAPA DE PATRONES DE FLUJO, MODIFICADO DUN-ROS⁽³⁾

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

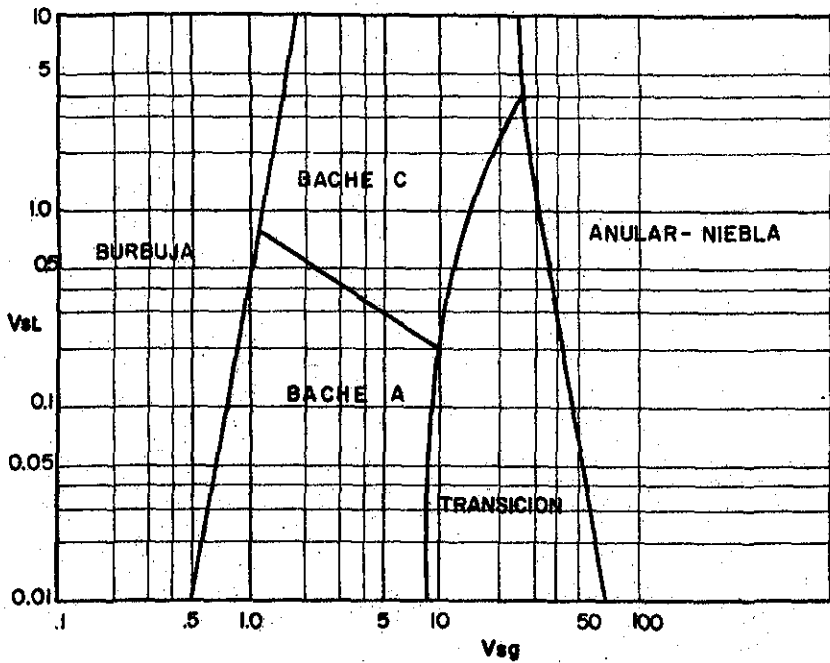


Fig. 7._ MAPA DE PATRONES DE FLUJO, AZIZ y Col. (5)

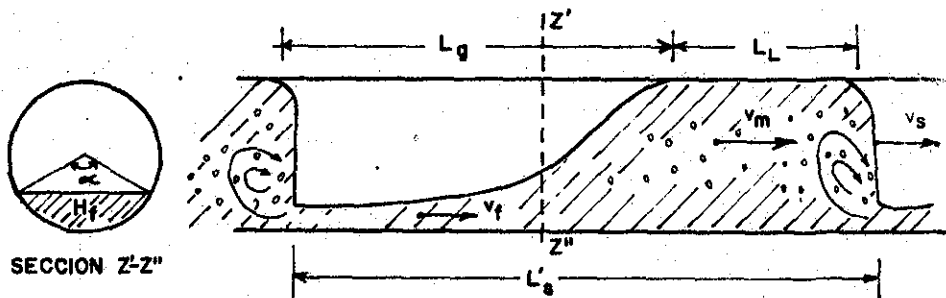


Fig. 8._ MODELO DE BACHE HORIZONTAL, DUKLER-HUBBARD (14)

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

siones para el colgamiento de líquido , velocidad y longitud del bache de líquido . Observó también que si existía flujo bache en la tubería horizontal , éste también se presentaba en el "raiser". En la formulación de su modelo , asumió despreciables los efectos del líquido que penetra en la burbuja de gas y del gas que penetra en el líquido , (ver Fig.9) .

Machado⁽¹⁵⁾ analizó los datos obtenidos por Schmidt⁽¹¹⁾ y obtuvo sus propias expresiones para velocidades , longitudes , y tiempos de paso del líquido y la burbuja , (ver Fig.10) .

Schmidt⁽²⁶⁾ observó también las características del bache en un flujo aire-kerosene . Modificó ciertas expresiones desarrolladas por él mismo anteriormente y obtuvo otras nuevas para describir con mayor precisión dichas características .

Brill y col.⁽¹⁶⁾ efectuaron pruebas en el campo Prudhoe Bay de Alaska , en tuberías de 12 y 16 pulgadas de diámetro , que presentaban casos de flujo bache y flujo espuma . Usando un densímetro Gamma determinaron patrones de flujo , densidades de mezclas y características de los baches . De las observaciones de las pruebas de flujo bache , efectuaron un análisis estadístico de la distribución de longitudes de bache , y por análisis de regresión estimaron la longitud promedio del bache como función de la velocidad superficial de la mezcla y del diámetro de la tubería . Obtuvieron también ecuaciones para predecir la velocidad del bache , colgamientos y volúmenes de líquido producidos . En el modelo se consideran las siguientes suposiciones :

- 1.- El líquido y las pequeñas burbujas de gas , en el bache de líquido , viajan a la misma velocidad .
- 2.- La película de líquido no contiene burbujas de gas .
- 3.- En la burbuja de gas , se desprecian las partículas de líquido.
- 4.- El bache de líquido viaja con velocidad : v_m , (ver Fig.11) .

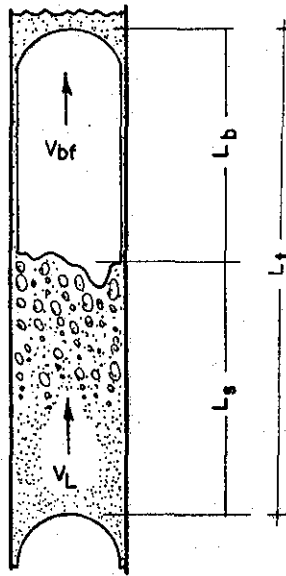


Fig.9...VOLUMEN DE CONTROL PARA BACHE VERTICAL

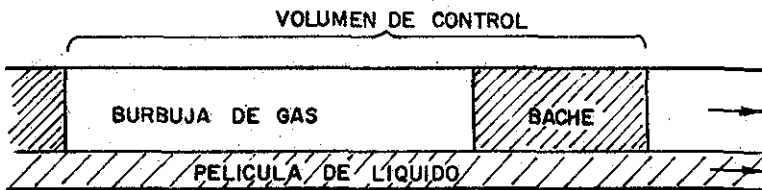


Fig.10... MODELO DE BACHE HORIZONTAL , MACHADO⁽¹⁵⁾

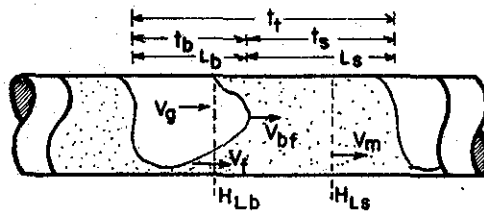


Fig.11... ESQUEMA DE BACHE IDEALIZADO , BRILL y Col. ⁽¹⁶⁾

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

Colgamiento

Es la relación entre el volumen de líquido existente dentro de un segmento de tubería a las condiciones de flujo , y el volumen de dicho segmento .

Schmidt (11) midió este parámetro en su modelo experimental y presentó la siguiente relación para predecir el colgamiento vertical en la región de flujo bache :

$$H_L = \frac{v_{sL}}{v_L} \dots\dots\dots(1)$$

la cual presentó un buen ajuste entre los valores calculados y los observados .

Brill y col. (16) midieron el colgamiento en tuberías horizontales utilizando un densímetro gamma , y presentaron la siguiente expresión para predecirlo :

$$H_L = 1.0 - 0.01 \text{ EXP } (a + b \text{ Ln}(v_{sg}) + c (\text{Ln}(v_{sg}))^2) \dots\dots(2)$$

donde a , b y c varían en la siguiente forma :

Para colgamiento en la burbuja de gas , H_{Lb} :

$$\begin{aligned} a &= 4.47108 - 0.13691 v_{sL} \\ b &= -0.05831 + 0.08070 v_{sL} \\ c &= 0.02124 - 0.01169 v_{sL} \end{aligned}$$

Para colgamiento en el bache de líquido , H_{Ls} :

$$\begin{aligned} a &= -0.52728 + 0.43839 v_{sL} \\ b &= 2.01451 - 0.17878 v_{sL} \\ c &= -0.20271 + 0.01819 v_{sL} \end{aligned}$$

Para colgamiento de líquido , H_L :

$$\begin{aligned} a &= 4.27143 - 0.26172 v_{sL} \\ b &= 0.06495 + 0.12992 v_{sL} \\ c &= 0.00406 - 0.01826 v_{sL} \end{aligned}$$



Velocidad de la burbuja

Es un importante parámetro para determinar la longitud del bache .

Dumitrescu⁽¹⁷⁾ demostró que la velocidad de una burbuja de gas que se eleva en una columna de líquido vertical estática, se puede expresar :

$$v_b = c_1 \left(\frac{g d (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L} \right)^{1/2} \dots\dots\dots(3)$$

donde $c_1 = 0.351$. Otros investigadores han encontrado para esta constante un valor de 0.328 ó 0.345 .

Griffith- Wallis⁽¹⁰⁾ demostraron que la velocidad de la burbuja , relativa al líquido sobre ella , en una columna de líquido en movimiento se podía expresar :

$$v_b = c_1 c_2 (g d)^{1/2} \dots\dots\dots(4)$$

donde $c_1 \approx 0.35$, y c_2 es función del Número de Reynolds .

Nicklin y col.⁽¹⁸⁾ presentaron la siguiente expresión para la velocidad de la burbuja en una columna fluyente de líquido :

$$v_{bf} = 1.2 v_m + 0.35 \left(\frac{g d (\rho_L - \rho_g)}{\rho_L} \right)^{1/2} \dots\dots(5)$$

Zuber-Findlay⁽¹⁹⁾ presentaron la siguiente expresión para flujo vertical :

$$v_{bf} = c_o v_m + v_b \dots\dots\dots(6)$$

donde v_b es la expresión presentada por Dumitrescu⁽¹⁷⁾ , y para evaluar c_o presentaron un método basado en la velocidad local y los perfiles de concentración de colgamiento .

Hubbard⁽²⁰⁾ obtuvo , para casos de flujo bache horizontal :

$$v_{bf} = 1.25 v_m \dots\dots\dots(7)$$

Gregory-Scott⁽²¹⁾ obtuvieron también para flujo horizontal:

$$v_{bf} = 1.35 v_m \dots\dots\dots(8)$$

Singh-Griffith⁽²²⁾ presentaron , también para flujo horizontal :

$$v_{bf} = 0.95 v_m + 1.15 \dots\dots\dots(9)$$

y no explicaron el porqué de la constante 1.15 , la cual supuestamente representa la velocidad de elevación de la burbuja en una columna de líquido vertical estática .

Mattar-Gregory⁽²³⁾ publicaron un estudio en que se varió la inclinación de la tubería , de 0° a 10° sobre la horizontal . En un sistema fluyente determinaron que :

$$v_{bf} = 1.3 v_m + 0.70 \dots\dots\dots(10)$$

estableciendo que el valor 0.70 puede no tener significado físico para el caso horizontal .

Schmidt⁽²⁶⁾⁽¹¹⁾ midió estos parámetros en sus modelos y aplicó a sus valores un análisis de mínimos cuadrados en función de los valores de velocidad de la mezcla , y encontró :

Para flujo vertical :

$$v_{bf} = 1.178 v_m + 1.75 \dots\dots\dots(11)$$

Para flujo horizontal :

$$v_{bf} = 1.28 v_m \dots\dots\dots(12)$$

Brill y col.⁽¹⁶⁾ obtuvieron para tuberías horizontales :

$$v_{bf} = \frac{v_{sL} - v_m H_{Ls}}{H_L - H_{Ls}} \dots\dots\dots(13)$$

Velocidad del bache de líquido

Schmidt⁽¹¹⁾ partiendo del principio de conservación de masa y considerando que la frecuencia del bache es constante , para de terminadas condiciones de flujo , obtuvo la siguiente expresión pa ra tubería vertical :

$$v_L = \frac{v_m \left(\frac{\rho_L - \rho_g R}{1 + R} \right)}{\rho_L - \frac{v_m R}{v_{bf}} \left(\frac{\rho_L - \rho_g R}{1 + R} \right) + \rho_g R} \dots\dots\dots(14)$$

Posteriormente , Schmidt⁽²⁶⁾ en base a observaciones en su modelo con flujo aire-kerosene , concluyó que para tuberías verti cales , y para variaciones de $\pm 5^\circ$ de ésta con la vertical , el va lor de la velocidad del líquido es independiente de la inclinación de la tubería , y que la expresión que mejor la representa es :

$$v_L = 0.92 v_m \dots\dots\dots(15)$$

Wilson F. Giozza⁽²⁴⁾ usó para la tubería horizontal de su si mulador , una velocidad de bache de líquido igual a la velocidad del frente de la burbuja , lo cual es una suposición de uso común en este tipo de problemas .

Frecuencia del bache

Indica cuantos baches pasan por un punto determinado en la unidad de tiempo .

Gregory-Scott⁽²¹⁾ propusieron la siguiente correlación en ba se a experimentos en tubería horizontal de 0.75 pulgadas de diáme tro , usando un sistema agua-aire .

$$\gamma = 0.0226 \left(\frac{v_{sL}}{g d} \left(\frac{19.75}{v_{bf}} + v_{bf} \right) \right)^{1.2} \dots\dots\dots(16)$$

donde todas las unidades estan dadas en metros y segundos .

Schmidt⁽¹¹⁾ observó en su modelo , que para un gasto dado la frecuencia era la misma tanto para la tubería horizontal , como para la vertical , estableciendo la expresión :

$$\gamma = \frac{v_{sL}}{L_s} \dots\dots\dots(17)$$

Longitud del bache de líquido

Schmidt⁽¹¹⁾⁽²⁶⁾ propuso inicialmente la siguiente expresión:

$$L_s = 0.0244 v_{bf}^{14.48} v_m^{-13.717} \dots\dots\dots(18)$$

Posteriormente al estudiar un flujo de aire-kerosene , encontró que la relación que mejor define este parámetro es :

$$L_s = t_s v_{bf} \dots\dots\dots(19)$$

Machado⁽¹⁵⁾ analizó los datos obtenidos por Schmidt⁽¹¹⁾, y determinó que la longitud del bache de líquido se puede expresar como :

$$L_s = v_s t_L = v_s (t_s - t_g) \dots\dots\dots(20)$$

donde

$$t_g = \frac{v_{sg} t_s (v_s - v_f)}{v_s (v_m - v_f)} \quad y \quad v_f = \frac{0.3 v_{sL}}{H_L}$$

Brill y col.⁽¹⁶⁾ obtuvieron , para tuberías horizontales y diámetros grandes , una expresión para la longitud promedio :

$$L_s = \text{EXP}(-2.663 + 5.441(\text{Ln } d)^{1/2} + 0.059 \text{Ln}(v_m)) \dots\dots(21)$$

Longitud de la burbuja

Schmidt⁽¹¹⁾ utilizó en su primer modelo , la expresión :

$$L_b = \frac{v_{sg}}{v_{sL}} L_s \dots\dots\dots(22)$$

Posteriormente , al estudiar el flujo aire-kerosene⁽²⁶⁾ obtuvo :

$$L_b = t_b v_{bf} \dots\dots\dots(23)$$

Wilson F. Giozza⁽²⁴⁾ utilizó las expresiones desarrolladas por Brill⁽¹⁶⁾ para obtener la longitud de la burbuja :

$$L_b = L_s \frac{CC - HH}{1 - CC} \dots\dots\dots(24)$$

donde

$$CC = \frac{v_{sg} + (v_{bf} - v_m)(1 - H_{Ls})}{v_{bf} (1 - H_{Lb})} \qquad HH = \frac{1 - H_{Ls}}{1 - H_{Lb}}$$

Tiempos de residencia

El tiempo necesario para que un bache completo , formado por una burbuja de gas y un bache de líquido , pase a través de una sección transversal de tubería dada , es llamado : Tiempo de re_sidencia del bache . Es la suma del tiempo de re_sidencia de la bur_buja de gas y del tiempo de residencia del bache de líquido .

Schmidt⁽¹¹⁾ utilizó en su modelo las siguientes expresiones :

para el líquido : $t_L = L_s / v_L \dots\dots\dots(25)$

para la burbuja : $t_b = L_b / v_{bf} \dots\dots\dots(26)$

Schmidt⁽²⁶⁾ desarrolló posteriormente las siguientes expre_siones :

Para tiempo de residencia del bache completo :

si $2.5 \leq v_{sL} \leq 3.7$

$$t_t = a + b v_{sg}^{-c} v_{sg} \dots\dots\dots(27)$$

donde

$$a = 0.737 - 0.078 v_{sL}$$

$$b = 2.2 - 0.531 v_{sL}$$

$$c = 0.174 - 0.033 v_{sL}$$

si $5.0 \leq v_{sL} \leq 6.0$

$$t_t = a + b v_{sg} + c v_{sg}^2 \dots\dots\dots(28)$$

donde

$$a = 0.539 - 0.419 \times 10^{-2} v_{sL}$$

$$b = -0.249 \times 10^{-2} + 0.271 \times 10^{-3} v_{sL}$$

$$c = 0.638 \times 10^{-3} - 0.172 \times 10^{-3} v_{sL}$$

Para tiempo de residencia de la burbuja de gas :

$$t_b = a + b v_{sg} + c v_{sg}^2 \dots\dots\dots(29)$$

donde

$$a = 0.203 - 0.428 \times 10^{-1} v_{sL}$$

$$b = 0.167 \times 10^{-1} - 0.86 \times 10^{-5} v_{sL}$$

$$c = 0.353 \times 10^{-6} - 0.758 \times 10^{-4} v_{sL}$$

Brill y col. ⁽¹⁶⁾ desarrollaron las expresiones :

Para el líquido

$$t_L = L_s / v_{bf} \dots\dots\dots(30)$$

Para la burbuja

$$t_b = \frac{t_s (CC - HH)}{1 - CC} \dots\dots\dots(31)$$

Gastos

Schmidt⁽¹¹⁾ calculó los gastos con las expresiones :

Para líquido

$$q_L = L_s A v \dots\dots\dots(32)$$

Para gas

$$q_g = L_b A v \dots\dots\dots(33)$$

Brill y col.⁽¹⁶⁾ desarrollaron , para tuberías horizontales , las siguientes expresiones :

Volumen de líquido producido del bache de líquido :

$$V_{Lsp} = v_m t_s A H_{Ls} \dots\dots\dots(34)$$

Volumen de líquido producido de la película de líquido :

$$V_{Lfp} = v_f t_b A H_{Lb} \dots\dots\dots(35)$$

Volumen de líquido producido de un bache completo :

$$V_{Lp} = v_{sL} (t_s + t_b) A \dots\dots\dots(36)$$

Si se considera un bache unitario , la masa de líquido que fluye por la tubería en un período de tiempo , es la suma de la masa de líquido en el bache de líquido y en la película de líquido . Sin embargo , como la burbuja de gas que sigue al bache de líquido sobrepasa parte de éste , la porción sobrepasada no fluirá con la unidad considerada .

Capacidad de los separadores

En un estudio realizado por el Instituto Mexicano del Petróleo⁽³²⁾ , se concluyó que la capacidad de manejo de los fluidos , proporcionada por las gráficas de las compañías fabricantes de separadores , comunmente difieren entre sí , y que por lo tanto es mejor utilizar ecuaciones generalizadas para determinar la capaci

dad de los separadores , con los tiempos de retención recomendados por la OMPEC⁽³¹⁾ .

Para separadores verticales :

$$q_{Lcs} = 201.42 \frac{d_{sep}^2 h}{B_o t_r} \dots\dots\dots(37)$$

$$q_{gcs} = 0.06878 \frac{d_p^2 d_{sep}^2 P (\rho_L - \rho_g)}{Z_{cf} (T+460)_{cf} \mu_g} \dots\dots\dots(38)$$

Para separadores horizontales :

$$q_{Lcs} = 256.474 \frac{(\frac{\pi d_{sep}^2}{4} - A_f) L}{B_o t_r} \dots\dots\dots(39)$$

$$q_{gcs} = 0.123739 \frac{P}{Z(T+460)} \frac{d_p^2 (\rho_L - \rho_g)}{\mu_g} A_f \dots\dots(40)$$

donde

$$A_f = \frac{\pi d_{sep}^2}{4} \left(1 - \frac{\cos^{-1} \left(1 - \frac{2h}{d_{sep}}\right)}{180}\right) + (d_{sep} h - h^2)^{1/2} \left(\frac{d_{sep}}{2} - h\right) \dots\dots\dots(41)$$

Tabla 1.- Tiempos de retención recomendados por OMPEC⁽³¹⁾

Rango de presión (lb/pg ²)	Tiempo de retención (seg.)
0 - 600	60
600 - 1000	50
mayor que 1100	30

Eliminación del bache

Ros⁽²⁵⁾ postuló que al fluir simultáneamente gas y líquido a altas velocidades a través de una restricción, se produce una dispersión de la fase líquida, resultando un flujo tipo niebla. Aparentemente comprobó su teoría con información de campo, de flujo crítico a través de estranguladores.

Yocum⁽¹⁾ propuso las siguientes alternativas para reducir o eliminar el bacheo en un sistema tubería-"raiser":

- i) Reducir en un tramo de varios cientos de pies antes de llegar al "raiser", el diámetro de la tubería de llegada. Las reducciones de diámetro deberán ser relativamente pequeñas, ya que esto puede generar, contrario a lo esperado, un bacheo severo.
- ii) Instalar "raiser" doble o múltiple. Sugiere también el uso de "raisers" concéntricos.
- iii) Inyección de gas en la base del "raiser". Con esto se provoca flujo espuma en el "raiser".
- iv) Colocación de aparatos mezcladores. Estos estarían colocados en la entrada al "raiser" y podrían ser:
 - .- Hélices colocadas con inclinación diferente del rango 20° - 27° .
 - .- Mezclador de impacto, para crear turbulencia.
 - .- Mezcladores controlados por fuerza motriz, para agitar directamente el flujo.

Estas soluciones, sin embargo, están planteadas desde un punto de vista cualitativo y sin presentar ninguna cuantificación o señal de eficacia de cada una de ellas.

Schmidt⁽²⁶⁾ concluyó que aplicando un estrangulamiento cuidadoso en la cima del "raiser", se podía eliminar en forma eficaz el bacheo severo, con poco o ningún cambio en el gasto o la presión, eliminando las fluctuaciones de presión. Al estrangular

adecuadamente , se eliminó el bacheo severo estableciéndose un flujo burbuja estable , con los mismos gastos .

Schmidt , Brill y Beggs⁽²⁷⁾ construyeron un modelo para estudiar el bacheo severo producido cuando , en un sistema tubería-"raiser" , la tubería de llegada al "raiser" tiene pendiente negativa . Para solucionar el bacheo propusieron también el estrangulamiento del flujo en la cima del "raiser" . El grado hasta el cual se cierra la válvula , se basa en la presión de la tubería y en las fluctuaciones de presión diferencial en el "raiser" . Los autores concluyeron que el estrangulamiento puede eliminar el bacheo severo en cualquier sistema tubería-"raiser" .

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

ESTRUCTURACION DEL MODELO

Mapas de Patrones de Flujo

Para el presente estudio se seleccionaron , el mapa de patrones de flujo Modificado de Govier-Aziz⁽¹³⁾ para predecir el tipo de flujo en tuberías horizontales , y el Modificado de Duns-Ros para predecirlo en tuberías verticales . Estos fueron seleccionados porque en la evaluación que se hizo , con datos experimentales obtenidos de modelos físicos , se aceptaron como confiables para predecir los regímenes de flujo que se pueden presentar en dichas tuberías⁽¹¹⁾.

Aunque para ciertos casos específicos en tuberías inclinadas ya se han publicado algunos mapas de patrones de flujo⁽²⁶⁾, aún no se dispone de uno que pueda usarse en forma generalizada para predecir el tipo de flujo que se forma en ellas .

Caídas de Presión

Aunque al seleccionar el método más apropiado , es conveniente probar primero cual es el que mejor reproduce el comportamiento de un determinado sistema , para este estudio y con fines de aplicación general , se seleccionaron los métodos de -- Dukler⁽⁸⁾ para tuberías horizontales , y Duns-Ros⁽³⁾ para tuberías verticales y flujo ascendente , los cuales han sido recomendados o considerados como adecuados por algunos investigadores⁽²⁸⁾⁽²⁹⁾ y son aplicables al tipo de hidrocarburos seleccionados para ejemplificar el modelo propuesto .

En el procedimiento formulado por Duns-Ros⁽³⁾ para el cálculo de caídas de presión , está comprendida la determinación del tipo de flujo por medio del mapa de patrones de flujo del autor, pero sin las modificaciones hechas al mismo por Aziz y Schmidt ,

(ver Fig.6) . Dado que se necesitaba determinar el tipo de flujo utilizando este mapa de patrones modificado , el cual presenta las ventajas de haber sido evaluado con éxito por algunos autores⁽¹¹⁾ , fue necesario introducir en dicho procedimiento las condiciones correspondientes al mapa de patrones modificado , en lugar de las condiciones originales . Lo anterior constituye una modificación fundamental al modelo original de Duns-Ros .

Para calcular la caída de presión en tuberías verticales con flujo descendente , se seleccionó el método desarrollado por Beggs-Brill⁽⁶⁾ , ya que éste es el único de uso común , aplicable a este tipo de flujo . Este fue desarrollado para utilizarse en tuberías con cualquier ángulo de inclinación . Para calcular el gradiente por elevación , los autores recomiendan calcular primero el colgamiento de líquido que existiría a las mismas condiciones en una tubería horizontal , y posteriormente corregirlo afectándolo por un factor , para obtener así el colgamiento a cualquier ángulo de inclinación de la tubería . En el presente estudio se obtuvo un modelo híbrido nuevo , al incluir la siguiente modificación : el colgamiento , asumiendo la tubería horizontal , se calculó por el método recomendado por Dukler⁽⁸⁾ para tuberías horizontales , y luego se afectó por el factor que definieron Beggs-Brill⁽⁶⁾ . La ventaja de esta modificación es que al estudiar un sistema de tubería horizontal con tubería vertical y flujo descendente , (-90° de inclinación), se evitan incongruencias que se pueden presentar al obtener colgamientos diferentes ; uno que se obtendría al calcular las caídas de presión en la sección horizontal aplicando el método de Dukler⁽⁸⁾ , y otro que se obtendría al suponer la tubería horizontal cuando se calculen las caídas de presión en la sección vertical con flujo descendente , (-90° de inclinación), aplicando el método de Beggs-Brill⁽⁶⁾ , (ver descripción de los métodos en el Apéndice A) .

Si existen datos de campo , habrá que comparar éstos con los resultados que proporcione el método seleccionado , y aplicar a éste último un factor de ajuste .

Características del Bache

Para la determinación de las características del bache en tuberías verticales se utilizará el modelo desarrollado por Schmidt⁽²⁶⁾ , cuyas expresiones estan basadas en la observación y medición de dichas características en un modelo físico de tubería-"raiser" hecho de material transparente de dos pulgadas de diámetro por el que fluían baches de aire-kerosene . Al analizar previamente este modelo se observó que , de los valores que se obtienen para el tiempo de paso de un bache completo y para la longitud del bache de líquido , se pueden obtener la frecuencia del bache y el volumen del bache de líquido respectivamente , pero no el gasto real de líquido producido . En vista de esto , y dado que el autor no presentó expresiones para gastos , en el presente estudio se propone el uso de la siguiente expresión para obtener el volumen de líquido producido por cada bache el cual será utilizado posteriormente para calcular el gasto instantáneo a que está sometido el separador .

$$V_{Lp} = \frac{\text{Gasto promedio diario [STB/día]} \cdot 5.615 \text{ [scf/STB]}}{\text{Frecuencia del bache [bache/seg]} \cdot 86400 \text{ [seg/día]}}$$

6

$$V_{Lp} = 6.5 \times 10^{-5} \frac{q_o}{v} \quad \text{[scf/bache]} \quad \dots\dots(42)$$

Las características del bache en tuberías horizontales se determinarán utilizando el modelo desarrollado por Brill y col.⁽¹⁶⁾ ya que éste fue formulado en base a pruebas efectuadas en tuberías de grandes diámetros , los cuales se encuentran comúnmente en las instalaciones de producción afectadas por flujo tipo bache . Para ciertas condiciones , se encontró que la velocidad del frente de burbuja (v_{bf}) puede resultar mayor que la velocidad de



la mezcla (v_m), (ver modelo en Fig.11) . Si además el cociente de los colgamientos H_{Ls}/H_{Lb} es mayor que 1.00 , tanto que el producto de la expresión $(v_m - v_{bf})(H_{Ls}/H_{Lb})$ resulta mayor que v_{bf} , la expresión para calcular la velocidad de la película :

$$v_f = (v_m - v_{bf})(H_{Ls}/H_{Lb}) + v_{bf}$$

dará como resultado un valor negativo , lo cual no es lógico . Para evitar esto , en el presente estudio se incluyó una restricción con el fin de considerar este parámetro igual a cero , ya que físicamente la película permanecería estática .

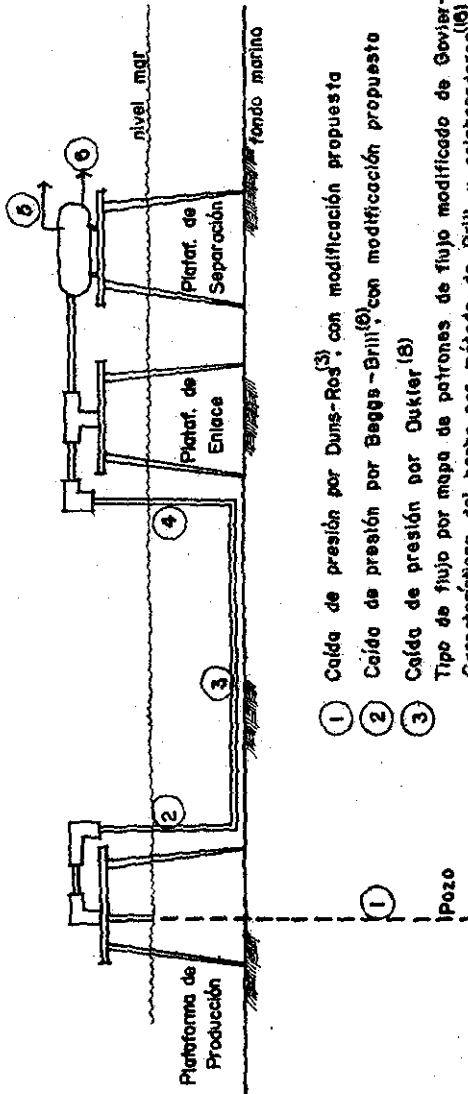
Capacidad de los Separadores

Para representar el comportamiento de flujo en los separadores , se analizó el concepto de velocidad de asentamiento de una partícula de líquido en una corriente de gas , concluyéndose que las ecuaciones de capacidad recomendadas por el Instituto Mexicano del Petróleo⁽³²⁾ pueden ser utilizadas para establecer la máxima carga en el separador a fin de reducir a un mínimo el arrastre de líquidos en la corriente de gas . En vista de lo anterior , dichas ecuaciones se integraron al modelo propuesto en este estudio, para determinar dicha carga y mantener durante la operación la relación : $\text{gasto de gas calculado} \geq \text{gasto de gas real}$

Eliminación del Bache

Para probar que alternativa elimina el flujo bache , se recurrirá a probar todas las propuestas⁽¹⁾⁽²⁵⁾⁽²⁶⁾⁽²⁷⁾ , que a la vez sean evaluables en este estudio , además de alguna variante o combinación de las mismas .

En la Fig.12 se muestra en forma gráfica la estructuración del modelo propuesto en este estudio , indicándose los criterios que se usarían en cada parte de una instalación de producción costafuera .



- ① Caída de presión por Duns-Ros⁽³⁾, con modificación propuesta
- ② Caída de presión por Beggs-Brill⁽⁶⁾, con modificación propuesta
- ③ Caída de presión por Dukler⁽⁸⁾
Tipo de flujo por mapa de patrones de flujo modificado de Govier-Aziz⁽³⁾
Características del bache por método de Brill y colaboradores⁽¹⁰⁾, con modificación propuesta
- ④ Caída de presión por Duns-Ros⁽³⁾, con modificación propuesta
Tipo de flujo por mapa de patrones de flujo modificado de Duns-Ros⁽³⁾
Características del bache por método de Schmidt⁽²⁶⁾, con modificación propuesta
- ⑤ Capacidad de manejo de gas (q_{gc} y q_{gm}) por ecuación de capacidad⁽³²⁾
- ⑥ Capacidad de manejo de líquido por ecuación de capacidad⁽³²⁾

Fig.12 -- ESTRUCTURACION DEL MODELO PROPUESTO

TESIS CON FALLA DE ORIGEN

PROCEDIMIENTO

Para el desarrollo del presente trabajo , se elaboró un Programa de Cómputo , con el cual se puede seguir el procedimiento que a continuación se describe :

1.- Calcular condiciones a la salida de la tubería de conducción

Esto será necesario cuando no se tenga la instalación en que puedan medirse las presiones y gastos necesarios para determinar el tipo de flujo , como cuando se efectúa el diseño para una posterior instalación del equipo de producción , o cuando se deseen conocer las condiciones resultantes de efectuar cambios en el sistema , como por ejemplo al variar el diámetro de la tubería . Para esto se utilizarán , según el caso , los métodos seleccionados para calcular caídas de presión : Dukler⁽⁸⁾ para tuberías horizontales , el de Duns-Ros⁽³⁾ para tuberías verticales , y el de Beggs-Brill⁽⁶⁾ con la modificación propuesta en este estudio , para tuberías verticales y flujo descendente . (Ver Métodos en el Apéndice A) .

2.- Determinar el tipo de flujo

Cuando el flujo que llega al separador posee características definidas por una tubería horizontal , por ejemplo cuando la tubería corriente arriba del punto de interés es predominantemente horizontal , como en el caso de instalaciones superficiales con equipo de separación colocado al mismo nivel , se utilizará el mapa de patrones de flujo de Govier-Aziz⁽¹³⁾ , (Ver Fig. 5) , para la determinación del tipo de flujo . Cuando las características las define una tubería vertical , como en el caso de un "raiser" en las plataformas de producción costafuera , se usará el mapa de patrones de flujo modificado de Duns-Ros , (Ver Fig. 6) .

Si no existe flujo bache , no se continúan los cálculos , ya que no existe el tipo de flujo objeto de este estudio y por lo tanto no se presentarán los problemas ocasionados por él .

3.- Determinar características del bache

Si se está estudiando el flujo en tuberías de conducción horizontales , el programa utiliza el modelo desarrollado por Brill y cols.⁽¹⁶⁾ para determinar todas las características del bache , pero si se trata de una tubería vertical o "raiser" , utiliza el modelo desarrollado por Schmidt⁽²⁶⁾ .

En ambos casos , los modelos se aplicarán con las modificaciones respectivas propuestas en este estudio .

4.- Calcular el gasto instantáneo

Para el caso de tubería horizontal , el programa utiliza las características del bache horizontal para calcular el gasto instantáneo , partiendo del volumen de líquido producido por el bache de líquido y el tiempo de residencia del mismo :

$$q_{instl} = V_{Lsp} / t_L \dots\dots\dots(43)$$

Para el caso de tubería vertical , utiliza las características correspondientes y en forma similar calcula el gasto instantáneo , asumiendo en este caso , que todo el líquido producido es a portado por el bache de líquido :

$$q_{instl} = V_{Lp} / t_s \dots\dots\dots(44)$$

En ambos casos , el gasto instantáneo de gas se puede calcular con la expresión :

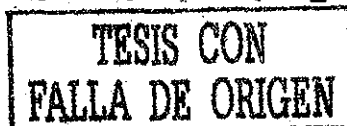
$$q_{instg} = V_{bf} \times A \dots\dots\dots(45)$$

5.- Calcular la máxima capacidad de manejo de fluidos en el separador

Dependiendo del tipo de separador del sistema , el programa calcula su máxima capacidad de manejo de fluidos , utilizando según el caso , el mayor valor posible para la altura del nivel del líquido , y los tiempos de retención recomendados por la OMPBC⁽³¹⁾ , (Ver expresiones (37) a (40) y Tabla I) .

6.- Comparar gastos instantáneos y máxima capacidad del separador

El gasto instantáneo es el volumen de líquido que pasa por u



nidad de tiempo , calculándolo en el instante en que por una sección determinada de tubería está fluyendo el bache de líquido . El gasto así calculado supone un flujo de líquido continuo , sin considerar que a cada bache de líquido le sigue una burbuja de gas .

El gasto promedio diario es el volumen acumulado de líquido que ha fluido por la tubería durante un día , y que ha sido - medido en los tanques de almacenamiento .

Si el separador puede manejar el gasto instantáneo , el programa suspende los cálculos , de lo contrario se continúa con el procedimiento para tratar de solucionar el problema .

7.- Buscar las posibles soluciones al problema del flujo bache

Al llegar a esta parte del procedimiento pueden darse dos situaciones :

i) Que no se pueda disminuir la presión de llegada

Cuando se trata de eliminar el bache , en la mayoría de los casos , los métodos aplicables implican una caída de presión adicional .

En este caso se probarán primero las alternativas que no necesariamente impliquen una disminución de la presión . Si ninguna de éstas elimina el bache , se procederá a efectuar algún cambio en el sistema para aumentar la presión de llegada de los fluidos y poder disponer de cierto margen de presión que nos permita la aplicación de alguna alternativa de solución , sin bajar la presión por debajo del mínimo valor posible de operación del sistema .

ii) Que se disponga de un margen de presión excedente a la mínima

En este caso se aplicarían directamente las posibles alternativas de solución , tomando en consideración que las caídas de presión no excedan la mínima permisible .

Sea cual fuere el caso , habrá que recurrir a todos los arti

ficios posibles que nos puedan conducir a la eliminación del bache , o en su defecto , a una disminución de la severidad del mismo . A continuación se muestran las alternativas a considerar , dependiendo del sistema que se esté estudiando :

A.- Tubería Horizontal

- i) Variar el diámetro de toda la tubería , o de cierto tramo antes de llegar al punto de interés .
- ii) Inyectar , al inicio de la tubería o en un punto intermedio de la misma , un porcentaje del gas producido .
- iii) Bifurcar o colocar dos o más tuberías en paralelo a la existente , ya sea de igual o distinto diámetro al original .
- iv) Bifurcar o colocar dos o más tuberías en paralelo , en varios cientos de pies antes de llegar al punto de interés , ya sea de igual o distinto diámetro al original .
- v) Colocar válvula estranguladora cerca del extremo de salida del flujo .
- vi) Cualquier combinación de las anteriores , por ejemplo , variar diámetro de la tubería y estrangular el flujo .

B.- "Raiser"

- i) Variar el diámetro del "raiser"
- ii) Inyectar en la base del "raiser" un porcentaje del gas producido .
- iii) Colocar "raiser" múltiple de igual diámetro al existente .
- iv) Colocar "raiser" múltiple de diferente diámetro al existente .
- v) Colocar válvula estranguladora en la cima del "raiser" .
- vi) Cualquier combinación de las anteriores , por ejemplo , variar diámetro del "raiser" e inyectar en la base del mismo un porcentaje del gas producido .

C.- Sistema Tubería-"Raiser"

- i) Cualquier alternativa aplicable a la tubería horizontal o al "raiser" , o cualquier combinación de éstas , por ejemplo variar el diámetro de la tubería horizontal y colocar un "raiser" múltiple .

No se considera aquí el uso de aparatos mezcladores , ya que no se dispone de un método para evaluar su efectividad . Tampoco se evalúa el uso de aditivos químicos espumantes , que presenta el problema de provocar que el separador trabaje con baja eficiencia , y si esto es lo que tratamos de solucionar , el método se hace todavía menos atractivo , además de que no puede evaluarse con los procedimientos presentados en este trabajo .

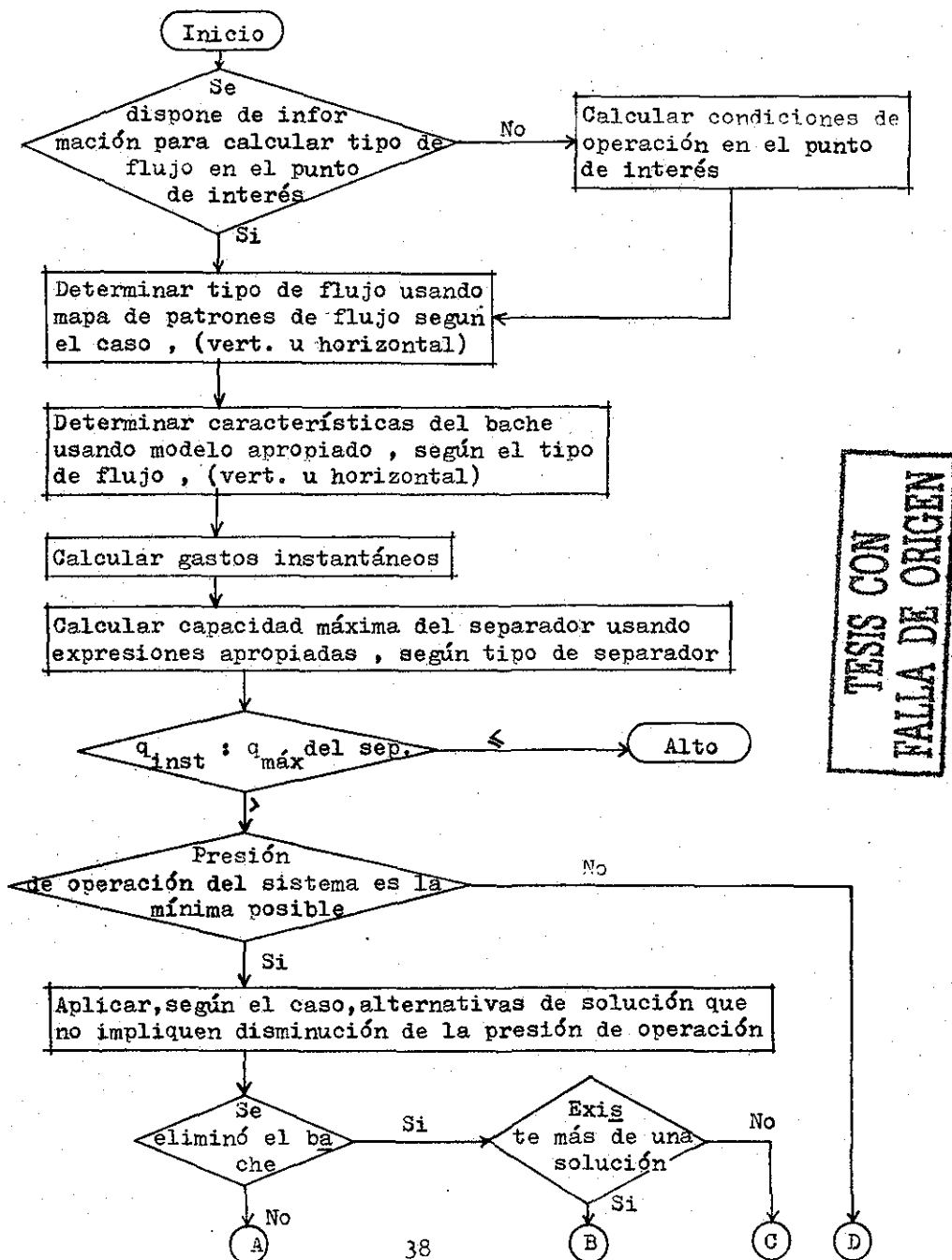
8.- Seleccionar la solución más viable y funcional

De las posibles alternativas que solucionen el problema , en caso que sea más de una , se seleccionará y pondrá en práctica la que se considere más viable y funcional para las condiciones de operación dadas .

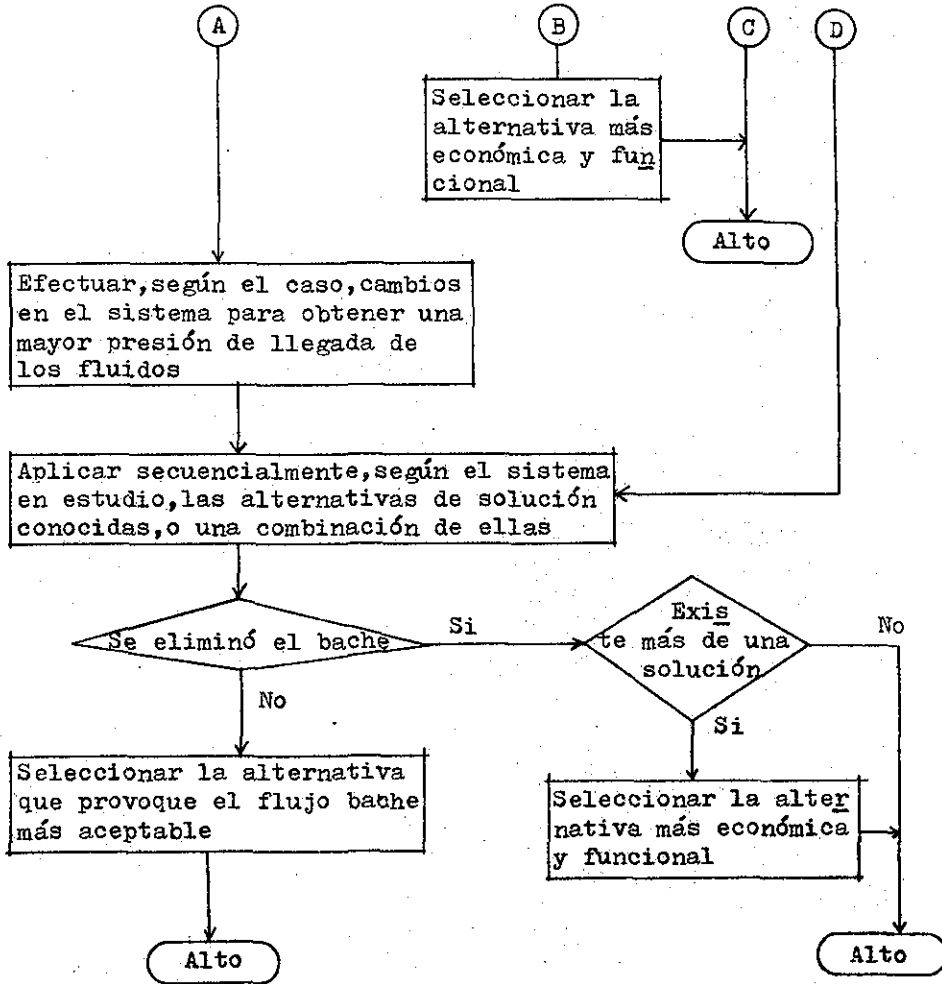
Es importante aclarar que la aplicación de las alternativas dependerá de los problemas de operación específicos de cada instalación , y de la factibilidad de realizar alguna modificación propuesta .

Cabe aclarar aquí , que en el presente estudio no se llevará a cabo un estudio riguroso para determinar cual de las alternativas posibles es la más económica , o si resulta más económico no efectuar ninguna modificación al sistema . Para hacer esto se necesitaría disponer de información precisa de la cantidad de líquido que se está arrastrando en la corriente de gas , dato que generalmente no se tiene , y de la cantidad de líquido que se dejaría de arrastrar en dicha corriente una vez que la alternativa de solución seleccionada sea puesta en práctica .

DIAGRAMA DE FLUJO DEL PROCEDIMIENTO GENERAL



TESIS CON FALLA DE ORIGEN



TESIS CON FALLA DE ORIGEN

A P L I C A C I O N

Para ilustrar el manejo del modelo propuesto , se aplicó el procedimiento descrito anteriormente , al sistema de producción - de la plataforma AKAL I y las tuberías de descarga hasta la plata- forma de enlace AKAL C, (ver Fig.13), ubicadas en el área marina - de Campeche y cuya información se presenta a continuación ; ésta es producto de una recopilación exhaustiva que se hizo para un es- tudio de optimización⁽³⁰⁾, donde no se consideró el problema del flujo bache . Esto implica que los datos no representen fielmente la actualidad del sistema , pero permite establecer los alcances del modelo y mostrar su funcionamiento .

Tabla 2.- Datos Generales del Sistema

Densidad relativa del aceite	0.9294
Densidad relativa del gas	0.89
Presión de saturación	2133 lb/pg ² abs.
Temperatura de separación	96.8 °F
Temperatura en la boca del pozo	129.2 °F
Longitud del oleogasoducto (2 en paralelo) ...		8528 pies
Presión en cabezal de recolección (aprox.) ...		356 lb/pg ² abs.
Presión en plataforma de enlace (aprox.) ...		178 lb/pg ² abs.
Altura de las plataformas (promedio)		196.8 pies
Diámetro de oleogasoductos		14 pg.
Gasto de aceite del sistema (promedio)		180,190 bl/día
Relación gas-aceite (promedio)		434 pie ³ /bl

Los datos por pozo se muestran en la Tabla 3 a continuación

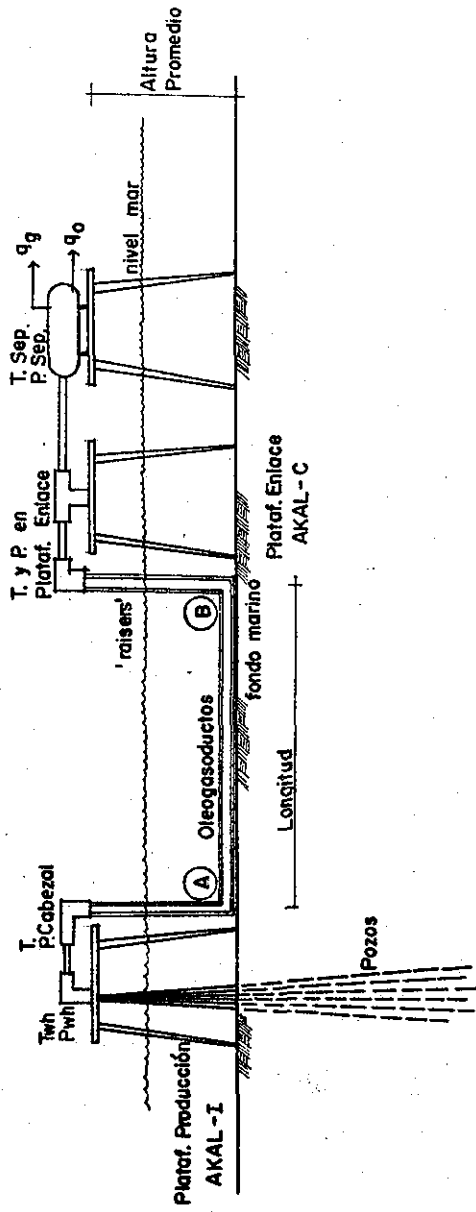


Fig. 13... ESQUEMA DEL SISTEMA DE PRODUCCION

Tabla 3.- Datos por Pozo

Pozo	5	7-A	15	17	19	25
Temp. de fondo ($^{\circ}$ F)	222.8	212	231.8	226.4	233.6	222.8
P. estática (lb/pg ² abs.)	2431.6	2204.6	2602.3	2303.6	2701.8	2445.8
Gasto aceite (bl/día)	30688	30474	30103	28782	30386	29757
P. en cabeza (lb/pg ² abs)	412.38	469.40	398.16	426.6	440.82	383.94
P. de fondo (lb/pg ² abs)	--	2133	--	--	--	--
Rel. gas-aceite (pie ³ /bl)	426.74	449.17	421.12	432.36	449.17	426.74
Desviación prom.(grados)	33	0	41	33	23	14

Los datos del separador se muestran a continuación , y en la Tabla 5 se presentan las profundidades de las tuberías de producción de los pozos .

Tabla 4.- Datos del Separador

Tipo de separador	Horizontal
Longitud	35 pies
Diámetro exterior	102 pg.
Espesor de lámina	1.1 pg.
Temperatura	200 $^{\circ}$ F
Presión máxima	550 lb/pg ² abs.
Capacidad nominal de diseño	110,000 bl/día
Tiempo de retención	1.0 min.

Tabla 5.- Profundidades de Tubería de Producción (pie)

Diám	Pozo	5	7-A	15	17	19	25
4 1/2		0-583.84	0-576.29	0 - 522	0 - 525	0 - 557	0 - 519
7		583.8-6282.8	576.29-4240	522-6178	525-4198	557-4925	519-4322
4 1/2		6282.8-6432.1	4240-4429	6178-6283	4198-4304	4925-5034	4322-4429
9 5/8		0-6632.16	0- 4674	0 - 7079	0 - 5297	0 - 5353	0 - 5426
7		--	4412-4966	6258-8052	4295-6248	5014-6784	4483-5661

Cálculos preliminares

Para transportar los fluidos , este sistema dispone de dos tuberías de descarga que se acoplan con igual número de "raisers" al llegar a la plataforma de enlace , por lo tanto , al efectuar los cálculos se asumirá que cada tubería transporta la mitad del gasto de aceite del sistema , o sea 90095 bl/día .

En este caso no es necesario calcular las condiciones de llegada del fluido a la plataforma de enlace , porque ya se dispone de toda la información necesaria para proceder a determinar el tipo de flujo que llega a dicha plataforma a través del "raiser" .

Para determinar el tipo de flujo , el programa utiliza los valores de : Densidad relativa de los fluidos , Presiones , Temperatura de separación y llegada a la plataforma , Diámetro del "raiser" , Relación gas-aceite , y Gasto de aceite a través de uno de los "raisers" . En este caso se determinó que el tipo de flujo que se produce en dicho "raiser" es : Bache C , (ver Tabla 6) , representado por las coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) en el mapa de patrones de flujo mostrado en la Fig.14 .

A continuación , el programa calcula las características del bache y el gasto instantáneo , que también pueden verse en la Tabla 6 . Para este caso el gasto instantáneo de líquido que entra al separador por cada "raiser" es de 9.309 pie³/seg. , para un total de 18.618 pie³/seg. como máximo .

Con los datos del separador , y considerando un tiempo de retención de 1.0 minuto y la máxima altura de líquido recomendada⁽³¹⁾ , la mitad del diámetro , el programa calcula la capacidad de tratamiento de fluidos del separador⁽³²⁾ , y se obtiene que los máximos gases que puede manejar dicho separador son : 15.52 pie³/seg. de líquido y 648.18 pie³/seg. a condiciones standard de gas .

Comparando el máximo gasto de líquido que puede manejar , con

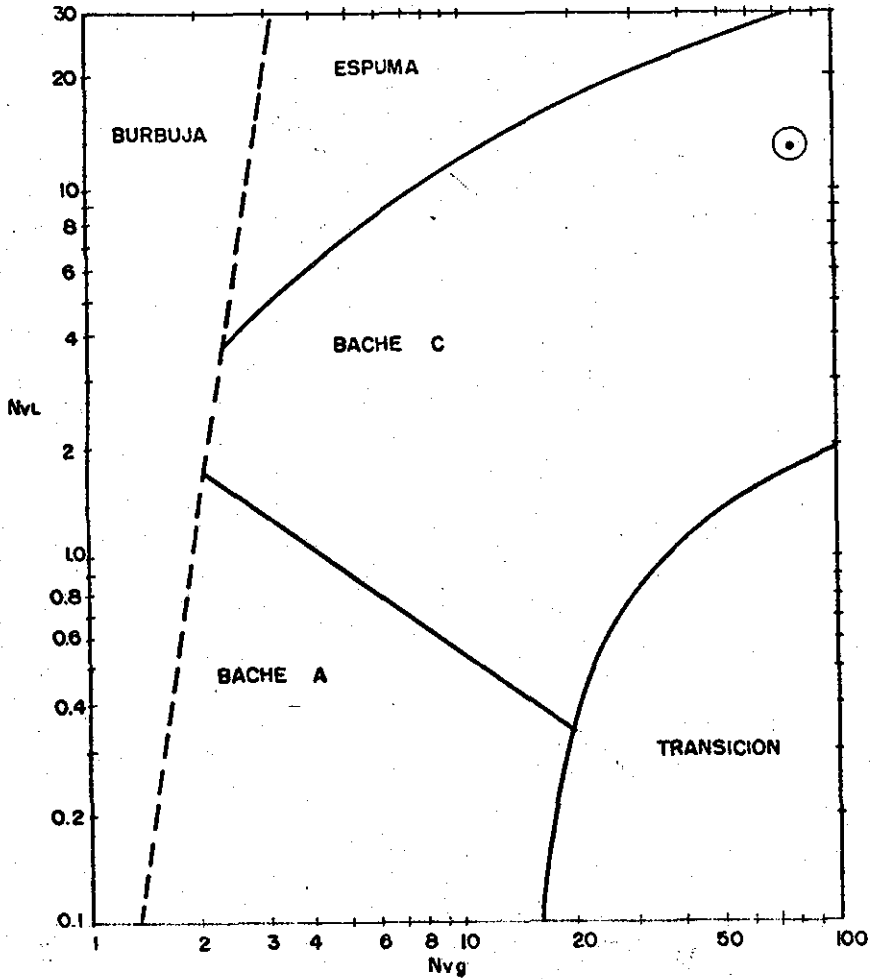


FIG. 14... UBICACION ORIGINAL DE COORDENADAS (N_{vg}, N_{vl})

el gasto instantáneo a que está sometido dicho separador , se obtiene que está recibiendo , durante el intervalo de tiempo en que se produce el bache de líquido , hasta un máximo de 3.00 pie³/segundo de líquido , excedentes a su máxima capacidad .

Tabla 6.- Tipo de flujo y características iniciales del bache

D A T O S	
API	20.75
COAR	11
DIA (AUG)	14
GOR (SCF/STB)	434
ICODR	11RS STANDING
JCODR	21RS STANDING
KCODR	1
LCODR	1
P (PSIA)	178
PSEP (PSIA)	57
QQ (STB/D)	90005
SGPG	8.895
T (FAR)	99.9
TSEP (FAR)	96.9
FLUJO BACHE C	
CARACTERISTICAS BACHE VERTICAL	
UBF (FT/SEC)	48.326853
TB (SEC)	.040168238
TS (SEC)	.060117000
TT (SEC)	0.10319300
LB (FT)	1.9403143
LS (FT)	0.0016846
LT (FT)	0.0016846
UL (FT/SEC)	38.375011
FREQ (SLUG/S)	99.00363730
ULP (FT ³)	9.003410255
DELTAP (PSIA)	1.2021610
Q INST L (FT ³ /SEC)	99.3090009
(SCF/SEC)	99.1062723
(STB/DAY)	140127.32
Q INST G (FT ³ /SEC)	831.662091
(SCF/DAY)	82771196

NUL	12.94618
NUG	78.492038

En vista de lo anterior , el siguiente paso será buscarle una posible solución al problema .

Ajuste de los modelos que calculan caídas de presión

Antes de probar alguna alternativa , se procedió a buscar un factor de ajuste para los métodos de Duns-Ros⁽³⁾ y Dukler⁽⁸⁾, seleccionados para usarse en el cálculo de caídas de presión .



El método de Duns-Ros⁽³⁾ se aplicó al pozo 7-A , del cual se conocen los valores de : Profundidad , Diámetros , Temperaturas , Presiones , Gasto , y Relación gas-aceite , (ver Tablas 3 y 5) . Partiendo del fondo del pozo , se calculó la presión en la cabeza del mismo y se obtuvo un valor de 432.00 lb/pg²abs. Sin embargo , de datos medidos se sabe que la presión en la cabeza del mismo es de 469.00 lb/pg²abs.

En este pozo , la tubería de producción está compuesta por varias secciones con diferentes diámetros , una de las cuales tiene una longitud mucho mayor que las demás . Para ajustar el valor calculado al dato medido de presión en la cabeza , se hicieron una serie de cálculos , afectando el diámetro de la sección de mayor longitud con diferentes factores , y se encontró que un factor de 1.2 aplicado a dicho diámetro , ajusta estos valores . Este factor puede reducirse si los cálculos se efectúan combinando las diferentes correlaciones PVT para los fluidos , y se escogen aquellas que nos den el factor más cercano a la unidad .

Para ajustar el método de Dukler⁽⁸⁾ primero se calcularon las presiones que se tienen en los extremos de la tubería horizontal , (puntos A y B de la Fig.13), aplicando los métodos de Beggs-Brill⁽⁶⁾ y Duns-Ros⁽³⁾ respectivamente . Los valores calculados fueron los siguientes : $P_A = 367.63 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$, $P_B = 201.26 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$. Posteriormente se efectuaron los cálculos a lo largo de la tubería horizontal partiendo del punto A ,(Fig.13), y considerando el diámetro de la misma como parámetro de ajuste . Se encontró que para este caso Dukler calcula caídas de presión mayores , y que un factor de 1.13 aplicado al diámetro , ajusta el valor calculado al obtenido en la base del "raiser" anteriormente ,(Punto B en Fig.13) .

Una vez determinados los factores de ajuste a los métodos mencionados , estos se aplicarán en todos los cálculos que se efectúen posteriormente .

Alternativas de Solución

En el sistema en estudio , el separador está trabajando a la presión mínima permisible , por lo que la presión en el cabezal de recolección no podrá disminuirse . Por lo anterior , primero se -- plantearán solamente las alternativas que no necesariamente impli_ can una disminución de la presión en la plataforma de enlace , y si éstas no eliminan el bache , se procederá a buscar un procedimiento que permita a los fluidos llegar con mayor presión a dicha platafor_ ma , para luego poder intentar todas las alternativas posibles .

i) Inyección de gas en la base del "raiser"

Primero se calcularon las presiones que se obtendrían en la cima del "raiser" si se inyectara en la base del mismo , cierto por_ centaje del gas producido . Para esto se partió de la información - obtenida previamente para la base del "raiser", (punto B en Fig.13). A continuación se utilizaron estas presiones , los nuevos valores - de Relación gas-aceite resultantes de la inyección , y los diámetros reales sin ajuste , para determinar el tipo de flujo que se produce en la cima del "raiser" .

De los resultados obtenidos , se observa en la Fig.15-a , que la presión en la cima del "raiser" se incrementa cuando se inyecta parte del gas producido . En la Fig.16 se muestra gráficamente el - comportamiento de las coordenadas (N_{vg} , N_{vL}) ante los incrementos de inyección de gas . Se observa que no es posible la eliminación del bache con esta alternativa sola , pero podría tener resultados satis_ factorios al aplicarla simultáneamente con otra .

ii) Variación del Diámetro del "Raiser"

Como en el caso anterior , primero se calcularon las presiones en la cima del "raiser" , que resultarían de colocar uno de diferen_ te diámetro al existente , partiendo también de la información que

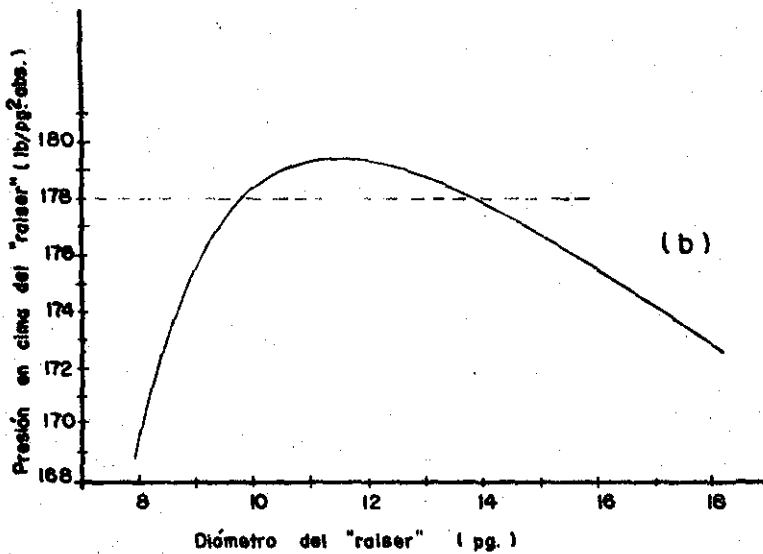
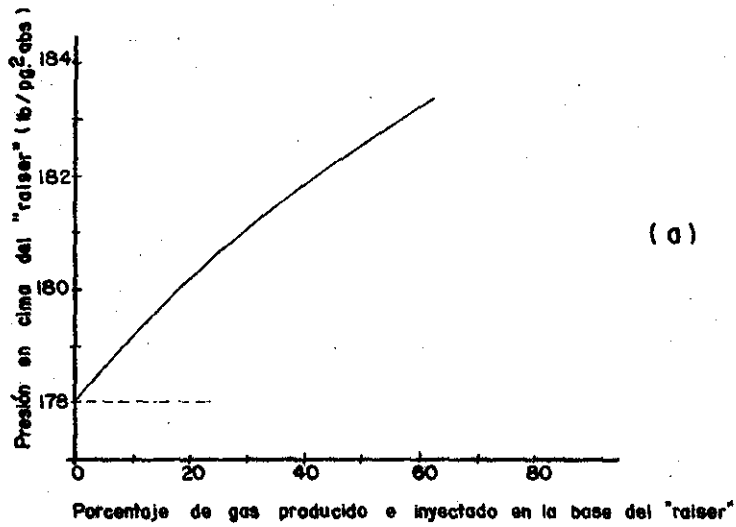


FIG. 15... COMPORTAMIENTO DE LA PRESION EN LA CIMA DEL RAISER
 ($P_B = 201.26 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$)

Simbología

- Condiciones originales del sistema
- Inyección de gas en la base del "raiser"
- x-x- Disminución de diámetro del "raiser"
- - - Aumento de diámetro del "raiser"

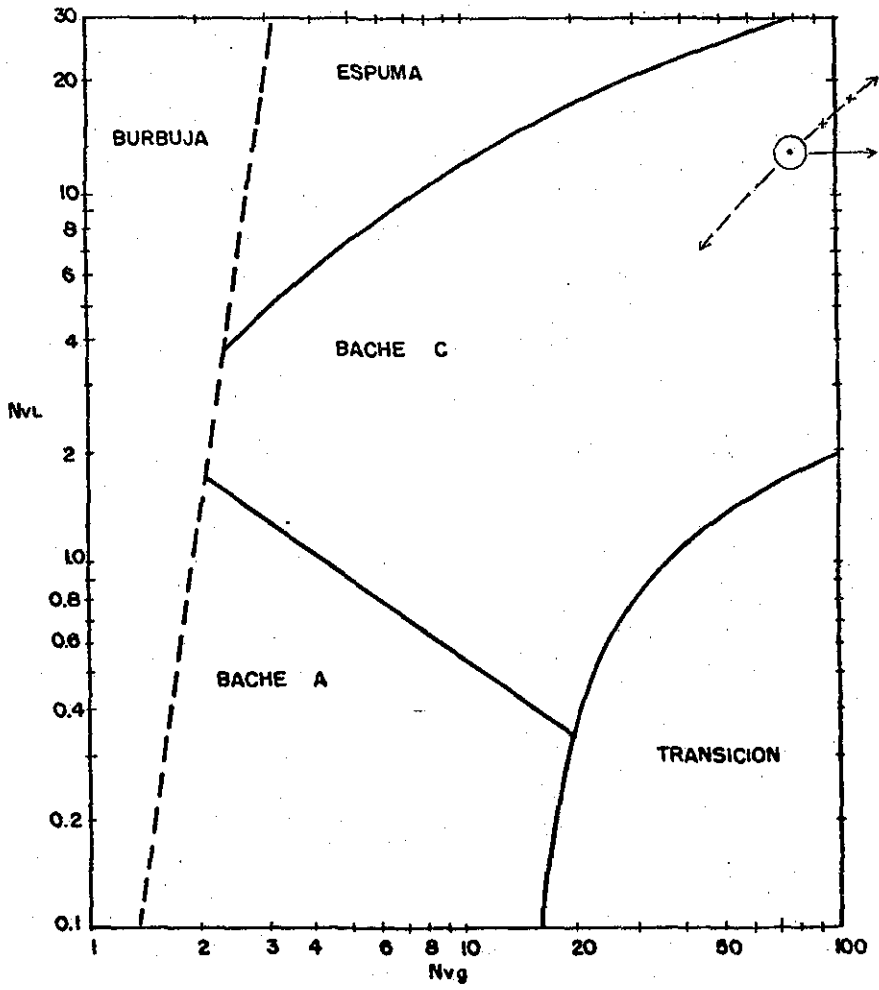


FIG. 16.- COMPORTAMIENTO DE (N_{vg}, N_{vL}) ANTE ALTERNATIVAS DE SOLUCION

se tiene para la base del "raiser" . Los valores obtenidos se muestran gráficamente en la Fig.15-b , en la que se observa que sólo los diámetros de "raiser" comprendidos en el rango : $10 \text{ pg.} \leq d \leq 14 \text{ pg.}$, dan como resultado una presión en la cima del mismo , mayor o igual a $178 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$, que es la mínima permisible .

A continuación , con los diámetros supuestos y las correspondientes presiones obtenidas , se determinó el tipo de flujo que llega a la plataforma . En todos los casos ,(con $P \geq 178 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$), se obtuvo : Flujo Bache C . En la Fig.16 se muestra la tendencia de las coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) ante la variación del diámetro del "raiser" . Se observa que al disminuir el diámetro , las coordenadas se conservan dentro de la zona de flujo bache y con tendencia a salirse del mapa de patrones en uso . Al aumentar el diámetro , las coordenadas se profundizan mas en la zona de flujo bache .

Por lo antes expuesto , se deduce que esta alternativa aplicada en forma aislada , tampoco elimina el flujo bache .

iii) Variación del Diámetro del "Raiser" con Inyección Simultánea de Gas

En la Fig.17-a se muestran los valores de las presiones que se tendrían en la plataforma al instalar un "raiser" de diferente diámetro al existente , inyectándole simultáneamente un porcentaje del gas producido . Se observa que con los diámetros comprendidos en el rango $10 \text{ pg.} \leq d \leq 16 \text{ pg.}$, se obtienen presiones mayores que $178 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$

Con los diámetros supuestos , las correspondientes presiones obtenidas , y los nuevos valores de relación gas-aceite producto de la inyección de gas , se determinó el tipo de flujo existente . En todos los casos que se tienen presiones mayores que $178 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$, se obtuvo flujo bache .

En la Fig. 18 se observa la tendencia de las coordenadas -- (N_{vg}, N_{vL}) ante estos cambios . Al aumentar la inyección de gas, las

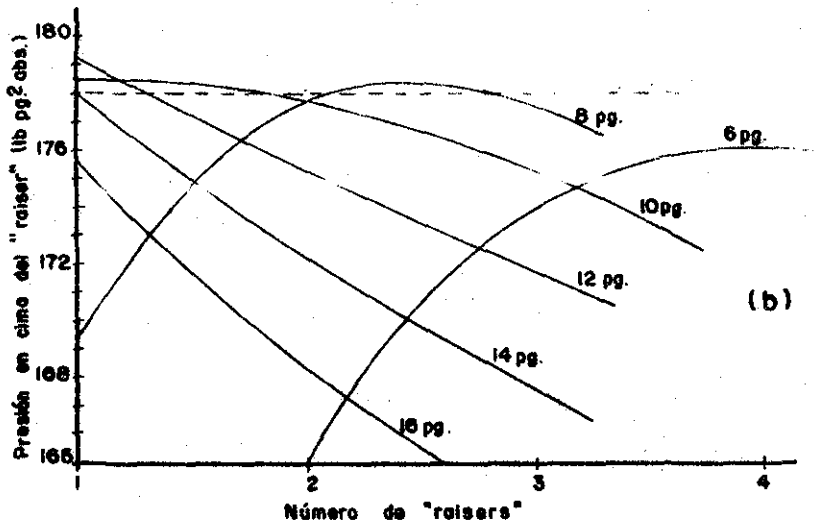
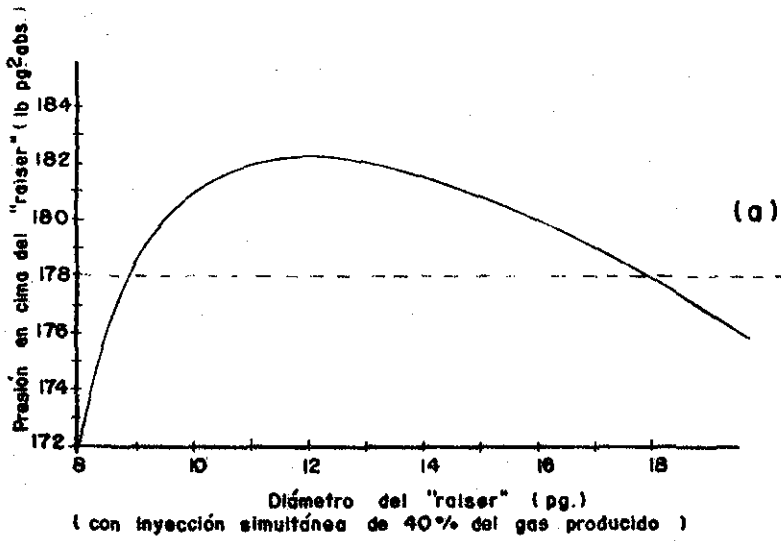


FIG. 17.- COMPORTAMIENTO DE LA PRESION EN LA CIMA DEL RAISER
 ($P_g = 201.26 \text{ lb pg}^2 \text{ abs.}$)

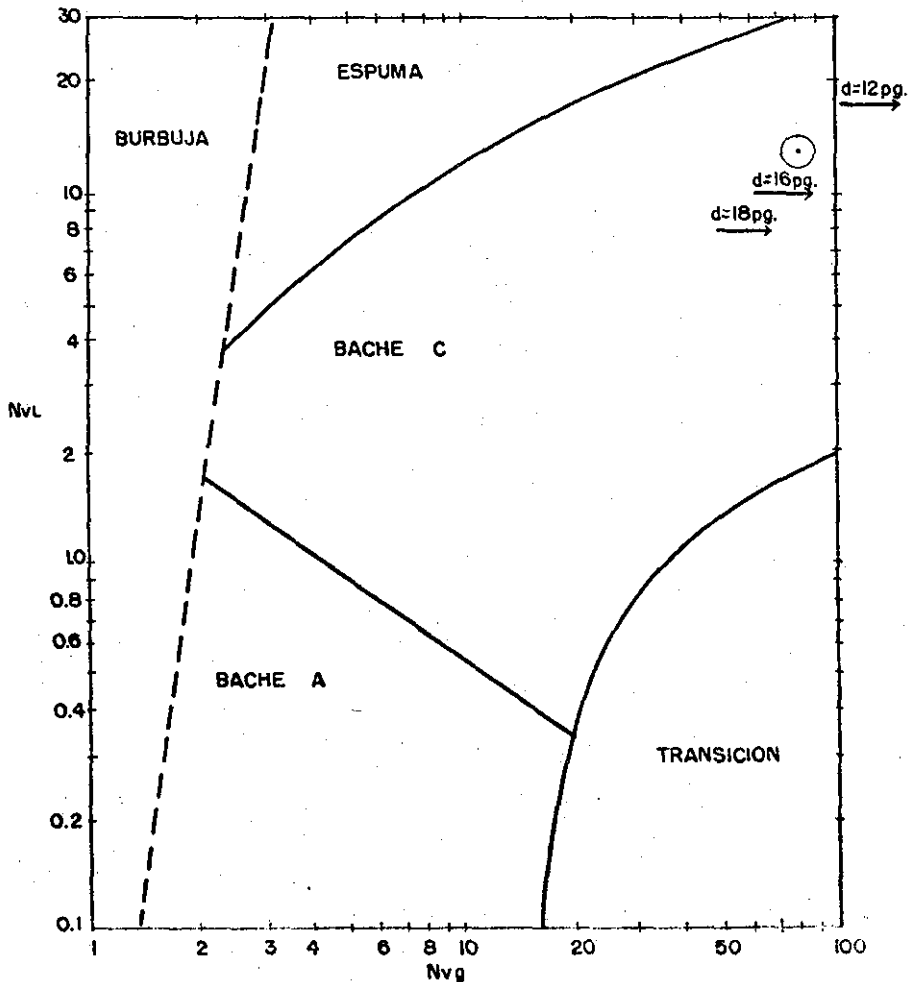
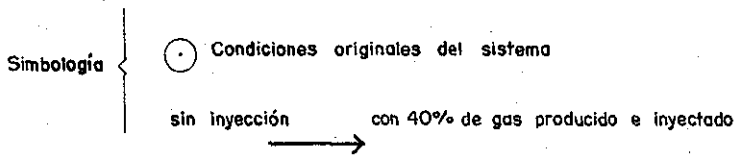


FIG.18.-COMPORTAMIENTO DE (N_{vg}, N_{vl}) ANTE INYECCION DE GAS EN LA BASE DEL "RAISER"

coordinadas se conservan dentro de la zona de flujo bache y con tendencia a salirse del mapa de patrones de flujo . No se elimina el flujo bache .

iv) Raiser Doble o Múltiple

En estas alternativas se supone que el gasto se distribuye proporcionalmente en cada uno de los "raisers" .

Se calcularon las presiones de llegada a la plataforma , que se obtendrían si se instalara un "raiser" múltiple , y se observó lo siguiente : Si se instala un "raiser" múltiple de 10 o más pulgadas de diámetro , se obtienen en la plataforma , presiones de llegada menores que la mínima requerida . Estas presiones a su vez disminuyen a medida que se coloca un mayor número de "raisers" de determinado - diámetro . Para "raisers" de 8 pulgadas o menos , de diámetro , al - aumentar el número de "raisers" hay inicialmente un incremento de la presión de llegada , pero en ningún caso se llega a obtener la mínima requerida, (ver Fig.17-b), por lo tanto esta alternativa no podrá ser aplicada para intentar eliminar el bache .

No habiendo más alternativas que no impliquen una disminución de presión en la cima del "raiser" , se procederá primero a efectuar los cambios en el sistema , que nos incrementen la presión de llegada de los fluidos , para posteriormente aplicar todas las alternativas aquí propuestas .

Aumento de presión en la base del "raiser"

Para aumentar la presión en la cima del "raiser" , primero habrá que aumentarla en la base del mismo . Para esto se efectuaron una serie de cálculos en la tubería horizontal y partiendo de la base de la plataforma de producción con presión igual a 367.63 lb/pg^2 abs., (punto A en Fig.13), con el fin de conocer las presiones que se podrían tener en la base del "raiser" si se variara el diámetro de toda la tubería o de algún tramo de la misma antes de llegar a la plataforma de enlace . Los resultados se muestran gráficamente en la Fig.19 . Se consideró también la posibilidad de colocar en paralelo a cada una de las tuberías existentes , otra del mismo diámetro , en cuyo caso se obtendría en la base del "raiser" una presión igual a 330.12 lb/pg^2 abs. .

Conociendo el rango de presiones que se podría obtener en la base del "raiser" , se tendrá que seleccionar uno de estos valores como dato , y luego probar las alternativas conocidas , para tratar de eliminar el flujo bache .

Selección de una presión en la base del "raiser"

Para iniciar un ciclo de pruebas de las alternativas para eliminar el bache , se seleccionó como presión en la base del "raiser" la de 230.92 lb/pg^2 abs., obtenida como resultado de aumentar a 18 pg. el diámetro de los últimos 1500 pies de tubería antes de llegar al "raiser" ,(ver Fig.19) .

Alternativas de solución

i) Variación en el diámetro del "raiser"

Las presiones obtenidas en la cima del "raiser" con esta alternativa se muestran en la Fig.20-a . Un "raiser" cuyo diámetro esté comprendido en el rango : $6 \text{ pg.} \leq d \leq 30 \text{ pg.}$, es capaz de proporcionarnos una presión mayor que 178 lb/pg^2 abs. en la plataforma .

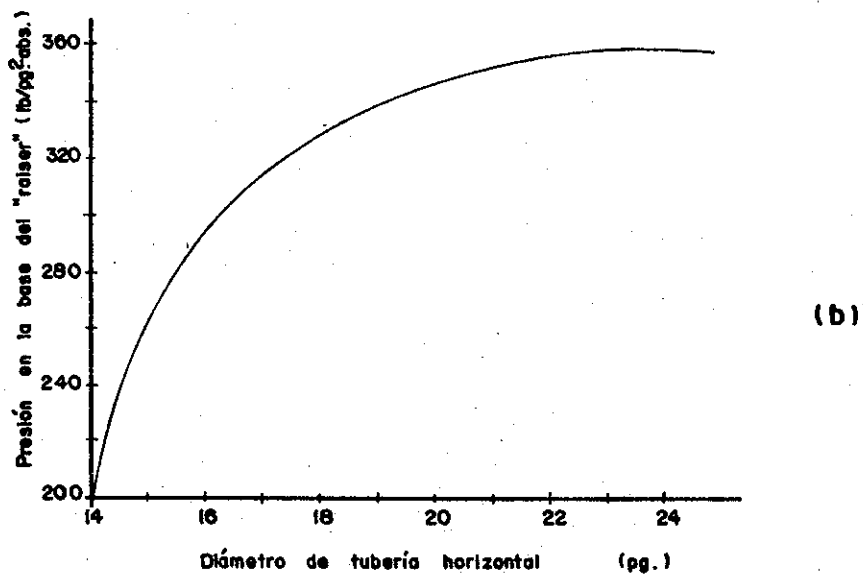
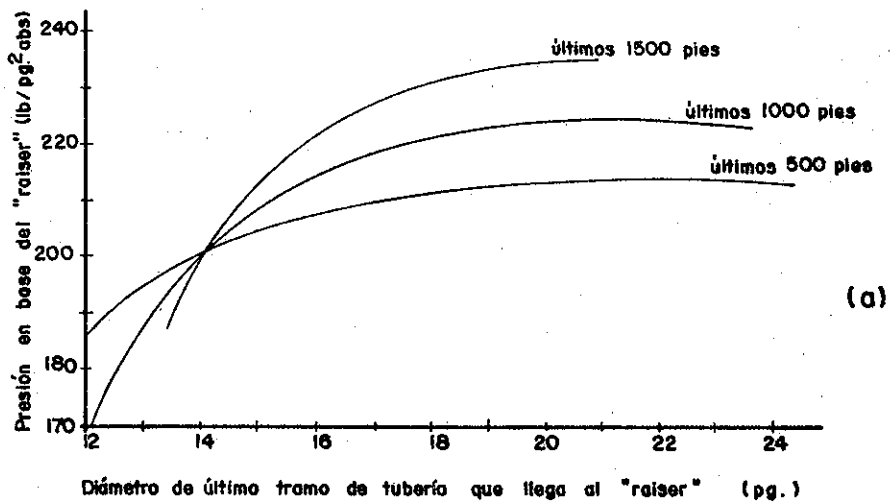


FIG. 10.- COMPORTAMIENTO DE LA PRESION EN LA BASE DEL RAISER

($P_A = 367.63 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$)

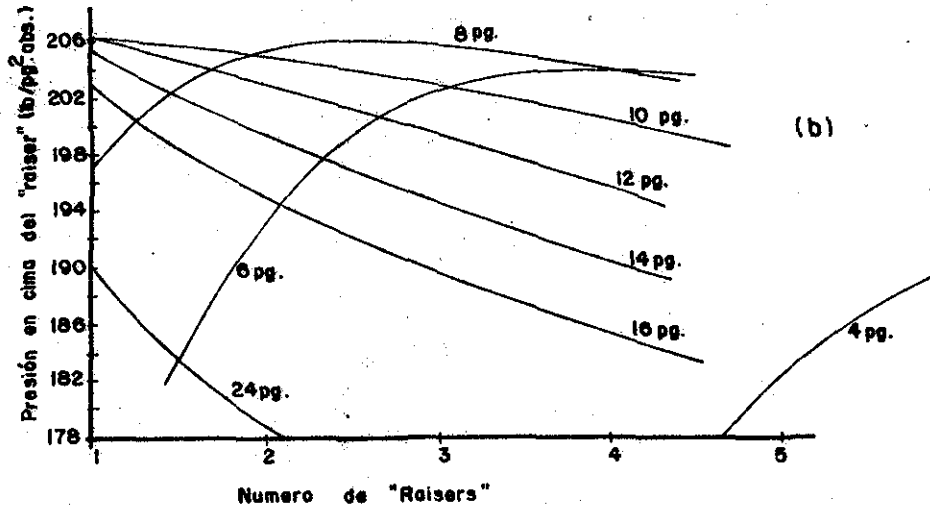
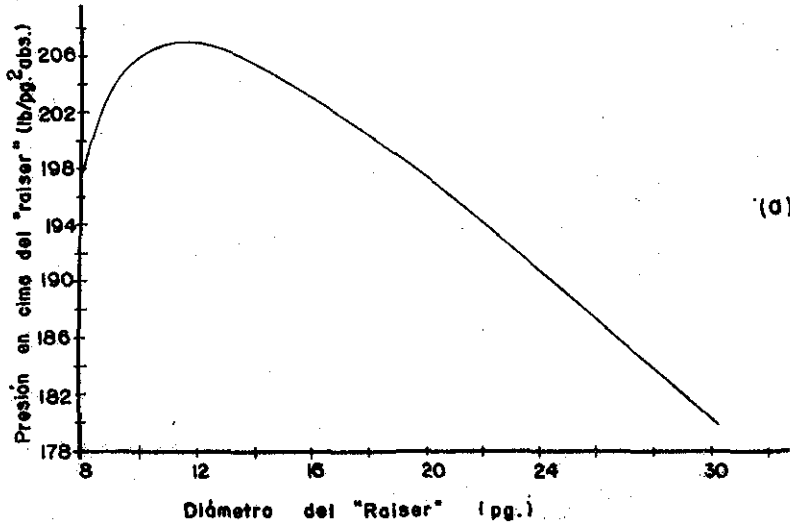


FIG. 20... COMPORTAMIENTO DE LA PRESION EN LA CIMA DEL RAISER
 ($P_B = 230.92 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$)

Los tipos de flujo y los valores de las coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) en el mapa de patrones de flujo , se muestran en la Fig.21 . Se observa - que los valores de las coordenadas se alinean a una recta con pen_ diente aproximada de 45° hacia abajo a la izquierda , a medida que el diámetro es mayor , pero conservándose en la zona de flujo bache y por lo tanto , esta alternativa no eliminará el flujo bache .

ii) Inyección de gas en la base del "raiser"

Al inyectar gas en la base del "raiser" , cualquiera que sea el diámetro del mismo , el valor del N_{vL} varía muy poco en compara_ ción con el del N_{vg} , por lo tanto los puntos de las coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) en el mapa de patrones de flujo de la Fig.21 , se despla_ zan hacia la derecha , a medida que se incrementa la inyección de gas . Para nuestro caso , esta alternativa no ayuda en nada a la eliminación del flujo bache .

iii) Colocación de "raiser" múltiple

En la Fig.20-b se muestran las presiones que se obtendrían en la plataforma al colocar un "raiser" doble o múltiple de 6 pulgadas de diámetro o mayor . Se observa que el mayor diámetro posible a u_ sar en "raiser" múltiple es el de 24 pulgadas , ya que un "raiser" doble de más de 24 pulgadas , producirá en la plataforma , presiones menores que la mínima permisible .

El tipo de flujo y el valor de las coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) co_ rrespondientes a cada caso , se muestran en la Fig.22 . Se observa que los valores de las coordenadas tienden a alinearse formando una línea con pendiente de 45° hacia abajo y a la izquierda , a medida que aumenta el diámetro y número de "raisers" , pero sin llegar a salirse de la zona de flujo bache , por lo tanto esta alternativa no es la solución al problema .

iv) "Raiser" múltiple con inyección simultánea de gas

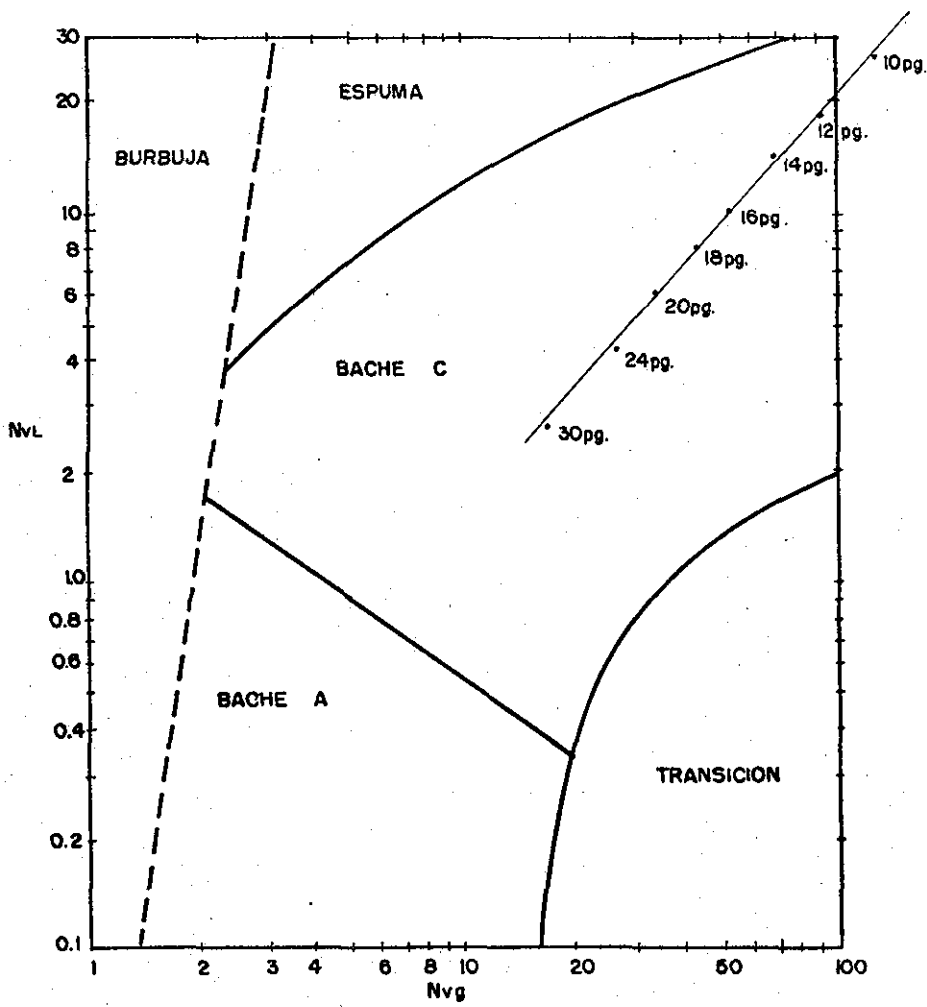


FIG. 21.- COMPORTAMIENTO DE (N_{vg}, N_{vL}) ANTE VARIACIONES DE DIAMETRO DEL "RAISER"

($P_B = 230.92 \text{ lb/pg}^2 \text{ abs.}$)

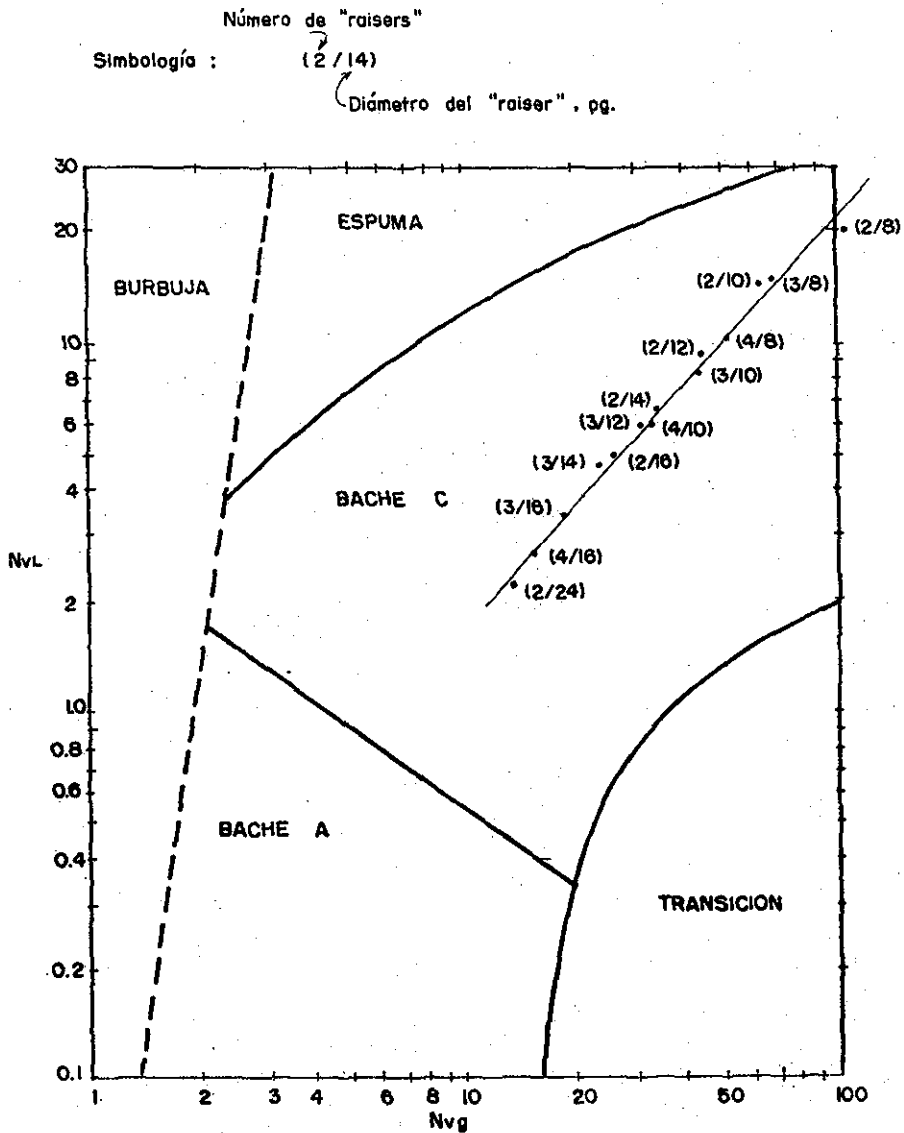


FIG. 22... COMPORTAMIENTO DE ($N_{vg} \cdot N_{vL}$) ANTE COLOCACION DE "RAISER" MULTIPLE DE DIFERENTES DIAMETROS

($P_B = 230.92 \text{ lb/pg}^2_{\text{obs}}$)

La inyección simultánea de gas en la base de un supuesto "raiser" múltiple , varía muy poco las condiciones que se tendrían sin la inyección de dicho gas , debido a que la cantidad de gas potencialmente disponible para inyectarse , habría que distribuirla entre el número de "raisers" propuestos , por lo que a medida que aumenta el número de "raisers" , su efecto será menor . Además , como se vió anteriormente , la inyección de gas incidirá principalmente en el valor del N_{vg} , el cual se incrementará haciendo que las coordenadas se desplacen hacia la derecha en el mapa de patrones de flujo , lo cual en nuestro caso no ayuda a solucionar el problema .

v) Estrangulamiento en la cima del "raiser"

Si se conserva un "raiser" de 14 pg. , la presión obtenida en la cima del "raiser" sería de 205.26 lb/pg.² abs., (ver Fig.20-a) . Para estas condiciones , las características del bache se muestran en la Tabla 7 .

Tabla 7.- Tipo de flujo y características del bache si la presión en la cima del "raiser" es de 205.26 lb/pg.² abs.

D A T O S	
API	20.75
COAR	1
DIA (PULG)	14
GOR (SCF/STB)	434
ICCODE	1 (85 STANDING)
JCCODE	2 (80 STANDING)
KCCODE	1
LCODE	1
P (PSIA)	205.26
PSEP (PSIA)	57
QD (STB/D)	90095
SGPG	0.39
T (FAR)	97
TSEP (FAR)	96.8
FLUJO BACHE C	
CHARACTERISTICAS	BACHE VERTICAL
UBF (FT/SEC)	42.383721
TB (SEC)	0.089037623
TS (SEC)	0.12541224
TT (SEC)	0.21504937
LB (FT)	3.7931762
LS (FT)	5.3154373
LT (FT)	99.1215124
UL (FT/SEC)	31.734316
FREQ (SLUG/S)	4.65903343
VLP (FT3)	1.25933697
DELTAP (PSIA)	9.0775148
Ø INST L (FT3/SEC)	=10.04184
(SCF/SEC)	=9.8067094
(STB/DAY)	=13.0265.04
Ø INST G (FT3/SEC)	=4.03303793
(SCF/DAY)	=53.819316



Se observa que el tiempo de paso del bache de líquido es de 0.1254 segundos , y el tiempo de paso de un bache completo (líquido y burbuja) es de 0.215 segundos . Al aplicar estrangulamiento se pretende que el volumen que se producirá de un bache de líquido , a traviese por el estrangulador en un tiempo igual al del paso de un bache completo , con el fin de provocar que el líquido fluya en forma más continua , eliminandose así el bache .

El gasto instantáneo que se produce es de 10.04 pie³/seg.(ver Tabla 7) . Con el estrangulamiento se pretende que los 1.259 pies cúbicos que se producirán de un bache ,(VLP en Tabla 7), atraviesen por la válvula estranguladora en 0.215 segundos , que es el tiempo de paso de un bache completo , lo que daría como resultado un gasto instantáneo de 5.856 pie³/seg. medidos a condiciones de flujo .

Es de notar que en este caso la frecuencia del bache es muy alta , (4.65 baches/segundo) , por lo que no es conveniente colocar una válvula estranguladora con ajuste automático variable dependiente de las fluctuaciones de presión , sino que una válvula con estrangulamiento fijo , ajustado de acuerdo al gasto instantáneo deseado .

Para determinar el diámetro de la válvula estranguladora , se puede aplicar el método desarrollado por Ashford-Pierce⁽³³⁾ para flujo multifásico a través de estranguladores , ya que se ha comprobado con datos medidos⁽³⁴⁾ , que éste es uno de los modelos que mejor predice las condiciones reales de operación . Con el valor del gasto instantáneo deseado , densidades relativas , relación gas-aceite producido , presiones ($P_1 = 205.26 \text{ lb/pg.}^2\text{abs.}$ y $P_2 = 178 \text{ lb/pg.}^2\text{abs.}$), y temperatura corriente arriba del estrangulador , se aplicó dicho modelo y se encontró que el diámetro que satisfaga nuestros requerimientos deberá ser de 6.95 pulgadas . Esta es una posible solución a nuestro problema .

vi) Prueba con menor presión de llegada a la cima del "raiser"

Para comprobar si existe una alternativa similar más económica, se probó esta misma, esta vez considerando en la base del "raiser" una presión de 211.56 lb/pg.²abs., obtenida de aumentar a 18 pulgadas el diámetro de los últimos 500 pies de tubería antes de llegar al "raiser", (ver Fig.19-a). La presión en la cima del "raiser", conservando éste de 14 pulgadas, sería de 187.37 lb/pg.²abs. Para este caso, las características del bache se muestran en la siguiente tabla.

Tabla 8.- Tipo de flujo y características del bache si la presión en la cima del "raiser" es de 187.37 lb/pg.²abs.

D A T O S	
API	20.75
CORR	1
DIA (PULG)	14
GOR (SCF/STB)	434
ICODE	1 (RS STANDING)
JCODE	2 (BO STANDING)
KCODE	1
LCODE	1
P (PSIA)	187.37
PSEP (PSIA)	87
QD (STB/D)	90095
SGPG	0.89
T (FAR)	97
TSEP (FAR)	96.8
FLUJO BACHE C	
CARACTERISTICAS BACHE VERTICAL	
UBF (FT/SEC)	46.089655
TB (SEC)	.061315391
TS (SEC)	.089042139
TT (SEC)	0.15035753
LB (FT)	2.8260052
LS (FT)	4.1039215
LT (FT)	6.9299267
UL (FT/SEC)	34.828593
FREQ (SLUG/S)	6.6506142
ULP (FTS)	0.88852001
DELTA P (PSIA)	1.6073193
Q INST L (FT ³ /SEC)	=9.8883012
(SCF/SEC)	=9.6679307
(STB/DAY)	=148770.12
Q INST G (FT ³ /SEC)	=49.270495
(SCF/DAY)	=53129521

A estas condiciones, el tiempo de paso de un bache completo es de 0.15 segundos, y el del líquido es de 0.089 segundos. El



valor de DELTAP , que representa la fluctuación de presión entre el líquido y la burbuja , es menor que el obtenido en la Tabla 7 del inciso anterior , lo que nos indica un bacheo mas aceptable . Se observa también un aumento en la frecuencia del bache y una disminución de las longitudes del líquido y la burbuja , lo que provocará un flujo de líquido más continuo . El gasto instantáneo que se produce es de 9.889 pie³/seg., y al estrangular se pretenderá que este gasto sea de 5.86 pie³/seg. medidos a condiciones de flujo .

Con el gasto instantáneo requerido y las presiones , $P_1 = 187.37$ lb/pg.²abs. y $P_2 = 178$ lb/pg.²abs., se aplicó de nuevo el modelo de Ashford-Pierce , y se encontró que para obtener dicho gasto deberá colocarse una válvula estranguladora de 9.06 pg. de diámetro .

En vista de que esta última opción satisface también nuestras necesidades , y a la vez es más viable por requerir aumentar el diámetro de solamente los últimos 500 pies de tubería , en lugar de los últimos 1500 pies del caso anterior , se concluye que la mejor solución para eliminar el bache es :

Aumentar a 18 pulgadas el diámetro de los últimos 500 pies de tubería antes de llegar al "raiser" , y colocar en la cima de dicho "raiser" una válvula estranguladora ajustada a 9.06 pulgadas de diámetro .

La aplicación de esta alternativa de solución estará sujeta a los resultados de un estudio económico riguroso que determine la factibilidad de su ejecución .

Es de hacer notar que para el sistema estudiado , podría existir otra alternativa de solución para eliminar el bache , pero esto implicaría efectuar en dicho sistema , cambios sustanciales que aquí no han sido considerados , por ejemplo : variar el gasto de aceite del sistema .

CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

Se dispone de un procedimiento que permite , mediante un programa de cómputo , estudiar y analizar el tipo de flujo , su comportamiento y características en las tuberías de conducción, y sus consecuentes efectos en el equipo de separación , con el fin de obtener una solución al problema causado por el flujo bache .

Este procedimiento se recomienda utilizarlo en la ingeniería básica del diseño de instalaciones de producción , o para optimizar las condiciones de operación de las ya existentes .

En el caso estudiado , el gasto instantáneo por tubería , se redujo de 9.309 pie³/seg., a 5.86 pie³/seg., y se eliminó el flujo en bache , lográndose un flujo estable sin fluctuaciones bruscas de presión . El separador estará sometido a un gasto instantáneo máximo de 11.72 pie³/seg., que es menor que la máxima capacidad de manejo de líquidos de dicho separador .

Dependiendo de las condiciones originales del sistema , y con el fin de obtener una solución más viable cuando se presenta flujo bache en un "raiser" , se recomienda el uso de las alternativas de solución , en la forma que sigue :

Inyección de gas

Básicamente provoca un aumento del N_{vg} , lo que hace que la coordenada (N_{vg}, N_{vL}) se desplace hacia la derecha en el mapa de patrones de flujo de Duns-Ros⁽³⁾ . Su uso se recomienda cuando en las condiciones originales se tiene un N_{vL} menor que 2.0 , y un N_{vg} tal que sus coordenadas , en el mapa de patrones de flujo , se ubican cerca de la frontera entre las zonas de flujo bache y transición . Su aplicación convertirá el flujo bache , en flujo de transición .

Aumento del diámetro del "raiser"

Disminuye tanto el N_{vg} como el N_{vL} , haciendo que la coorde_



nada (N_{vg}, N_{vL}) se desplace hacia abajo y a la izquierda del mapa de patrones de flujo . Se recomienda aplicarla cuando se tienen coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) localizadas en la región central del mapa de patrones de flujo de Duns-Ros , de manera que para alcanzar la zona de burbuja no se tengan que efectuar variaciones de diámetro muy considerables .

Disminución del diámetro del "raiser"

Aumenta el N_{vg} y el N_{vL} , por lo que la coordenada (N_{vg}, N_{vL}) se desplazará hacia arriba y a la derecha en el mapa de patrones de flujo de Duns-Ros . Se recomienda cuando se presentan flujos clasificados como Bache A , con coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) cercanas a la zona de transición . También es aplicable cuando estas coordenadas se localizan en las cercanías de la frontera con la zona de flujo espuma, en la parte superior del mapa de patrones de flujo .

"Raiser" múltiple

La tendencia de las coordenadas es similar al caso en que se aumenta el diámetro del "raiser" , y por lo tanto también se recomienda para sistemas con características representadas por coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) localizadas en la parte central e izquierda del mapa de patrones de flujo .

Estrangulamiento en la cima del "raiser"

Esta alternativa involucra una caída de presión adicional en el sistema , por lo que su uso es recomendable solamente cuando se puede disminuir la presión de operación del separador , o cuando simultáneamente se puede aplicar un procedimiento práctico que nos permita aumentar la presión de llegada de los fluidos . Es la alternativa más viable cuando se tiene un sistema representado por coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) localizadas en la parte superior derecha del mapa de patrones de flujo de Duns-Ros .

Para el caso de tuberías horizontales , las coordenadas de

(v_{sg}, v_{sL}) en el mapa de patrones de flujo de Govier-Aziz⁽¹³⁾, tienen un comportamiento similar al de las coordenadas (N_{vg}, N_{vL}) en el mapa de patrones de Duns-Ros⁽³⁾, cuando en el sistema se varía el diámetro, o cuando se inyecta gas, por lo tanto se recomienda aplicar una técnica similar en la solución del problema.

Aunque los resultados obtenidos en el presente estudio son satisfactorios, se recomienda comprobar exhaustivamente el método, a fin de obtener información más confiable y mejorar el modelo.

N O M E N C L A T U R A

A	Area de sección transversal de tubería
A_f	Area de flujo de gas en el separador
API	Densidad del aceite
B_o	Factor volumétrico del aceite
CORR	Corrección a valores de R_s
d , DIA	Diámetro de tubería
DELTA P	Diferencia de presiones
d_p	Diámetro de partícula de líquido
d_{sep}	Diámetro del separador
f_c	Factor de fricción calculado por Colebrook-White
f_f	Factor de fricción
f_2, f_3	Funciones adimensionales en método de Duns-Ros
$F_1 \dots F_7$	Funciones adimensionales en método de Duns-Ros
FREC	Frecuencia del bache
f_s	Factor de fricción supuesto en fórmula Colebrook-White
f_{tp}	Factor de 2 fases en método Beggs-Brill
g	Aceleración de la gravedad
g_c	Factor de conversión en la 2a. Ley de Newton
GOR	Relación gas-aceite producido
h	Altura del líquido en el separador
H_f	Altura de líquido en tubería horizontal, modelo Dukler
H_{Lb}	Colgamiento en la burbuja de gas
H_{Ls}	Colgamiento en el bache de líquido
H_L	Colgamiento de líquido
ICODE	Código para seleccionar correlación para cálculo de R_s
JCODE	Código para seleccionar correlación para cálculo de B_o
KCODE	Código para cálculos en tubería vertical u horizontal
L_1, L_2	Funciones adimensionales en método de Duns-Ros
L	Longitud del separador

L_b, LB	Longitud de la burbuja de gas
LCODE	Código para selección de cálculos , (a favor del flujo o a contraflujo)
L_g	Longitud de burbuja de gas en modelo Dukler-Hubbard
L_L	Longitud del bache de líquido en modelo Dukler-Hubbard
L_m	Función adimensional en método de Duns-Ros
L_s	Función adimensional en método de Duns-Ros
L_s, LS	Longitud del bache de líquido
L'_s	Longitud del bache completo en modelo Dukler-Hubbard
L_t, LT	Longitud de un bache completo , (líquido + gas)
N_d	Número del diámetro en método de Duns-Ros
N_{FR}	Número de Froude
N_L	Número de la viscosidad del líquido en método Duns-Ros
N_{Re}	Número de Reynolds en método de Duns-Ros
N_{Rek}	Número de Reynolds en método de Dukler
N_{Ren}	Número de Reynolds en método de Beggs-Brill
N_{vg}	Número de la velocidad del gas en método de Duns-Ros
N_{vL}	Número de la velocidad del líquido en método Duns-Ros
P_A, P_B	Presiones en extremos de tubería horizontal en el sistema estudiado
PSEP	Presión de separación
P_1	Presión corriente arriba del estrangulador
P_2	Presión corriente abajo del estrangulador
q_g	Gasto de gas
q_{instg}	Gasto instantáneo de gas
q_{instl}	Gasto instantáneo de líquido
q_L	Gasto de líquido
q_o, QO	Gasto de aceite
R	Relación gas-aceite producido
R_s	Relación gas disuelto-aceite
S	Número de velocidad de resbalamiento en método Duns-Ros
SGPG	Densidad relativa del gas producido
T	Temperatura

t_b , TB	Tiempo de residencia de la burbuja
t_g	Tiempo de residencia del gas
t_L	Tiempo de residencia del líquido
t_r	Tiempo de retención del líquido en el separador
t_s , TS	Tiempo de residencia del bache de líquido
TSEP	Temperatura de separación
t_t , TT	Tiempo de residencia del bache completo, (líquido + gas)
v_b	Velocidad de la burbuja
v_{bf} , VBF	Velocidad del frente de la burbuja
v_f	Velocidad de la película de líquido
v_g	Velocidad del gas
v_L , VL	Velocidad del líquido
V_{Lfp}	Volumen de líquido producido por la película
V_{Lp}	Volumen de líquido producido por un bache completo
V_{Lsp}	Volumen de líquido producido por el bache de líquido
v_m	Velocidad de la mezcla
v_s	Velocidad del bache del líquido
v_s	Velocidad de resbalamiento en método de Duns-Ros
v_{sg}	Velocidad superficial del gas
v_{sL}	Velocidad superficial del líquido
Z	Factor de desviación de los gases

Letras Griegas

α	Angulo
Δ	Incremento
ϵ	Rugosidad de tubería
λ	Fracción sin resbalamiento
μ	Viscosidad
ν	Frecuencia del bache
π	Constante = 3.14159
ρ	Densidad
σ	Tensión superficial

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

ψ Factor de corrección en método de Beggs-Brill

Subíndices

cf Condiciones de flujo
cs Condiciones estándar
g Gas
k Mezcla , en método de Dukler
L Líquido
n Sin resbalamiento
p Partícula de líquido

R E F E R E N C I A S

- (1) Yocum, B.T.: "Offshore Riser Slug Flow Avoidance :Mathematical Models for Design and Optimization," SPE 4312, Presented at SPE European Meeting, London, England, April 1973 .
- (2) Hagedorn, A.R. and Brown, K.E.: "Experimental Study of Pressure Gradients Occurring During Continuous Two-Phase Flow in Small-Diameter Vertical Conduits," J.Pet.Tech. (April, 1965) 475-484 .
- (3) Duns, H., Jr. and Ros, N.C.J.: "Vertical Flow of Gas and Liquid Mixtures in Wells," Proc., 6th World Pet. Congress(1963), 451 .
- (4) Orkiszewski, J.: "Predicting Two-Phase Pressure Drops in Vertical Pipes," J. Pet. Tech. (June, 1967) 829-838 .
- (5) Aziz, K., Govier, G.W. and Fogarasi, M.: "Pressure Drop in Wells Producing Oil and Gas," J. Can.Pet.Tech.(July-Sep., 1972) 38-48 .
- (6) Beggs, H.D. and Brill, J.P.: "A Study of Two-Phase Flow in Inclined Pipes," J. Pet. Tech. (May, 1973) 607-617 .
- (7) Eaton, B.A., et al : "The Prediction of Flow Patterns, Liquid Holdup and Pressure Losses Occurring During Continuous Two/Phase Flow in Horizontal Pipelines," Trans. AIME (1967), '815 .
- (8) Dukler, A.E., et al : "Gas-Liquid Flow in Pipelines , I. Research Results," AGA-API Project NX - 28 (May 1969) .
- (9) Guzhov, A.I., Mamayev, V.A. and Odishariya, G.E.: "A Study of Transportation in Gas-Liquid Systems," 10th Int. Gas Conference , Hamburg , Germany (1967) .
- (10) Griffith, P. and Wallis, G.B.: "Two-Phase Slug Flow," J. Heat Transfer , Trans. ASME (Aug. 1961) , 307 .
- (11) Schmidt, Z.: "Experimental Study of Gas-Liquid Flow in a Pipe-line-Riser Pipe System," M.S. Thesis, The U. of Tulsa, 1976 .
- (12) Baker, O.: "Design of Pipelines for the Simultaneous Flow of Oil and Gas," Oil and Gas J. (1954) 53, 185 .
- (13) Govier, G.W. and Aziz, K.: The Flow of Complex Mixtures in Pipes , Van Nostrand Reinhold Co., New York (1972) .

- (14) Dukler, A.E. and Hubbard, M.G.: "A Model for Gas-Liquid Slug Flow in Horizontal and Near Horizontal Tubes," *Ind. Eng. Che. Fund.*, (1975) 14, Nov. 4, 337-347 .
- (15) Machado F., Z.L.: "Design Procedures for Intermittent Two-Phase Flow Pipelines," M.S. Thesis, The U. of Tulsa (scheduled for 1977) .
- (16) Brill, J.P., et al.: "Analysis of Two-Phase Tests in Large-Diameter Flow Lines in Prudhoe Bay Field," *Soc. Pet. Eng. J.* (June 1981) 363-378 .
- (17) Dumitrescu, D.T.: "Stromung an Einet Luftblase in Senkrechten Rohr," *Z. Amg. Math. Mech.* (1943) 23, 139-149 .
- (18) Nicklin, D.J. and Wilkes, J.O.: "Two-Phase Flow in Vertical Tubes," *Trans. Inst. of Chem. Eng.* (1962) 40, 61 .
- (19) Zuber, N. and Findlay, J.A.: "Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems," *J. Heat Transfer* (Nov. 1965) 87 453-468 .
- (20) Hubbard, M.G.: "An Analysis of Horizontal Gas-Liquid Slug Flow," Ph. D. Dissertation, U. of Houston, Houston, TX (1965) .
- (21) Gregory, G.A., Scott, D.S.: "Correlation of Liquid Slug Velocity and Frequency in Horizontal Cocurrent Gas-Liquid Slug Flow," *AIChE Jour.* (Nov 1969) 15, 933-935 .
- (22) Singh, G. and Griffith, P.: "Determination of Pressure Drop Optimum Pipe Size for a Two-Phase Slug Flow in an Inclined Pipe," *J. Eng. for Ind.* (Nov. 1970) 717-726; *Trans., ASME*, 92 .
- (23) Mattar, L. and Gregory, G.A.: "Air-Oil Slug Flow in an Upward-Inclined Pipe - I : Slug Velocity, Holdup and Pressure Gradient," *J. Can. Pet. Tech.* (Jan.-March, 1974) 13 N^o1, 69-76 .
- (24) Giozza, Wilson F.: "Simulation of Gas-Oil Separator Behavior Under Slug Flow Conditions," M.S. Thesis, U. of Tulsa, 1983 .
- (25) Ros, N.C.J.: "An Analysis of Critical Simultaneous Gas-Liquid Flow Through a Restriction and its Application to Flowmetering," *Appl. Sci. Res.* (1960) 9, Section A, 374 .
- (26) Schmidt, Z.: "Experimental Study of Two-Phase Slug Flow in a Pipeline-Riser System," The U. of Tulsa, Nov 1977 ..

- (27) Schmidt, Z., Brill, J.P. and Beggs, D.: "Choking Can Eliminate Severe Pipeline Slugging," Oil and Gas Journal , 1979
- (28) Baker, O., et al.: "Gas-Liquid Flow in Pipelines, II, Design Manual," AGA Project NX-28 , 1970 .
- (29) Espanol, J.H., Holmes, C.S. and Brown, K.E. : "A Comparison of Existing Multiphase Flow Methods for the Calculation of Pressure Drop in Vertical Wells," Paper SPE 2553 presented at 44th Annual SPE Fall Meeting , Denver, Col., Sept.28-Oct.1, 1969 .
- (30) Sanchez, F. y Martinez, J.: "Estudio Integral del Comportamiento en la Producción de los Pozos de una Plataforma Marina," Trabajo presentado en el XX Congreso Nacional de la A.I.P.M., Abril , 1983 .
- (31) Oil Metering and Processing Equipment Corporation
Catálogo de Equipo
4843 Yale Street , Houston 19 , Texas , U.S.A.
- (32) "Principios de la Separación de Gas-Líquido y Cálculo de la Capacidad de Tratamiento de Separadores de Dos Fases ," Publicación N° 77BH/231 (1977) , Instituto Mexicano del Petroleo .
- (33) Ashford, F.E. and Pierce, P.E. : "The Determination of Multiphase Pressure Drops and Flow Capacities in Down-Hole Safety Valves (Storn Chokes)," S.P.E. 5161, SPE-AIME 49th Annual Fall Meeting , 1974 .
- (34) Ochoa, G.: "Procedimiento Automático para Seleccionar Estranguladores en Cabezales de Pozos de Aceite," . Tesis UNAM, 1984.

A P E N D I C E A

METODO DE DUNS-ROS

Los regímenes de flujo estan definidos en función de las cantidades adimensionales : N_{vg} , N_{vL} , L_1 , L_2 , L_s , L_m , N_d y N_L donde :

$$N_{vg} = 1.938 v_{sg} (\rho_L / \sigma_L)^{1/4}$$

$$N_{vL} = 1.938 v_{sL} (\rho_L / \sigma_L)^{1/4}$$

$$L_s = 50 + 36 N_{vL}$$

$$L_m = 75 + 84 N_{vL}^{.75}$$

$$N_d = 10.07 d (\rho_L / \sigma_L)^{1/2}$$

$$N_L = 0.1574 L (1.0 / (\rho_L \sigma_L^3))^{1/4}$$

L_1 y L_2 son función de N_d , tal como se ve en la Fig. A-1

Flujo Burbuja

Límites : $0 < N_{vg} \leq L_1 + L_2 N_{vL}$

Gradiente por densidad : $Gr_{add} = H_L \rho_L + (1 - H_L) \rho_g$

H_L se obtiene en función de la velocidad de resbalamiento

$$H_L = \frac{v_s - v_m + ((v_m - v_s)^2 + 4 v_s v_{sL})^{1/2}}{2 v_s} \dots\dots\dots(47)$$

donde

$$v_s = \frac{S}{1.938} (\sigma_L / \rho_L)^{1/4} \dots\dots\dots(48)$$

$$S = F_1 + F_2 N_{vL} + F_3' \left(\frac{N_{vg}}{1 + N_{vL}} \right)^2$$

$$F_3' = F_3 - F_4 / N_d$$

F_1, F_2, F_3 y F_4 se obtienen de Fig. A-2

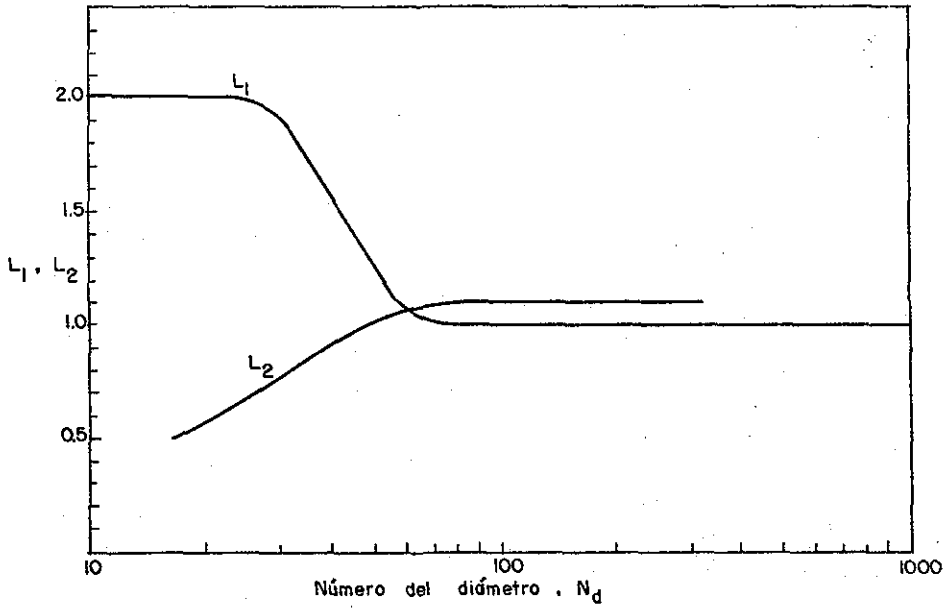


FIG. A-1... FUNCIONES ADIMENSIONALES DE L_1 y L_2

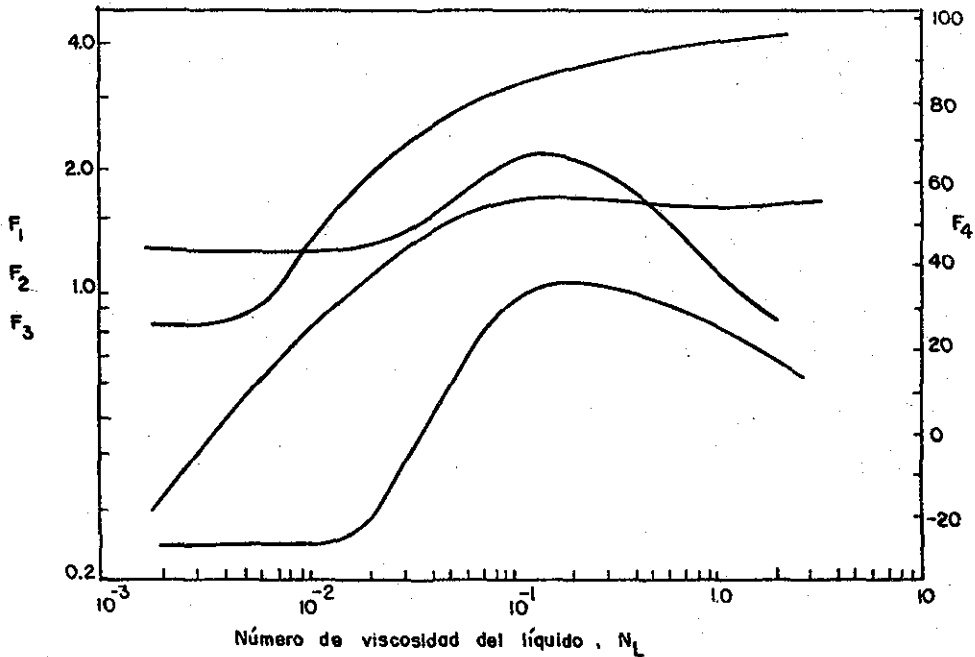


FIG. A-2... FUNCIONES ADIMENSIONALES DE F_1 , F_2 , F_3 , F_4

Gradiente por fricción :
$$\text{Grad}f = \frac{f_f \rho_L v_{sL} v_m}{2 g_c d}$$

donde $f_f = f_c \frac{f_2}{f_3}$

f_c se obtiene por la fórmula de Colebrook-White en forma iterativa :

$$f_c = \left(-2 \log \left(3.2345 \frac{\epsilon}{d} + \frac{2.51}{N_{Re} \sqrt{f_s}} \right) \right)^{-2} \dots (49)$$

f_2 se obtiene de la figura A-3 en función de :

$$f_c = \frac{v_{sg}}{v_{sL}} N_d^{2/3}$$

$$f_3 = 1 + f_c (v_{sg} / 50 v_{sL})^{1/2}$$

Flujo Bache

Límites : $L_1 + L_2 N_{vL} < N_{vg} \leq 50 + 36 N_{vL}$

Gradiente por densidad :
$$\text{Gradd} = H_L \rho_L + (1 - H_L) \rho_g$$

donde H_L se calcula aplicando las expresiones (47) y (48) usadas en el flujo burbuja , pero en este caso :

$$S = 1 + F_5 \frac{N_{vg}^{.982} + F_6'}{(1 + F_7 N_{vL})^2}$$

$$F_6' = 0.029 N_d + F_6$$

F_5, F_6, F_7 se obtienen de la Fig. A-4

Gradiente por fricción : Este se calcula utilizando el procedimiento descrito para flujo burbuja .

Flujo Niebla

Límites : $N_{vg} > 75 + 84 N_{vL}^{.75}$

Gradiente por densidad :
$$\text{Gradd} = \rho_L \frac{v_{sL}}{v_m} + \rho_g \frac{v_{sg}}{v_m}$$

Gradiente por fricción :
$$\text{Grad}f = f_c \rho_g v_{sg}^2 / (2 g_c d)$$

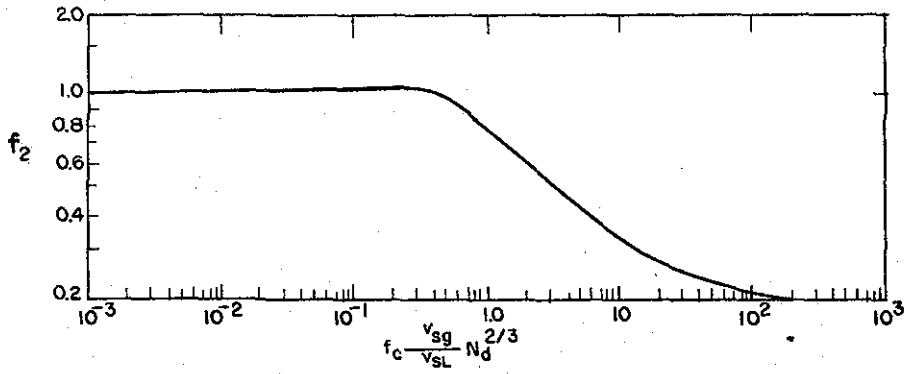


FIG. A-3.- FUNCION ADIMENSIONAL f_2

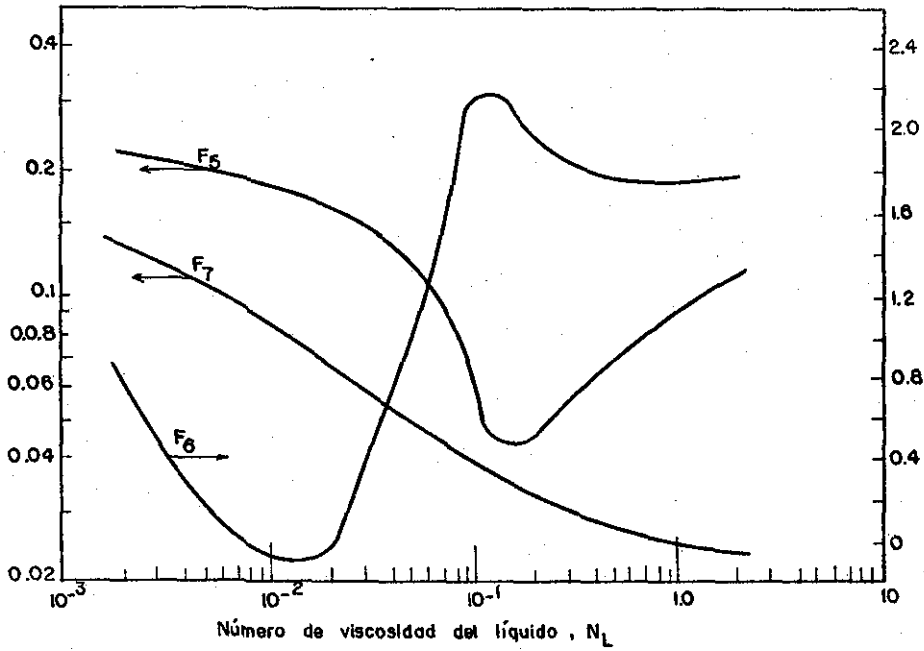


FIG. A-4.- FUNCIONES ADIMENSIONALES F_5 , F_6 y F_7

$$\text{Gradiente total} = \frac{\text{Gradd} + \text{Gradf}}{1 - 0.000216 \left(\rho_L v_{sL} + \rho_g v_{sg} \right) v_{sg} / P}$$

f_c se calcula iterativamente aplicando la expresión (49) de Colebrook-White

Flujo de Transición

$$\text{Límites : } 75 + 84 N_{vL}^{.75} \geq N_{vg} > 50 + 36 N_{vL}$$

Gradiente Total : Se obtiene por interpolación lineal entre los gradientes calculados para flujo bache y para flujo niebla .

METODO DE DUKLER

No considera los patrones de flujo para el cálculo de las caídas de presión .

$$\text{Gradiente por fricción : } \text{Gradf} = \frac{f \rho_k v_m^2}{2 g_c d}$$

$$\text{donde } \rho_k = \frac{\rho_L \lambda_L^2}{H_L} + \frac{\rho_g \lambda_g^2}{H_g} \quad y \quad f = f_n \left(\frac{f}{f_n} \right)$$

$$f_n = 0.0056 + 0.5 N_{\text{Re}k}^{-.32}$$

$$N_{\text{Re}k} = \frac{\rho_k v_m d}{\mu_n}$$

$$\mu_n = \mu_L \lambda_L + \mu_g \lambda_g$$

$$\frac{f}{f_n} = 1 + \frac{y}{1.281 - 0.478 y + 0.444 y^2 - 0.094 y^3 + 0.00843 y^4}$$

$$\text{donde } y = - \ln (\lambda_L)$$

Para calcular el colgamiento se usa un procedimiento iterativo por ensaye y error :

- i) Calcular $\lambda_L = v_{sL} / v_m$
- ii) Estimar un valor para H_L
- iii) Calcular N_{Rek}
- iv) Obtener H_L en la Fig. A-5
- v) Comparar los valores de H_L
- vi) Si los valores H_L comparados no son muy cercanos, tomar el obtenido en inciso iv) y regresar al paso iii).

Gradiente por aceleración :

$$\text{Gradacc} = \frac{1}{4633 \Delta L} \Delta \left(\frac{\rho_g v_{sg}^2}{1-H_L} + \frac{\rho_L v_{sL}^2}{H_L} \right)$$

Gradiente total : $\text{Gradt} = \text{Gradf} + \text{Gradacc}$

METODO DE BEGGS-BRILL

Gradiente por elevación : $\text{Gradele} = \frac{1}{144} (\rho_L H_L + \rho_g (1-H_L))$

H_L se calcula primero por el método de Dukler, (como si la tubería fuera horizontal), y posteriormente se afecta por el factor correspondiente a -90° de inclinación :

$$\psi = 1 - 0.299 \left((1-\lambda_L) \ln(4.7 \lambda_L^{-.3692} N_{vL}^{.1244} N_{FR}^{-.5056}) \right)$$

donde $\lambda_L = v_{sL} / v_m$

$$N_{vL} = 1.938 v_{sL} (\rho_L / \sigma_L)^{1/4}$$

$$N_{FR} = 0.37267 v_m^2 / d$$

con la restricción de que el factor afectado por la constante 0.299, no puede ser negativo.

Gradiente por fricción

$$\text{Gradf} = \frac{f_{tp} (\rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L)) v_m^2}{772.85 d}$$

$$\text{donde } f_{tp} = \left(\frac{f_{tp}}{f_n} \right) f_n$$

el cociente $\frac{f_{tp}}{f_n}$ se obtiene de la expresión :

$$\frac{f_{tp}}{f_n} = \text{EXP} \left(\frac{\text{Ln}(y)}{-0.0523 + 3.182 \text{Ln } y - 0.8725(\text{Ln } y)^2 + 0.01853(\text{Ln } y)^4} \right)$$

donde $y = \frac{\lambda_L}{H_L^2}$

$$f_n = \frac{1.0}{\left(2 \text{Log} \left(\frac{N_{\text{Ren}}}{4.5223 \text{Log } N_{\text{Ren}} - 3.8215} \right) \right)^2}$$

$$N_{\text{Ren}} = \frac{124 (\rho_L \lambda_L + \rho_g (1 - \lambda_L)) v_m d}{\mu_L \lambda_L + \mu_g (1 - \lambda_L)}$$

Gradiente total : $\text{Gradt} = \text{Gradele} + \text{Gradf}$

A P E N D I C E B

LISTADO DE PROGRAMA "TESIS"

```

*****
100 REM PROGRAMA 1000000
PROCEDIMIENTO PARA ELIMINAR
FLUJO EN BACHE
110 INPUT "DESEA CALCULAR CAPAC
IDAD DEL SEPARADOR ?";D$
120 IF D$="SI" THEN GO TO 4000
130 INPUT "DESEA CALCULAR CAIDA
DE PRESION DE FLUJO DESCENDENTE
EN TUBERIA VERTICAL ?";H$
140 IF H$="SI" THEN GO TO 3200
1000 INPUT "API = ";API;"CORR =
";CORR;"DIA(PULG) = ";DIA;"GOR(3
CF/STB) = ";GOR
1005 LPRINT TAB 10;"O R T O S"
"API" API;"CORR" CORR;"DIA (PULG
)" DIA;"GOR (SCF/STB) = ";GOR
1010 INPUT "ICODE (RS 1:STANDING
2:VAZQUEZ) = ";ICODE;"UCODE (BO 1:U
AZQUEZ 2:STANDING) = ";UCODE;"KCOD
E (1:VERTICAL 2:HORIZ.) = ";KCODE"
LCODE (1:favor FLUJO 2:contraflu
jo) = ";LCODE
1015 IF ICODE=1 THEN LPRINT "ICO
DE";ICODE;"(RS STANDING)"; GO TO
1018
1018 LPRINT "ICODE",ICODE;"(RS U
AZQUEZ)"
1019 IF UCODE=1 THEN LPRINT "UCO
DE";UCODE;"(BO VAZQUEZ)"; GO TO
1020
1019 LPRINT "UCODE",UCODE;"(BO S
TANDING)"
1020 LPRINT "KCODE",KCODE;"LCODE
";LCODE
1025 INPUT "P(PASIA) = ";P;"PSEP(
PSIA) = ";PSEP;"Q(STB/D) = ";Q
;"QU(STB/D) = ";QU;"SGPG = ";SGP
G;"SGU = ";SGU;"T(FAR) = ";T;"TS
EP(FAR) = ";TSEP
1030 LPRINT "P (PSIA)",P;"PSEP (
PSIA)",PSEP;"Q (STB/D)",Q;"SGP
G",SGPG;"T (FAR)",T;"TSEP (FAR)"
,TSEP
1040 GO SUB 5000
1045 IF KCODE=1 THEN GO SUB 9100
: GO TO 1050
1048 GO SUB 9020
1050 IF A$="FLUJO BACHE" OR A$="
FLUJO BACHE A" OR A$="FLUJO BACH
E C" THEN GO TO 1060
1055 LPRINT "NO HAY FLUJO BACHE"
: GO TO 1064
1060 INPUT "DESEA CARACTERISTICA
S DEL BACHE ?";C$
1062 IF C$="SI" THEN GO TO 2000
1064 INPUT "LTOT(FT) = ";LTOT
1066 LPRINT "LTOT (FT)",LTOT
1070 IF KCODE=1 THEN GO TO 1300
1072 IF LCODE=2 THEN GO TO 1080
1074 LET TEM1=T; LET PRE1=P
1076 INPUT "TEM2 (FAR) = ";TEM2
1078 LPRINT "TEM2 (FAR)",TEM2
GO TO 1200
1080 LET TEM2=T; LET PRE2=P
1090 INPUT "TEM1 (FAR) = ";TEM1
1100 LPRINT "TEM1 (FAR)",TEM1
1200 GO SUB 3500
1210 GO TO 1500

```

```

1300 IF LCODE=1 THEN GO TO 1400
1304 LET TWH=T; LET PWH=P
1310 INPUT "TWF (FAR) = ";TWF
1320 LPRINT "TWF (FAR)",TWF
1330 GO TO 1400
1400 LET TWF=T; LET PWF=P
1410 INPUT "TWH (FAR) = ";TWH
1420 LPRINT "TWH (FAR)",TWH
1450 INPUT "RUG (FT) = ";RUG
1470 LPRINT "RUG (FT)",RUG
1480 GO SUB 3000
1500 STOP
2000 IF KCODE=1 THEN GO TO 3000
2005 REM PROGRAM 2000000 PARA
CALCULO DE PROPIEDADES DE BACHE
EN TUBERIAS HORIZONTALES
2006 LET TAO=-2.663+6.441*GOR (L
N (DIA))+.059*LN (VELM)
2008 LET LSM=EXP (TAO)
2010 LET A=4.47106-.13691*VELSL
2012 LET B=-.05831+.03970*VELSL
2014 LET C=.02124-.01159*VELSL
2016 LET HLB=1-.01*EXP (A+B*LN (
VELSG)+C*(LN (VELSG))2)
2018 LET A2=-.152726+.43839*VELSL
2020 LET B2=2-.01461-.17378*VELSL
2022 LET C2=-.20271+.01819*VELSL
2024 LET HLS=1-.01*EXP (A2+B2*LN
(VELSG)+C2*(LN (VELSG))2)
2026 LET A3=4.27143-.26417*VELSL
2028 LET B3=-.06495+.12932*VELSL
2030 LET C3=-.00406-.01828*VELSL
2032 LET HLG=1-.01*EXP (A3+B3*LN
(VELSG)+C3*(LN (VELSG))2)
2034 LET VBF=(VELSL-VELM*HLB)/(H
L0-HL3)
2036 LET VF=(VELM-VBF)*HLB/HLB+V
BF; IF VF<0 THEN LET VF=0
2038 LET VG=VBF-(VBF-VELM)*(1-HL
5)/(1-HL6)
2040 LET T3=LSM/VBF
2042 LET C4=(VELSG+(VBF-VELM)*(1
-HL5))/(VBF*(1-HL5))
2044 LET TB=T3*(C4-(1-HL5)/(1-HL
B))/(1-C4)
2046 LET A4=PI/4*(DIA/12)2
2048 LET VLP=VELSL*(T3+TB)*A4
2050 LET VLSP=VELM*T3*A4*HL5
2052 LET ULFP=VF*TB*A4*HLB
2054 LET VLS=VBF*T3*A4*HL3
2056 LET VLT=VBF*TB*A4*HLB+VBF*T
3*A4*HL5
2064 LET QINS=ULSP/T3; LET QINS2
=15333*QINS; LET QINS3=QINS2/50
2066 LPRINT "CARACTERISTICAS BAC
HE HORIZONTAL" "HLB",HLB;"HL3",HL
3;"HL0",HL0;"VBF (FT/SEC)",VBF
"VF (FT/SEC)",VF;"UG (FT/SEC)",U
G;"TS (SEC)",TS;"TB (SEC)",TB;"V
LP (FT3)",VLP;"ULSP (FT3)",ULSP
"ULFP (FT3)",ULFP;"VLS (FT3)",V
LS;"VLT (FT3)",VLT;"L MEDIA BACHE
",LSM (FT);LSM;"O INSTANTANEO(F
T3/SEC)";QINS
2068 LPRINT TAB 13;"(BL3/DAY) = ";
QINS2 TAB 13;"(STB/DAY) = ";QINS3
2070 STOP

```

TESIS CON
FALLA DE ORIGEN

```

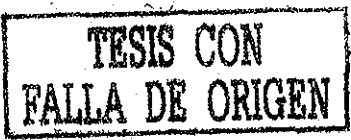
0000 REM MODELO
0002 LET UBF=1.178*VELM+1.75
0004 IF VELSL>4.3 THEN GO TO 301
4
0005 LET A=.737-.078*VELSL
0006 LET B=.203-.428*VELSL
0008 LET C=.174-.033*VELSL
0010 LET TT=A+B*(VELSG)+(-C*VELS
G)
GO TO 3022
0014 LET A=.639-.419*VELSL
0018 LET B=-.249E-2+.271E-3*VELS
L
0018 LET C=.638E-3-.172E-3*VELSL
0020 LET TT=A+B*VELSG+C*(VELSG)+
0022 LET A=.203-.428*VELSL
0024 LET B=.107E-1-.066E-5*VELSL
0026 LET C=.393E-6-.798E-4*VELSL
0028 LET TB=A+B*VELSG+C*(VELSG)+
0030 LET TS=TT-TB
0032 LET LS=TS*UBF: LET LB=TS*UB
T
0034 LET LT=LS+LB
0040 LET UL=.92*VELM
0050 LET FREQ=1/TT
0070 LET ULP=.5E-S*90/FREQ
3120 LET DELTAP=(LS*DENL-LB*DENG
)/144
3125 LET QINST=ULP/TS
3126 LET QINST2=QINST/BO: LET QI
NST3=15336*QINST/BO
3128 LET QINSG=UBF*AREA: LET QIN
SG2=QINSG/BO*86400
3130 LPRINT "CARACTERISTICAS SAC
HE VERTICAL "UBF (FT/SEC) "UBF
"TB (SEC) "TS "TS "T
T (SEC) "TT "LB (FT) "LS "LS
(FT) "UL "UL (FT) "UL (FT/
SEC) "UL "FREQ (SLUG/S) "FREQ "U
LP (FT/S) "ULP "DELTAP (PSIA) "D
ELTAP
3132 LPRINT "Q INST L (FT3/SEC) =
"QINST TAB 9: "SCF/SEC) = "QINST
B TAB 9: " (STB/DAY) = "QINST3 "Q I
NST 3 (FT3/SEC) = "QINSG TAB 9: " (
SCF/DAY) = "QINSG2
3140 STOP
3200 REM PROGRAM DESCRIBE PARA
CALCULO DE CAIDA DE PRESION EN
TUBERIAS VERTICALES Y FLUJO
DESCENDENTE
3202 DATA .01,.03,.05,.1,.3,.6,1
,.01,.03,.05,.1,.3,.6,1
3204 DATA .006,.02,.05,.08,.2,.6
,1,.01,.032,.067,.093,.22,.64,1
3206 DATA .0011,.005,.02,.06,.1,
.4,1,.041,.145,.26,.33,.36,.66,1
3210 DATA .001,.005,.02,.06,.1,
.4,1,.36,.62,.6,.64,.66,.84,1
3212 DATA 10000000,200000,25000,
2500,100
3214 INPUT "API (PSIA) = ";API "CORR =
" "CORR "DIA (PULG) = " "DIA "GOR (S
CF/STBO) = " "GOR "ICOD = " "ICOD
E " "JCODE = " "JCODE "LTOT (FT) = "
"LTOT
3216 PRINT TAB 10: "D A T O S""
API "API "CORR "CORR "DIA (PULG)
" "DIA "GOR (SCF/STBO) " "GOR "ICOD
E " "ICODE "JCODE "JCODE "LTOT (FT)
" "LTOT
3218 INPUT "P1 (PSIA) = ";P1 "PSE
P (PSIA) = " "PSEP "QO (STB/DAY) =
" "QO "OU (STB/DAY) = " "OU "SGPG =
" "SGPG "SGU = " "SGU "T1 (FAR) =
" "T1 "TF (FAR) = " "TF "TSEP (FAR)
= " "TSEP

```

```

3220 PRINT "P1 (PSIA) "P1 "PSEP
(P (PSIA) "PSEP "QO (STB/DAY) "QO
"OU (STB/DAY) "OU "SGPG "SGPG "SG
U" "SGU "T1 (FAR) "T1 "TF (FAR) "
TF "TSEP (FAR) "TSEP "TAB 6: "C A
L C U L O S""
3222 LET SUMDL=0: LET DP=10
3224 IF LTOT<50 THEN LET DL=LTO
T/2:
GO TO 3230
3226 IF LTOT<100 THEN LET DL=50
GO TO 3230
3228 LET DL=100
3230 LET GRADT=(T1-TF)/LTOT
3232 LET SUMDL=SUMDL+DL
3234 LET T2=T1-DL*GRADT: LET T=(
T1+T2)/2
3236 LET P2=P1-DP: LET P=(P1+P2)
/2
3238 GO SUB 5000
3240 LET LAMBDA=VELSL/VELM
3242 LET HLS=.02
3244 RESTORE 3202
3246 LET HG=1-HLS
3248 LET RHOK=LAMBDA*12*DENL/HLS
+(1-LAMBDA)*12*DENG/HG
3250 LET NREK=124*RHOK*VELM*DIA/
(UISL*LAMBDA+UISG*(1-LAMBDA))
3252 LET N=7
3254 DIM X(10): DIM Y(10): DIM A
(10)
3256 LET XX=LAMBDA: LET IDEG=2
3258 FOR K=1 TO 5
3260 FOR I=1 TO 7: READ X(I)
3262 NEXT I
3264 FOR J=1 TO 7: READ Y(J)
3266 NEXT J
3268 GO SUB 9836
3270 LET R(K)=YY
3272 NEXT K
3274 FOR M=1 TO 5
3276 LET Y(M)=A(M): READ X(M)
3278 NEXT M
3280 LET N=5: LET XX=NREK
3282 GO SUB 9836
3284 LET HL=YY
3286 IF ABS (HL-HLS) < (.05*HLS) T
HEN GO TO 3290
3288 LET HL=HL: GO TO 3244
3290 LET NFR=.37267*VELM*2/DIA
3292 LET NUL=1.938*VELSL*(DENL/5
IGMAL)+.25
3294 LET CE=(1-LAMBDA)*LN (4.7*
LAMBDA+(-.3692)*NUL+.1244*NFR+(-
.6056))
3296 IF CE<0 THEN LET CE=0
3298 LET ARPA=1-.299*CE
3300 LET HL90=HL*ARPA
3302 LET ROESE=DENL*HL90*DENG*(1
-HL90)
3304 LET DPOZELE=ROESE/144
3306 LET NREN=(124*(DENL*LAMBDA
+DENG*(1-LAMBDA))*VELM*DIA)/(UI
SL*LAMBDA+UISG*(1-LAMBDA))
3308 LET FN1=NREN/(4.5223*.43429
4*LN (NREN)-3.8216)
3310 LET FN=1/12*.434294*LN (FN1
)/12
3312 LET Y=LAMBDA/(HL90)+2
3314 LET S=LN Y/(-.0523+3.182*LN
Y-.8726*(LN Y)+.01853*(LN Y)+
4)
3316 LET FEF=EXP (S)
3318 LET FTP=FEF*FN
3320 LET OPDZF=FTP*(DENL*LAMBDA
+DENG*(1-LAMBDA))*VELM*2/(772.8
5*DIA)
3322 LET OPDXT=OPDZF-OPDZELE
3324 LET DPC=OPDXT*DL
3326 IF ABS (DPC-DP)<ABS (.05*D
P) THEN GO TO 3324

```



```

3322 LET DP=DP0: GO TO 3235
3324 PRINT "SUMDL (FT)",SUMDL/"T
(FAR)",T/"P (PSIA)",P2/"RS (SCF
/STB)",RS
3325 LET P1=P2: LET T1=T2
3326 IF SUMDL=LTOT THEN STOP
3330 IF (LTOT-SUMDL)>DL THEN GO
TO 3232
3332 LET DL=LTOT-SUMDL: GO TO 32
32
4000 REM PROGRAM 5323 PARA CALC
ULO DE CAPACIDAD DE SEPARADORES
4005 INPUT "SEPARADOR VERTICAL ?
":S5
4010 INPUT "API=":API:"CORR=":
CORR:"D PART (MICRAS)=":DIAP:"D S
EP (FT)=":DISEP:"GOR (SCF/STB)=":G
OR:"ICODE=":ICODE:"UCODE":UCOD
E
4020 PRINT TAB 10;"D A T O S"
"API",API:"CORR",CORR:"D PART (M
ICRAS)",DIAP:"D SEP (FT)",DISEP
"GOR (SCF/STB)",GOR:"ICODE",ICOD
E:"UCODE",UCODE
4022 IF S5="SI" THEN GO TO 4030
4024 INPUT "LONG (FT)=":L
4026 PRINT "L SEP. (FT)",L
4030 INPUT "NIVEL H (FT)=":HH:"P
RES (PSIA)",P:"QO (STB/D)=":QO:"Q
U (STB/D)=":QU:"SGPG=":SGPG:"SGU
=":SGU:"TEMP (FAR)=":T:"T RET (M
IN)=":TRET
4035 PRINT "NIVEL H",HH:"PRESION
(PSIA)",P:"QO (STB/D)",QO:"QU (S
TB/D)",QU:"SGPG",SGPG:"SGU",SGU
"TEM (FAR)",T:"T RET (MIN)",TRET
TAB 6;"D A L C U L O S"
4040 LET TSEP=: LET PSEP=P
4050 GO SUB 9000
4054 IF S5="SI" THEN GO TO 4100
4055 LET ANG=ACS (1-2*HH/DISEP)*
180/PI
4058 LET AF=PI+DISEP+2/4*(1-ANG/
180)+GOR (DISEP*HH-HH+2)*(DISEP/
2-HH)
4060 LET QGC5=123739*P/(Z*(T+45
0))*(DIAP+2*(DENL-DENG)/VISG)*AF
4064 LET QLC5=256.474*(PI+DISEP+
2/4*AF)*L/(BO*TRET)
4068 PRINT "Area Flujo (ft2)",AF
"Qg (scf/day)",QGC5"Ql (STB/day
)",QLC5
4070 STOP
4100 LET QGC5=.068782*DIAP+2*DIS
EP+2*P*(DENL-DENG)/(Z*(T+460)*VI
SG)
4104 LET QLC5=201.42*DISEP+2*HH/
(BO*TRET)
4108 PRINT "Qg (scf/day)",QGC5
"Ql (STB/day)",QLC5
4110 STOP
5000 REM SUB 9000 PARA CALCULAR
LAS PROPIEDADES DE FLUIDOS.
USA DIFERENTES SUBROUTINAS
5012 REM calcula Rs y Rsw
5013 GO SUB 9050
5016 LET R5=R5+CORR
5017 REM calcula Bo
5018 GO SUB 9550
5020 LET SG0=141.5/(131.5+API)
5022 LET DENG=(((.0764*R5+SG0G)/
5.614)+(82.4*SG0)/BO
5024 REM calcula Z
5026 GO SUB 9750
5028 LET DENG=(29*P*SGFG)/(10.72
*Z*(T+460))

```

```

5030 REM calcula viscosidades de
aceite y agua
5032 GO SUB 9650
5034 REM calcula viscosidad gas
5035 GO SUB 9700
5038 LET FO=QO*BO/(QO*BO+QU*BU)
5040 LET FU=1-FO
5042 LET SG=.0233*Z*(T+460)/P
5044 LET AREA=5.454164E-3*DIAP+2
5046 LET GL=(QO*BO+QU*BU)*(5.614
/55400)
5048 LET OG=(QO*(GOR-R5)-QU*RSB)
+5G/55400
5050 LET VEL3L=GL/AREA
5052 LET VELSG=OG/AREA
5054 LET VELM=VEL3L+VELSG
5056 LET DENL=DENG+FO+82.4*SGU*F
U
5058 LET VISL=VIS0*FO+VISW*FU
5066 REM calcula tension superfi
cial de aceite y agua
5068 GO SUB 9300
5070 LET SIGMA=SIGMA0+FO+SIGMAW
*FU
5072 RETURN
8000 REM SUB 9000 PARA CALCULO
DE CAIDA DE PRESION EN TUBERIAS
VERTICALES
8005 BEEP .1,2
8010 DATA 5.25,30,40,50,60,70,2,
1.95,1.59,1.27,1.06,1
8015 DATA 7.15,20,30,50,60,70,60
.465,.95,1.73,1.1,0.6,1.03,1.1
8020 DATA 14.004,.007,.01,.02,
.03,.04,.05,.07,1.1,1.5,2.5,1.2,
1.6,1.31,1.32,1.35,1.43,1.59,1.7
1.67,1.93,2.06,2.06,1.66,1.2,1.6
3
8025 DATA 13.0015,.02,.03,.04,1.0
5,.07,1.1,1.15,2.5,1.2,2.25,2.7,
3.75,4.99,5.9,7.9,9.2,1.1,1.91,1.78
.69
8030 DATA 15.002,.004,.005,.007
.01,.015,.02,.03,.04,.05,.07,1.1
1.2,1.5,1.2,1.02,.04,.07,1.38,
1.7,1.9,2.3,2.6,2.77,3.3,3.3,3.8,3
.94,4.2
8035 DATA 10.002,.004,.007,.01,
.02,.04,.07,1.1,2.2,1.8,2,15,24,
37.5,46,53,55,56,5,55
8040 DATA 11.002,.005,.01,.02,
.05,1.1,1.15,2.5,1.2,2.25,2.07,1.1
95,1.18,1.14,.05,.047,.046,.07,.09
3,.12
8045 DATA 11.002,.005,.01,.015,
.02,.05,1.1,2.5,1.2,2.25,1.8,1.1
1.15,1.06,1.03,2.05,1.96,1.77,1.
73,1.74
8050 DATA 11.002,.005,.01,.02,
.05,1.1,2.5,1.2,4.14,1.12,.09,
.072,.052,.041,.033,.027,.025,.02
3,.023
8051 DATA 17.001,.01,.03,1.1,3,
.4,5,7,1,3,10,20,50,100,200,40
0,1000,1,1,05,1,05,1,03,1,1,1,03
1,1,02,1,1,0,5,2,1,05,20,23,22,
.21,1.21,1.21
8052 LET SUMDL=0: LET DIFL=LTOT-
SUMDL: LET DP=10
8053 IF LCODE=1 THEN LET T1=TWF:
LET P1=PW: GO TO 8055
8054 LET T1=TWF: LET P1=PW
8055 IF DIFL<=50 THEN LET DL=DIF
L/2: GO TO 8060
8056 IF DIFL<=100 THEN LET DL=50
: GO TO 8060
8058 LET DL=100

```

```

8060 LET SUMDL=SUMDL+DL: LET GRA
DT=(TUF-TUH)/LTOT: BEEP ,1,12
8062 IF LCODE=1 THEN GO TO 8070
8064 LET T2=T1+DL*GRADT: LET T=(
T1+T2)/2
8066 LET P2=P1+DP: LET P=(P1+P2)
/2
8068 GO TO 8080
8070 LET T2=T1-DL*GRADT: LET T=(
T1+T2)/2
8074 LET P2=P1-DP: LET P=(P1+P2)
/2
8080 GO SUB 8000
8100 LET NUL=1.938*VEL3L*(DENL/5
IGMAL)↑.25
8102 LET NUG=1.938*VEL3G*(DENL/5
IGMAL)↑.25
8104 LET ND=10.07267*DIA*80R (DE
NL/SIGMAL)
8106 LET NL=.15726*UISL*(1/(DENL
*SIGMAL↑3))↑.25
8108 IF ND>26 THEN GO TO 8114
8110 LET L1=2: GO TO 8130
8114 IF ND<=70 THEN GO TO 8120
8116 LET L1=1: GO TO 8130
8120 REM INTERPOLA L1
8122 LET XX=ND
8124 RESTORE 8010
8126 GO SUB 9800
8128 LET L1=YY
8130 IF ND>15 THEN GO TO 8136
8132 LET L2=.465: GO TO 8152
8136 IF ND<80 THEN GO TO 8142
8138 LET L2=1.1: GO TO 8152
8142 REM INTERPOLA L2
8144 LET XX=ND
8146 RESTORE 8015
8148 GO SUB 9800
8150 LET L2=YY
8152 LET L3=.50+36*NUL
8154 LET LM=.75+84*NUL↑.75
8156 IF NUG<=(L1+L2*NUL) THEN GO
TO 8170
8158 IF NUG<L3 THEN GO TO 8258
8160 IF NUG<LM THEN GO TO 8254
8164 GO SUB 8350
8166 LET GTOT=GTOTN: GO TO 8326
8172 IF NL<.004 THEN GO TO 8188
8174 IF NL>2 THEN GO TO 8188
8176 REM INTERPOLA F1
8178 LET XX=NL
8180 RESTORE 8020
8182 GO SUB 9800
8184 LET F1=YY: GO TO 8190
8186 LET F1=.1: GO TO 8190
8190 LET F1=.83
8192 IF NL<.015 THEN GO TO 8204
8194 IF NL>2 THEN GO TO 8206
8194 REM INTERPOLA F2
8196 LET XX=NL
8198 RESTORE 8026
8200 GO SUB 9800
8202 LET F2=YY: GO TO 8208
8204 LET F2=.245: GO TO 8208
8206 LET F2=.59
8208 IF NL<.002 THEN GO TO 8222
8210 IF NL>2 THEN GO TO 8224
8212 REM INTERPOLA F3
8214 LET XX=NL
8216 RESTORE 8030
8218 GO SUB 9800
8220 LET F3=YY: GO TO 8226
8222 LET F3=.32: GO TO 8226
8224 LET F3=4.2
8226 IF NL<.002 THEN GO TO 8240
8228 IF NL>2 THEN GO TO 8242
8228 REM INTERPOLA F4
8230 LET XX=NL
8232 RESTORE 8035
8234 GO SUB 9800

```

```

8236 LET F4=YY: GO TO 8244
8240 LET F4=.20: GO TO 8244
8242 LET F4=.95
8244 LET F3A=F3-F4/ND
8246 LET E3E=F1+P2*NUL+F3A*(NUG/
(1+NUL))↑2
8248 GO SUB 8380
8250 LET GTOT=GTOTB: GO TO 8326
8256 LET NUGX=NUG: LET NUG=80+36
*NUL: LET TRAN=1
8257 GO TO 8260
8259 LET TRAN=0
8260 IF NL<.002 THEN GO TO 8272
8262 IF NL>2 THEN GO TO 8274
8264 LET XX=NL
8266 RESTORE 8040
8268 GO SUB 8800
8270 LET F5=YY: GO TO 8276
8272 LET F5=.225: GO TO 8276
8274 LET F5=.19
8276 IF NL<.002 THEN GO TO 8288
8278 IF NL>2 THEN GO TO 8290
8280 LET XX=NL
8282 RESTORE 8045
8284 GO SUB 9800
8286 LET F5=YY: GO TO 8292
8288 LET F5=.32: GO TO 8292
8290 LET F5=.1.74
8292 IF NL<.002 THEN GO TO 8304
8294 IF NL>4 THEN GO TO 8306
8296 LET XX=NL
8298 RESTORE 8050
8300 GO SUB 9800
8302 LET F7=YY: GO TO 8308
8304 LET F7=.14: GO TO 8308
8306 LET F7=.023
8308 LET F6A=.029*ND+F6
8310 LET E3E=(NUG↑.982+F6A)/(1+F
7*NUL)↑2+(1+F5)
8312 GO SUB 8380
8314 IF TRAN=0 THEN LET GTOT=GTO
TB: GO TO 8326
8316 LET NUG=.75+84*NUL↑.75
8318 GO SUB 8350
8320 LET NUG=NUGX
8322 LET A=(LM-NUG)/(LM-L3): LET
B=(NUG-L3)/(LM-L3)
8324 LET GTOT=A*GTOTB+B*GTOTN
8326 REM CALCULA DP
8328 LET DPC=GTOT*DL
8330 IF ABS (DPC-OP) <=.05*DP) T
HEN GO TO 8336
8332 LET DP=DPC
8334 IF LCODE=1 THEN GO TO 8074
8336 GO TO 8086
8338 LPRINT "SUMDL(FT) ",SUMDL,"T
(FAR) ",T2,"P(PSIA) ",P2,"RS(SCF/5
TB) ",R5: LET P1=P2: LET T1=T2:
GO SUB 9100
8337 IF SUMDL<LTOT THEN RETURN
8338 IF (LTOT-SUMDL)>DL THEN GO
TO 8060
8340 LET DL=LTOT-SUMDL: GO TO 80
60
8350 REM SUB NUSOLA
8351 LET GELE=DENL*VEL3L/VELM+DE
NG*VEL3G/VELM
8352 LET NUNU=.8929*DENG/DENL*(U
ISL*VEL3G/SIGMAL)↑2
8354 IF NUNU>.006 THEN GO TO 836
8
8356 LET RUGC=.8988*SIGMAL/(DENG
*VEL3G↑2)
8358 GO TO 8362
8360 LET RUGC=.4262*SIGMAL*NUNU↑
.382/(DENG*VEL3G↑2)
8362 IF RUGC>RUG THEN LET RUG=R
UGC
8364 LET NRE=124*DENG*VEL3G*DIA/
UISG

```

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

```

0366 GO SUB 0450
0368 LET GFR=.186335*FF*DENG*VEL
0370/DIA
0370 LET GTOTN=(GELE+GFR)/(1-.00
02167*(DENL*VELSL+DENG*VELSG)*VE
LSG/P)
0372 RETURN
0380 REM SUB 0450
0382 LET US=.516*ESE*(SIGMAL/DEN
L)*.25
0384 LET HL=(US-VELM+SQR((VELM-
US)*(VELM-US)+4*US*VELSL))*5/US
0386 LET GELE=HL*DENL+(1-HL)*DEN
G
0388 LET NRE=124*DENL*VELSL/DIA/
VISL
0390 GO SUB 0450
0392 RESTORE 0051
0394 LET XX=FF*VELSG/VELSL*(ND)+
(2/3)
0396 GO SUB 0800
0398 LET F2A=YY
0400 LET F3A=1+FF*SGR(VELSG/(50
*VELSL))
0402 LET FFA=FF*F2A/F3A
0404 LET GFR=.186335*FFA*DENL*VE
LSL*VELM/DIA
0406 LET GTOTB=(GELE+GFR)/144
0408 RETURN
0450 REM SUB 0450 PARA CALCULO
DE FACTOR DE FRICCION
POR COLEBROOK-WHITE
0455 LET I=1; LET FS=.05
0456 LET A=.368563*LM(.32345*RU
G/DIA+2.51/(NRE*SGR FS))
0458 LET FC=1/(A*RA)
0460 IF ABS(FS-FC)<=(.01*FS) TH
EN GO TO 0490
0470 IF I=10 THEN GO TO 0490
0475 LET FS=FC; LET I=I+1
0480 BEEP .1,10; GO TO 0460
0490 LET FF=FC; RETURN
REM CALCULO DE CAIDAS DE
PRESION EN TUBERIAS HORIZON
TALES, METODO 0450
0501 BEEP .1,2
0502 DATA .01,.03,.05,.1,.3,.6,1
,.01,.03,.05,.1,.3,.6,1
0504 DATA .005,.02,.05,.08,.2,.6
,.1,.01,.032,.057,.095,.22,.64,1
0506 DATA .0011,.005,.02,.06,1
,.4,1,.01,.052,.145,.25,.38,.57,1
0508 DATA .001,.005,.02,.06,1
4.1,.041,.145,.25,.33,.38,.68,1
0510 DATA .001,.005,.02,.05,1
4.1,.36,.52,.6,.64,.68,.84,1
0512 DATA 10000000,200000,25000,
25000,100
0512 LET SUMDL=0; LET DP=10
0514 IF LCODE=1 THEN LET T1=TEM1
; LET P1=PRE1; GO TO 0516
0516 LET T1=TEM2; LET P1=PRE2
0518 IF (LTOT-SUMDL)<=50 THEN LE
T DL=(LTOT-SUMDL)/2; GO TO 0524
0520 IF (LTOT-SUMDL)<=100 THEN L
ET DL=50; GO TO 0524
0522 LET DL=100
0524 LET GRADT=(TEM1-TEM2)/LTOT
0526 LET SUMDL=SUMDL+DL; BEEP .1
,12
0528 IF LCODE=1 THEN GO TO 0536
0530 LET T2=T1+DL*GRADT; LET T=(
T1+T2)/2
0532 LET P2=P1+DP; LET P=(P1+P2)
/2
0534 GO TO 0540
0536 LET T2=T1-DL*GRADT; LET T=(
T1+T2)/2
0538 LET P2=P1-DP; LET P=(P1+P2)
/2
0540 GO SUB 5000

```

```

0542 LET LAMBDA=L*VELSL/VELM
0544 LET HLS=.02
0546 RESTORE 0502
0548 LET HG=1-HLS
0550 LET RHOK=LAMBDA*2*DENL/HLS
+(1-LAMBDA)*2*DENG/HG
0554 LET NREK=124*RHOK*VELM*DIA/
(VISL*LAMBDA+VISG*(1-LAMBDA))
0556 LET N=7
0558 DIM X(10); DIM Y(10); DIM A
(5)
0570 LET XX=LAMBDA
0572 LET IDG=2
0574 FOR K=1 TO 5
0576 FOR I=1 TO 7: READ X(I)
0578 NEXT I
0580 FOR J=1 TO 7: READ Y(J)
0582 NEXT J
0584 GO SUB 0836
0586 LET A(K)=YY
0588 NEXT K
0590 FOR M=1 TO 5
0592 LET Y(M)=A(M); READ X(M)
0594 NEXT M
0596 LET N=5; LET XX=NREK
0598 GO SUB 0836
0600 LET HL=YY
0602 IF ABS(HL-HLS)<(.05*HLS) T
HEN GO TO 0608
0604 LET HLS=HL
0606 GO TO 0558
0608 LET FN=.0056+.5*NREK+-.32
0610 LET B=LN LAMBDA
0612 LET A=1-5/(1.231+.476*B+.44
4*B*B+.094*B*B*B+.00043*B*B*B*B)
0614 LET FF=A*FN
0616 LET DPDX=FF*RHOK*VELM*2/(77
2.176*DIA)
0620 LET DPC=DPDX*DL
0622 IF ABS(DPC-DP)<=(.05*DP) T
HEN GO TO 0630
0624 LET DP=DPC
0626 IF LCODE=1 THEN GO TO 0636
0628 GO TO 0632
0630 LPRINT "SUMDL (FT)";SUMDL
;"T (FAR)";T;"P (PSIA)";P;"RS
(3CF/STB)";RS; LET P1=P2; LET
T1=T2; GO SUB 0000
0632 IF SUMDL=LTOT THEN RETURN
0634 IF (LTOT-SUMDL)=DL THEN GO
TO 0526
0636 LET DL=LTOT-SUMDL; GO TO 05
26
0600 REM SUB 0600 PARA DETERMI
NAR TIPO DE FLUJO EN TUBERIAS
HORIZONTALES POR PATRON GOVIER
0902 DATA 9,1,2,1,5,2,3,5,7,9,10
,12,6,1,6,7,9,14,25,12,10,7,0
22,.01
0904 DATA 10,12,20,40,60,80,100,
150,180,200,320,.01,.125,.63,1,4
,2,2,3,3,7,9,11,20
0906 LET XX=VELSG
0910 IF VELSG>=1.2 THEN GO TO 90
20
0912 IF VELSL<=.62 THEN GO TO 90
74
0914 IF VELSL<=9 THEN GO TO 9078
0916 GO TO 9070
0920 IF VELSG>12 THEN GO TO 9050
0922 RESTORE 9002
0924 GO SUB 0800
0926 LET VELSL1=YY
0928 IF VELSL>VELSL1 THEN GO TO
9040
0930 IF VELSL<=.62 THEN GO TO 90
74
0934 GO TO 9078
0940 IF VELSL<=.62 THEN GO TO 90
62

```

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**


```

9044 IF VELSL<=9 THEN GO TO 9066
9046 GO TO 9070
9050 IF VELSG>320 THEN GO TO 909
9052 RESTORE 9004
9054 GO SUB 9000
9056 LET VEL3L2=YY
9060 IF VELSL<VELSL2 THEN GO TO
9064 IF VEL3L<=.62 THEN GO TO 90
9066 IF VELSL<=9 THEN GO TO 9066
9070 LET A#="FLUJO BURBUJA DISPE
R3A": LPRINT A#": RETURN
9074 LET A#="FLUJO ESTRATIFICADO
": LPRINT A#": RETURN
9078 LET A#="FLUJO BURBUJA ALARG
ADA": LPRINT A#": RETURN
9082 LET A#="FLUJO ONDULADO": LP
RINT A#": RETURN
9086 LET A#="FLUJO SACHE": LPRIN
T A#": RETURN
9090 LET A#="FLUJO ANULAR NIEBLA
": LPRINT A#": RETURN
9100 REM SUB DUNSR05 PARA DETERM
INAR TIPO DE FLUJO EN PATRON DE
DUNSR05 MODIFICADO
9106 LET NUL=1.936*VELSL*(DENL/3
IGMAL)↑.25
9110 LET NVG=1.936*VELSG*(DENL/3
IGMAL)↑.25
9120 LET XX=NVG
9130 DATA 15,1.3,1.5,1.6,1.65,1.
75,1.8,1.9,2.2,15,2.2,2.3,2.4,2.
5,2.7,2.95,3.1,1.1,2.3,3.4,5.7
1.1,1.5,3.4,5.8,8.13,20,30
9135 DATA 11,2,1,3,4,5,6,7,8,9,1
0,15,13,3,1.7,1.3,1.1,1.9,.77,.7,
.63,.57,.54,.44,.34
9140 DATA 12,2,2,2,2.5,3,4,5,6,7,5
4,10,20,27,40,70,10,7,4,1,5,6,2,7,
4,8,55,10,12,5,17,5,20,24,30
9145 DATA 13,15,5,16,17,5,16,5,2
0,30,40,50,60,70,80,90,100,.1,1,2
.3,3,34,.43,.65,1.2,1.4,1.5,1.65
1.75,1.8,1.92
9146 LET IDEG=2
9150 IF NVG<1.3 THEN GO TO 9294
9155 IF NVG>=3.1 THEN GO TO 9210
9160 RESTORE 9130
9165 GO SUB 9800
9170 LET NUL3=YY
9174 IF NUL<NUL3 THEN GO TO 9294
9178 RESTORE 9135
9180 GO SUB 9800
9184 LET NUL1=YY
9186 GO SUB 9800
9190 LET NUL4=YY
9194 IF NUL<NUL1 THEN GO TO 9250
9198 IF NUL<NUL4 THEN GO TO 9270
9200 GO TO 9258
9210 IF NVG>15.5 THEN GO TO 9230
9212 RESTORE 9135
9214 GO SUB 9800
9216 LET NUL1=YY
9218 GO SUB 9800
9220 LET NUL4=YY
9222 IF NUL<NUL1 THEN GO TO 9250
9224 IF NUL<NUL4 THEN GO TO 9270
9226 GO TO 9258
9230 IF NVG>18.5 THEN GO TO 9247
9232 RESTORE 9135
9234 GO SUB 9800
9236 LET NUL1=YY
9238 RESTORE 9145
9240 GO SUB 9800
9242 LET NUL2=YY
9244 RESTORE 9140
9246 GO SUB 9800
9248 LET NUL4=YY

```

```

9240 IF NUL<NUL2 THEN GO TO 9296
9242 IF NUL<NUL1 THEN GO TO 9280
9244 IF NUL<NUL4 THEN GO TO 9270
9246 GO TO 9258
9248 RESTORE 9145
9250 GO SUB 9800
9252 LET NUL2=YY
9254 RESTORE 9140
9256 GO SUB 9800
9258 LET NUL4=YY
9260 IF NUL<NUL2 THEN GO TO 9296
9262 IF NUL<NUL4 THEN GO TO 9270
9264 LET A#="FLUJO ESPUMA": LPRIN
T A#": RETURN
9266 LET A#="FLUJO SACHE A": LPR
INT A#": RETURN
9270 LET A#="FLUJO SACHE C": LPR
INT A#": RETURN
9274 LET A#="FLUJO BURBUJA": LPR
INT A#": RETURN
9276 LET A#="FLUJO DE TRANSICION
": LPRINT A#": RETURN
9280 REM SUB 9280 PARA CALCULO
DE TENSION SUPERFICIAL (DYNA
/CM), SIGMA0 (BAKER), SIGMAW (H
OUGH)
9301 LET IDEG=2
9302 IF T<=85 THEN GO TO 9308
9304 LET SIGMA0=37.67-.261*API
9306 GO TO 9310
9308 LET SIGMA0=39.195-.2585*API
9310 IF P<3200 THEN GO TO 9316
9312 LET POR100=.1
9314 GO TO 9321
9316 DATA 8,0,600,1200,1800,2400
,3200,1,625,.415,.275,.175,.1
9317 RESTORE 9316
9318 LET XX=P
9319 GO SUB 9800
9320 LET POR100=YY
9322 LET SIGMA0=SIGMA0*POR100
9324 IF FW<0 THEN GO TO 9327
9326 LET SIGMAW=0
9328 RETURN
9329 DATA 6
9330 DATA 0,500,2000,3000,7000,1
0000,76,67,59,53,51,49
9331 DATA 6
9332 DATA 0,500,2000,5000,7000,1
0000,53,49,5,39,5,21,22,25,6
9333 DATA 74,280
9334 IF T>74 THEN GO TO 9344
9336 RESTORE 9327
9338 LET XX=P
9340 GO SUB 9800
9342 LET SIGMAW=YY
9344 RETURN
9346 IF T<280 THEN GO TO 9355
9348 RESTORE 9329
9350 LET XX=P
9352 GO SUB 9800
9354 LET SIGMAW=YY
9356 RETURN
9358 REM DOBLE INTERPOLACION
9360 LET N=6
9362 DIM X(10)
9364 DIM Y(10)
9366 DIM A(2)
9368 LET XX=P
9370 RESTORE 9328
9372 FOR K=1 TO 2
9374 FOR I=1 TO 6
9376 READ X(I)
9378 NEXT I
9380 FOR J=1 TO 6
9382 READ Y(J)
9384 NEXT J
9386 GO SUB 9836
9388 LET A(K)=YY
9390 RESTORE 9330

```

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

```

94078 NEXT K
94081 RESTORE 9331
94084 FOR M=1 TO 2
94086 LET Y(M)=R(M)
94088 READ X(M)
94091 NEXT M
94094 LET XX=T
94096 LET YY=Y(1)+(Y(2)-Y(1))/(X(1)-X(2))
94098 LET SIGMA=YY
94101 RETURN
94104 REM SUB 9308 PARA CALCULO
94106 DE RS Y RSW (scf/STB)
94108 PARA ACEITE STANDING O
94110 VAZQUEZ-BEGGS
94112 PARA AGUA KATZ
94114 IF SGPG<.55 THEN LET SGPG=.7
94116 LET SG100=SGPG
94118 IF GOR=0 THEN GO TO 9538
94120 LET TEHR=T+460
94122 LET SGO=141.5/(131.5+API)
94124 IF ICODE=2 THEN GO TO 9432
94126 IF ICODE=1 THEN GO TO 9420
94128 PRINT "INTRODUZCA ICODE COR RECTO"
94131 STOP
94134 REM CORRELACION STANDING
94136 LET A1=.0125*API-.00091*T
94138 LET B1=10*A1
94140 LET RS=SGPG*(P*B1/10)+1.205
94142 LET PB=(18/B1)*(GOR/SGPG)+.7
94144 GO TO 9458
94146 REM CORR. VAZQUEZ-BEGGS
94148 LET FAC=1+.255755E-4*API*TB
94150 EP=N*(PSEP/114.7)
94152 LET SG100=FAC*SGPG
94154 IF API>30 THEN GO TO 9448
94156 LET A=1.0937
94158 LET B=27.64
94160 LET C=11.172
94162 GO TO 9454
94164 LET A=1.137
94166 LET B=55.85
94168 LET C=10.393
94170 LET RS=(SG100*P+A/B)*10*(C*PI*TEHR)
94172 LET PB=(B*GOR/(SG100*10*(C*PI*TEHR)))+(1/A)
94174 IF RS<GOR THEN GO TO 9470
94176 LET RS=GOR
94178 LET SGPG=SGPG
94180 LET SGDG=SGPG
94182 GO TO 9536
94184 DATA 80,160,220,340,0,0,0,0,
94186 80,160,220,340,0,2,1.5,1.5,1
94188 80,160,220,340,10,3,7.4,8.6,
94190 80,160,160,220,340,20,7,19.6,
94192 16,3,25,1,60,160,220,340,36,9
94194 31,64,56,9,14,7,200,1000,300
94196 0,10,000
94198 RESTORE 9470
94200 LET N=4
94202 DIM X(4)
94204 DIM Y(4)
94206 DIM A(5)
94208 LET XX=T
94210 LET IDEG=2
94212 FOR K=1 TO 5
94214 FOR I=1 TO 4
94216 READ X(I)
94218 NEXT I
94220 FOR J=1 TO 4
94222 READ Y(J)
94224 NEXT J
94226 GO SUB 9336
94228 LET A(K)=YY
94230 NEXT K

```

```

94232 DIM X(5)
94234 DIM Y(5)
94236 FOR M=1 TO 5
94238 LET Y(M)=R(M)
94240 READ X(M)
94242 NEXT M
94244 LET N=5
94246 LET XX=P
94248 GO SUB 9336
94250 LET RS=YY
94252 LET OG=00*GOR
94254 LET OGS=00*RS+OU*RSU
94256 IF OGS>00 THEN GO TO 9518
94258 LET RSU=(OG-00*RS)/OU
94260 LET SGPG=SGPG
94262 LET SGDG=SGPG
94264 RETURN
94266 LET SGDG=(API+12.5)/50-3.57
94268 *-6*API*RS
94270 IF SGDG<.55 THEN LET SGDG=.7
94272 IF SGDG<SGPG THEN LET SGDG=SGPG
94274 LET WTGAST=00*GOR*.0764*SGPG
94276 LET WTGASD=.0764*SGDG*(RS+0
94278 0+RSU*OU)
94280 LET WTGASF=WTGAST-WTGASD
94282 LET SGFG=WTGASF/(.0764*(00*
94284 GOR+RS)+OU*RSU)
94286 IF SGFG<.55 THEN LET SGFG=.7
94288 GO
94290 IF SGFG>SGPG THEN LET SGFG=SGPG
94292 RETURN
94294 LET RS=0
94296 LET RSU=0
94298 LET SGDG=SGPG
94300 LET SGFG=SGPG
94302 LET SG100=SGPG
94304 LET PB=14.7
94306 RETURN
94308 REM SUB 9058 PARA CALCULAR
94310 FACTORES VOLUMETRICOS DEL A
94312 CEITE Y DEL AGUA.
94314 SI P<PB Y JCODE=1 USA VAZ
94316 QUEZ-BEGGS PARA 80.
94318 SI P<PB Y JCODE=2 USA STAN
94320 DING PARA 80.
94322 SI P>PB USA VAZQUEZ-BEGGS.
94324 PARA CALCULO DE SU USA GOULD
94326 LET SGO=141.5/(131.5+API)
94328 IF JCODE=1 THEN GO TO 9534
94330 IF JCODE=2 THEN GO TO 9560
94332 IF P<PB THEN GO TO 9578
94334 LET B0=.972+(1.47E-4)*(GOR
94336 *(SGPG/360)+.5+1.25*T)+1.175
94338 GO TO 9532
94340 LET B0=.972+(1.47E-4)*(RS*(
94342 SGPG/360)+.5+1.25*T)+1.175
94344 GO TO 9540
94346 PRINT "INTRODUZCA JCODE COR
94348 RECTO"
94350 STOP
94352 LET D=(T-60)*API/SG100
94354 IF API<30 THEN GO TO 9504
94356 LET A=.11
94358 LET B=.1337
94360 GO TO 9512
94362 LET A=.1781
94364 LET B=-1.6105
94366 IF P<PB THEN GO TO 9524
94368 LET B0B=1+4.67E-4*GOR+R*D*1
94370 E-4+B*GOR*D*1E-5
94372 GO TO 9532
94374 LET B0=1+4.67E-4*RS+R*D*1E-
94376 4+B*RS*D*1E-5
94378 GO TO 9540

```

TESIS CON
 FALLA DE ORIGEN

```

9632 LET CO=(-1433+5*RS+17.2*T-1
180*SG100+12.81*API)/(1E5*P)
9635 LET BO=BOB*EXP(CO*(PS-P))
9640 IF BO<1 THEN LET BO=1
9644 LET BU=1+1.2E-4*(T-60)+1E-5
*(T-60)^2-3.33E-6*P
9646 RETURN
9650 REM SUB WATER PARA CALCULO
O DE VISC. DEL ACEITE .PARA P<P
B USA BEGGS-ROBINSON, PARA P>PB
USA VAZQUEZ-BEGGS . CALCULA VISC
. DEL AGUA USANDO VAN-WINGEN .
T(FAR),RS(SGF/STB),P(PSIA),VISC
(OP)
9654 LET C=3.0324-.02023*API
9655 LET B=10^C
9656 LET A=B/T^1.163
9657 LET VISO=10^A-1
9670 LET D=10.715/(RS+100)^.515
9674 LET F=5.44/(RS+150)^.338
9678 LET VISO=D*VISO^F
9682 IF P<PB THEN GO TO 9694
9686 LET VM=2.6*P^1.187*10^(-.03
96-3*P-.5)
9690 LET VISO=VISO*(P/PB)^VM
9694 LET VISO=EXP(1.003-1.479E-
2*T+1.932E-5*T^2)
9696 RETURN
9700 REM SUB WATER PARA CALCULO
DE VISCOSIDAD DEL GAS POR CORRE
LACION DE LER, T(FAR),P(PSIA),RH
OG(GR/CC),VISO(OP),Z=Z.SGFG=DENS
. REL. GAS LIBRE
9704 LET TABS=T+460
9706 LET A=(9.4+53*SGFG)*(TABS+
1.5)/(1209+551*SGFG+TABS)
9712 LET B=3.5+(296/TABS)+.29*SG
FG
9716 LET C=2.4-.2*5
9720 LET RHOG=29*SGFG*P/(668.928
*Z*TABS)
9724 LET VISO=A*EXP(B*RHOG^C)/1
0000
9726 RETURN
9730 REM SUB WATER PARA CALCULO D
E FACTOR DE DESVIACION DE LOS GA
SES; T(FAR),PSIG,SGFG=DENS REL G
AS LIBRE
9734 LET TR=(T+460)/(169+314*SGF
G)
9736 LET PSIG=P-14.7
9738 LET PR=PSIG/(708.75-57.6*SG
FG)
9762 LET A=-.101-.36*TR+1.3868*(
TR-.919)^.5
9766 LET B=.021+.04275/(TR-.65)
9770 LET C=.6222-.1224*TR
9774 LET D=.0557/(TR-.86)-.037
9776 LET E=.32*EXP(-19.53*(TR-1
))
9782 LET F=.122*EXP(-11.3*(TR-1
))
9786 LET G=PR*(C+D*PR+E*PR^4)
9790 LET Z=A+B*PR+(1-A)*EXP(-G)
-F*(PR/10)^4
9795 RETURN

```

```

9800 REM SUB WATER PARA INTERPO
LACION EN CURVAS POR METODO DE L
AGRANGE
9804 DIM X(20); DIM Y(20)
9806 READ N
9812 FOR I=1 TO N
9816 READ X(I)
9820 NEXT I
9824 FOR J=1 TO N
9828 READ Y(J)
9832 NEXT J
9834 LET IDEG=2
9836 LET N1=IDEG+1
9840 IF XX<=X(1) THEN GO TO 9852
9844 IF XX>=X(N) THEN GO TO 9860
9848 GO TO 9868
9852 LET YY=Y(1)
9856 RETURN
9860 LET YY=Y(N)
9864 RETURN
9868 FOR M=N1 TO N
9870 LET MAX=M
9872 IF XX<X(MAX) THEN GO TO 988
9876 NEXT M
9880 LET MIN=MAX-IDEG
9884 LET FACTOR=1
9886 FOR I=MIN TO MAX
9890 IF XX<=X(I) THEN GO TO 9904
9894 LET FACTOR=FACTOR*(XX-X(I))
9896 NEXT I
9900 GO TO 9912
9904 LET YY=Y(I)
9906 RETURN
9912 LET YY=0
9916 FOR I=MIN TO MAX
9920 LET TERM=Y(I)*FACTOR/(XX-X(I))
9924 FOR J=MIN TO MAX
9926 IF I=J THEN GO TO 9934
9930 LET TERM=TERM/(X(I)-X(J))
9934 NEXT J
9938 LET YY=YY+TERM
9942 NEXT I
9946 RETURN
*****

```

A P E N D I C E C

GLOSARIO DE TERMINOS

Colgamiento

El colgamiento (H_L) está definido como la relación entre el volumen de líquido existente dentro de una sección de tubería a las condiciones de flujo , entre el volumen de la sección aludida .

$$H_L = \frac{\text{Volumen de líquido en una sección de tubería}}{\text{Volumen de una sección de tubería}}$$

Debido a la diferencia de densidades entre el líquido y el gas , cuando fluyen simultáneamente , existirá un resbalamiento entre ambas fases , por lo que el colgamiento variará continuamente a lo largo de una misma tubería .

El colgamiento de líquido es una fracción que varía desde cero para flujo de gas , hasta uno para flujo de líquidos . El remanente del segmento de tubería , que es ocupado por el gas , es referido como la fracción de gas , es decir :

$$H_g = 1 - H_L$$

Colgamiento sin resbalamiento

Cuando el gasto de la mezcla es alto , de tal manera que la velocidad del líquido y el gas son prácticamente iguales , no existe resbalamiento entre las fases y por consiguiente la relación de volumen del líquido a volumen total no variará a lo largo de la tubería , quedando la fracción líquida sin resbalamiento (λ_L) en función de los gastos de líquido y gas a la entrada de la tubería .

$$\lambda_L = \frac{q_L}{q_L + q_g}$$

donde q_L y q_g son los gastos de líquido y gas a condiciones de flujo .

La fracción de gas sin resbalamiento (λ_g) se define como :

$$\lambda_g = 1 - \lambda_L$$

Velocidad de resbalamiento

Es la diferencia entre las velocidades del gas y del líquido , medidos a condiciones de escurrimiento .

$$\text{Velocidad de resbalamiento} = \frac{\text{Velocidad del gas}}{\text{a.c. escurrimiento}} - \frac{\text{Velocidad del líquido}}{\text{a.c. escurrimiento}}$$

Número de Froude

Representa la relación de las fuerzas de inercia a las fuerzas de gravedad . Puede ser usado para caracterizar el flujo dondequiera que las fuerzas de gravedad influyan en el flujo de los fluidos .

$$N_{FR} = \frac{v^2}{g d}$$